



Aktenzeichen IV-7-042 600 003 I

Energieeinsparung bei Membranbelebungsanlagen - Phase I

ABSCHLUSSBERICHT

Im Auftrag von:

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



Projektleitung:



Projektpartner:



Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft an der RWTH Aachen (FiW) e.V. · www.fiw.rwth-aachen.de
Kackertstraße 15 – 17 · 52056 Aachen · Fon 0241 80 2 68 25 · Fax 0241 80 2 28 25 · fiw@fiw.rwth-aachen.de



Aktenzeichen IV-7-042 600 003 I

Energieeinsparung bei Membranbelebungsanlagen - Phase I

ABSCHLUSSBERICHT

Aachen, im Dezember 2011
FiW an der RWTH Aachen

ISA der RWTH Aachen

Dr.-Ing. F.-W. Bolle

Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp

Bietergemeinschaft	
Bietergemeinschaft FiW/ RWTH/ Pöyry	
Bevollmächtigter Vertreter	Bearbeiter
 <p>Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft (FiW) e.V. an der RWTH Aachen Dr.-Ing. F.-W. Bolle Kackertstr. 15-17 52056 Aachen Tel.: 0241 / 80 26825 Fax: 0241 / 80 22825 Email: fiw@fiw.rwth-aachen.de www.fiw.rwth-aachen.de</p>	<p>Dr.-Ing. H. Riße risse@fiw.rwth-aachen.de Dipl.-Ing. S. Gredigk-Hoffmann gredigk@fiw.rwth-aachen.de</p>
Projektleitung	Bearbeiter
 <p>Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp Mies-van-der-Rohe-Str. 1 52074 Aachen Tel.: 0241 80 25207 Fax: 0241 80 22285 Email: isa@isa.rwth-aachen.de www.isa.rwth-aachen.de</p>	<p>Dipl.-Ing. K. Veltmann veltmann@isa.rwth-aachen.de Dr.-Ing. L. Palmowski palmowski@isa.rwth-aachen.de</p>
Projektpartner	Bearbeiter
 <p>Pöyry Deutschland GmbH Kruppstraße 82 45145 Essen Tel.: 0201 82054 - 24 Fax: 0201 82054 - 22</p>	<p>Dipl.-Ing. C. Mauer christian.mauer@poyry.com Dipl.-Ing. C. Simsheuser caroline.simsheuser@poyry.com Dipl.-Ing. U. Schmitz ulrich.schmitz@poyry.com Dipl.-Ing S. Eckers sabrina.eckers@poyry.com</p>

Inhaltsverzeichnis

1.	Veranlassung und Zielsetzung	1
2.	Kenntnisstand	5
2.1.	Energieverbrauch kommunaler Membranbioreaktoren	5
2.1.1.	Allgemeine Erkenntnisse	5
2.1.2.	Energieverbrauchswerte für MBR aus Literatur und Vorarbeiten der Projektbearbeiter	7
2.1.3.	Energieverbrauch in Eitorf, Konzen und Seelscheid	10
2.1.4.	Energieeinsparmaßnahmen	12
2.2.	Schlammstabilisierung	16
2.2.1.	Simultan aerobe Schlammstabilisierung	16
2.2.2.	Anaerobe Schlammstabilisierung	17
2.3.	Faulgasertrag	17
2.4.	Schlammfiltrierbarkeit und Membranfouling	22
2.4.1.	Einfluss der Betriebsparameter	24
2.4.2.	Einfluss einer Vorklärung	26
2.5.	Klärschlamm entwässerung	27
2.6.	CO ₂ -Bilanzen auf Kläranlagen	30
2.6.1.	Indirekte Emissionen	32
2.6.2.	Direkte Emissionen	32
2.6.3.	Direkte Emissionen bei Membrananlagen	39
3.	Material und Methoden	42
3.1.	Faulversuche	42
3.2.	Entwässerungsversuche	46
3.3.	Untersuchte Kläranlagen	49
3.3.1.	MBR Seelscheid	49
3.3.2.	MBR Eitorf	52
3.3.3.	MBR Konzen	56
3.3.4.	Kläranlage Aachen-Soers	59
3.4.	Untersuchungsprogramm	63

4.	Ergebnisse und Diskussion	65
4.1.	Laborversuche	65
4.1.1.	Faulversuche	65
4.1.2.	Entwässerungsversuche	76
4.2.	Beprobung der Vorklärung	78
5.	Modellanlage	82
5.1.	Grundlagen Modellanlage für 130.000 E	82
5.1.1.	Wassermengen	83
5.1.2.	Konzentrationen und Frachten	84
5.2.	Bemessung der Vorklärung	84
5.3.	Bemessung der biologischen Stufe	86
5.4.	Auslegung der Membranstufe	87
5.5.	Berechnung des Energiebedarfs	89
5.5.1.	Hebewerke	90
5.5.2.	Rechen	91
5.5.3.	Sandfang	91
5.5.4.	Membranfiltration	92
5.5.5.	Rezirkulation	97
5.5.6.	Belüftung Belebungsbecken	98
5.5.7.	Umwälzung/ Rührwerke	100
5.5.8.	Infrastruktur	101
5.5.9.	Voreindickung	101
5.5.10.	Stabilisierung	101
5.5.11.	Entwässerung	102
5.5.12.	Gasertrag	102
5.6.	Gesamter Energiebedarf für 100.000 E mit Vorklärung/ Faulung	104
5.7.	Energieerzeugung durch das BHKW	105
5.8.	Wärmebedarf und Wärmeerzeugung durch das BHKW	106
5.9.	Modellanlage für 100.000 E ohne Vorklärung/ Faulung	108
5.10.	Modellanlage für 20.000 E mit und ohne Vorklärung/ Faulung	113

6.	CO₂-Bilanzen	116
7.	Kostenschätzung und -vergleichsbetrachtungen	119
7.1.	Investitionskosten.....	119
7.2.	Betriebskosten.....	131
7.3.	Ermittlung der Jahreskosten - Vergleichsbetrachtung.....	139
8.	Entscheidungsmatrix als Planungshilfe	142
9.	Zusammenfassung und Fazit	144
10.	Literaturverzeichnis.....	146
Anhang		156
A1:	Reale Einwohnerwerte Eitorf	156
A2:	Zu- und Ablaufwerte der VK der KA Eitorf	156
A3:	Zu- und Ablaufwerte der VK der KA Seelscheid.....	160
A4:	Bemessung der biologischen Stufe 130.000 E mit Vorklärung.....	165
A5:	Bemessung der biologischen Stufe 130.000 E ohne Vorklärung	168
A6:	Ermittlung der mittleren erforderlichen Sauerstoffzufuhr 130.000 E mit Vorklärung.....	170
A7:	Ermittlung der mittleren erforderlichen Sauerstoffzufuhr 130.000 E ohne Vorklärung.....	172
A8:	Modellanlage für 20.000 E mit Vorklärung/ Faulung.....	174
A9:	Bemessung BHKW-Anlage 20.000 E	189
A10:	Bemessung BHKW-Anlage 130.000 E	190
A11:	Ermittlung des erforderlichen Personalbedarfs.....	191

Verzeichnis der Bilder

Bild 2-1:	Prozentuale Aufteilung des Energieverbrauches auf die einzelnen Verfahrensstufen in Nordkanal (0,92 kWh/m ³) [PÖRY, 2009a].....	6
Bild 2-2:	Energieverbrauch der MBR Eitorf, Konzen und Seelscheid [PINNEKAMP, 2011].....	11
Bild 2-3:	Energieverbrauch des MBR während verschiedener Phasen in Seelscheid [PINNEKAMP, 2011]	14
Bild 2-4:	Verteilung der Treibhausgasemissionen in CO ₂ -Äquivalenten im Abwasserreinigungs- und Klärschlammbehandlungsprozess [BOLLE UND GENZOWSKY, 2011]	31
Bild 2-5:	THG-Emissionen aus Kläranlagen	32
Bild 2-6:	Theoretische Möglichkeit der N ₂ O-Bildung während der Nitrifikation [nach LEMMER ET AL., 1996].....	36
Bild 2-7:	Schema der N ₂ O-Freisetzung bei der Denitrifikation [nach LEMMER ET AL., 1996].....	36
Bild 3-1:	Versuchsapparatur zur Bestimmung des Faulverhaltens von Schlämmen [DIN 38414-8, 1985]	43
Bild 3-2:	Mögliche Kurvenverläufe der Gasentwicklung [DIN 38414-8, 1985]	45
Bild 3-3:	Versuchsaufbau der Faulversuche	46
Bild 3-4:	Messkopf des CST-Gerätes [nach ATV, 1992].....	47
Bild 3-5:	CST-Gerät „Triton W.R.C Multipurpose Filtration Unit TW 166“	48
Bild 3-6:	Fließschema der KA Seelscheid.....	49
Bild 3-7:	Membranbiologie mit Gebläsezuordnung in Seelscheid.....	50
Bild 3-8:	Fließschema der KA Eitorf.....	52
Bild 3-9:	Fließschema des MBR Eitorf	53
Bild 3-10:	Schlammbehandlung auf der KA Eitorf [gpc, 2004].....	55
Bild 3-11:	Fließschema der KA Konzen	56
Bild 3-12:	Fließschema des MBR Konzen [nach HÜBNER und ROLFS, 2007]	57
Bild 3-13:	Fließschema der KA Aachen Soers.....	59
Bild 3-14:	Schlammbehandlung auf der KA Aachen Soers	61
Bild 4-1:	Gasbildung der Soerser Schlämme bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 1. Versuchsreihe.....	65

Bild 4-2:	Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 2. Versuchsreihe.....	67
Bild 4-3:	Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 3. Versuchsreihe.....	69
Bild 4-4:	Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 4. Versuchsreihe.....	70
Bild 4-5:	Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 5. Versuchsreihe.....	71
Bild 4-6:	Im Laborversuch ermittelte Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] verschiedener Schlämme im Mittel.....	72
Bild 4-7:	Gasbildung in Abhängigkeit des Glühverlustes	74
Bild 4-8:	Methangehalte der Faulgase.....	75
Bild 4-9:	CST vor und nach der Faulung	77
Bild 4-10:	Änderung der Verschmutzungsparameter in der Vorklärung in Eitorf als Mittelwert aus neun 24 h-Mischproben.....	78
Bild 4-11:	Änderung der Verschmutzungsparameter in der Vorklärung in Seelscheid als Mittelwert aus neun 24 h-Mischproben.....	80
Bild 4-12:	Konzentrationen der Verschmutzungsparameter im Rohabwasser sowie nach verschiedenen Aufenthaltszeiten in der Vorklärung in Anlehnung an das ATV-DVWK-A 131 (2000).....	81
Bild 5-1:	Fließschema der Modellanlage mit Schlammbehandlung.....	82
Bild 5-2:	Prozentuale Aufteilung des Energiebedarfs auf die einzelnen Verfahrensstufen (100.000 E mit Vorklärung/ Faulung)	105
Bild 5-3:	Gegenüberstellung von Wärmebedarf und Wärmeerzeugung	108
Bild 5-4:	Fließschema der Modellanlage ohne Vorklärung	109
Bild 5-5:	Prozentuale Aufteilung des Energiebedarfs auf die einzelnen Verfahrensstufen (100.000 E ohne Vorklärung/ Faulung).....	112
Bild 5-6:	Vergleich des Energiebedarfs der Modellanlagen für 100.000 E mit und ohne Vorklärung/ Faulung	113
Bild 5-7:	Vergleich des Energiebedarfs der Modellanlagen für 14.000 E mit und ohne Vorklärung/ Faulung	115
Bild 7-1:	Anteile Investitionskosten Abwasseranlagen [nach MUNLV / ISA, 2003].....	121
Bild 7-2:	Investitionskosten Vorklärbecken (korrigierter Preisindex 2011; netto) [auf Basis von GÜNTHERT UND REICHERTER, 2001].....	125
Bild 7-3:	Investitionskosten Belebungsbecken (korrigierter Preisindex 2011; netto) [auf Basis von PINNEKAMP, 2007]	126

Bild 7-4:	Investitionskosten Voreindicker [auf Basis von ATV, 1995] (Bezugsjahr 1992).....	127
Bild 7-5:	Investitionskosten Faulung [auf Basis von ATV, 1995] (Bezugsjahr 1992) ...	128
Bild A-1:	TS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf.....	156
Bild A-2:	AFS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf	157
Bild A-3:	CSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf.....	157
Bild A-4:	BSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf.....	158
Bild A-5:	Ges.-N. (hom) im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf	158
Bild A-6:	NH ₄ -N im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf.....	159
Bild A-7:	Ges.-P. im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf.....	159
Bild A-8:	o-PO ₄ im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf	160
Bild A-9:	TS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid	160
Bild A-10:	AFS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid	161
Bild A-11:	CSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid	161
Bild A-12:	BSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid.....	162
Bild A-13:	Ges.-N. (hom) im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid	162
Bild A-14:	NH ₄ -N im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid.....	163
Bild A-15:	Ges.-P im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid.....	163
Bild A-16:	o-PO ₄ im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid	164

Verzeichnis der Tabellen

Tabelle 2-1:	Energieverbrauch von MBR.....	9
Tabelle 2-2:	Zusammenfassung von Energieverbrauchswerten [PINNEKAMP, 2011].....	10
Tabelle 2-3:	Vergleich von Energieverbrauchsdaten und hydraulischen Kennwerten der MBR Eitorf, Konzen und Seelscheid [PINNEKAMP, 2011].....	12
Tabelle 2-4:	Ziel- und Toleranzwerte des Energieverbrauches für konventionelle Anlagen und MBR [HABERKERN ET AL., 2008].....	15
Tabelle 2-5:	Einwohnerspezifischer oTR-Anfall [g/(E d)] [MURL, 1999].....	18
Tabelle 2-6:	Faulgasausbeute bezogen auf den zugeführten oTR [L/(kg oTR)] [MURL, 1999].....	19

Tabelle 2-7: Einwohnerspezifischer Faulgasanfall [L/(E d)] [MURL, 1999]	19
Tabelle 2-8: Einwohnerspezifischer Faulgasanfall [L/(E d)] [ATV-DVWK-M 363, 2002]	20
Tabelle 2-9: Ziel- und Toleranzwerte für spezifische Faulgasmengen [HABERKERN ET AL., 2008]	21
Tabelle 2-10: Erreichbare Feststoffgehalte und Polymerbedarf unterschiedlicher Schlämme	30
Tabelle 3-1: Beurteilung der Entwässerbarkeit des Schlammes anhand des CST	48
Tabelle 3-2: Auslegungsdaten der KA Seelscheid	50
Tabelle 3-3: Schlammalter in Seelscheid 2010	51
Tabelle 3-4: Einwohnerspezifischer Rohschlammanfall in Seelscheid.....	51
Tabelle 3-5: Auslegungsdaten der KA Eitorf (für MBR).....	54
Tabelle 3-6: Auslegungsdaten der KA Konzen.....	58
Tabelle 3-7: Auslegungsdaten der KA Aachen-Soers	61
Tabelle 3-8: Versuchsplan für Laborversuche.....	63
Tabelle 4-1: Methanertrag der verschiedenen Verdünnungsansätze.....	66
Tabelle 4-2: Gegenüberstellung von Literaturwerten zu den Werten aus den Versuchen und Hochrechnung für MBR-Schlämme.....	73
Tabelle 4-3: Aufenthaltszeit in der VK während der Probenahmetage in Eitorf	78
Tabelle 4-4: Aufenthaltszeit in der VK während der Probenahmetage in Seelscheid	79
Tabelle 5-1: Wassermengen für Mischwasserabfluss bei 130.000 E.....	83
Tabelle 5-2: Schmutzfrachten im Zulauf zur Modellanlage	84
Tabelle 5-3: Bemessungswerte der Vorklärung	85
Tabelle 5-4: Elimination in der Vorklärung und Frachten zum Belebungsbecken.....	86
Tabelle 5-5: Bemessung des erforderlichen Belebungsbeckenvolumens nach HSG für die Anlage mit 130.000 E Ausbaugröße und Vorklärung	87
Tabelle 5-6: Vergleich von Membranmodulen (1)	87
Tabelle 5-7: Vergleich von Membranmodulen (2)	88
Tabelle 5-8: Dimensionierung der Membranfiltration.....	89
Tabelle 5-9: gewählte Membranparameter.....	89
Tabelle 5-10: Wassermengen für Mischwasserabfluss bei 100.000 E.....	90
Tabelle 5-11: Schlammeigenschaften und Gasertrag	103

Tabelle 5-12: Gesamter Energiebedarf der einzelnen Verfahrensstufen für 100.000 E mit Vorklärung/ Faulung.....	104
Tabelle 5-13: Energieerzeugung durch Blockheizkraftwerk	106
Tabelle 5-14: Wärmebedarf Stabilisierung	107
Tabelle 5-15: Schmutzfrachten zum BB, ohne Elimination durch Vorklärung	109
Tabelle 5-16: Belebungsvolumen ohne vorherige Vorklärung, mit einem $t_{TS} = 25$ d	110
Tabelle 5-17: Gesamter Energiebedarf der einzelnen Verfahrensstufen für 100.000 E ohne Vorklärung/ Faulung	111
Tabelle 5-18: Wassermengen für Mischwasserabfluss bei 20.000 E	114
Tabelle 6-1: CO ₂ -Emission der Modellanlage für 100.000 E und 14.000 E ohne VK und mit simultan aerober Schlammstabilisierung	116
Tabelle 6-2: CO ₂ -Emission der Modellanlage für 100.000 E und 14.000 E mit VK und anaerober Schlammstabilisierung	117
Tabelle 6-3: Methanemissionen durch die anaerobe Schlammstabilisierung.....	118
Tabelle 6-4: CO ₂ -Bilanz für 100.000 E und 14.000 E	118
Tabelle 7-1: Gegenüberstellung der Verteilungsansätze.....	120
Tabelle 7-2: Detaillierte Investitionskosten der Modellanlagen 20.000 E und 130.000 E ohne VK / Faulung (Bezugsjahr 2011)	123
Tabelle 7-3: Volumen und Investitionskosten der Vorklärbecken.....	125
Tabelle 7-4: Volumen und Investitionskosten der Belebungsbecken	127
Tabelle 7-5: Detaillierte Investitionskosten der Modellanlagen 20.000 E und 130.000 E mit VK / Faulung.....	130
Tabelle 7-6: Zusammenfassung der Investitionskosten	131
Tabelle 7-7: Mitarbeiterzahl und Jahreskosten Personal.....	132
Tabelle 7-8: Energiebedarf und -kosten (0,15 EUR/kWh)	134
Tabelle 7-9: Ermittlung der Klärschlammengen.....	136
Tabelle 7-10: Entsorgungskosten [EUR/a]	137
Tabelle 7-11: Detaillierte Betriebskosten der Modellanlagen	138
Tabelle 7-12: Zusammenstellung der Betriebskosten	138
Tabelle 7-13: Verteilung der Investitionskosten.....	139
Tabelle 7-14: Nutzungsdauer der Positionen und ermittelter KFAKR	140

Tabelle 7-15: Investitionskostendarstellung als Jahreskosten nach [LAWA, 1994] in [EUR/a].....	140
Tabelle 7-16: Gesamtjahreskostenvergleich nach LAWA (1994) (umgerechnete Investitionskosten + Betriebskosten) [EUR/a]	141
Tabelle 8-1: Entscheidungsmatrix der Variantenuntersuchung am Beispiel der Modellanlage	142
Tabelle A-1: Reale Einwohnerwerte Eitorf	156

Verzeichnis der Abkürzungen

Abkürzung	Erläuterung	Einheit
AFS	Abfiltrierbare Stoffe	
AOX	adsorbierbare organische Halogenkohlenwasserstoffe	[µg/l]
B	Fracht	[g/(E d)] [kg/d]
BB	Belebungsbecken	
BHKW	Blockheizkraftwerk	
BSB	Biochemischer Sauerstoffbedarf	[mg/L]
B _{TS}	Schlammbelastung	[kg BSB/(kg TS d)]
CH ₄	Methan	
CO ₂	Kohlenstoffdioxid	
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	[mg/L]
CST	Capillary Suction Time (Kapillare Fließzeit)	[s]
DN	Denitrifikation	
DOC	dissolved organic carbon (gelöster organischer Kohlenstoff)	
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.	
E	Energiebedarf/ -verbrauch	kWh/m ³ kWh/(E a)
EMSR	Elektro-, Mess-, Steuer- und Regelungstechnik	
EPS	Extrazelluläre polymere Substanzen	
EW	Einwohnerwert	[E]
FHM	Flockungshilfsmittel	
FI ₁₅	Filtrationsindex	[-]
g	Erdbeschleunigung: 9,81 m/s ²	[m/s ²]
GK	Größenklasse	
GR	Glührückstand	[%]
GV	Glühverlust	[%]
GWP	Global warming potential	
HSG	Hochschulgruppenansatz	
H ₂	Wasserstoff	
IK	Investitionskosten	
IS	Impf Schlamm	

Abkürzung	Erläuterung	Einheit
ISV	Schlammindex	[mL/g]
IW	Idealwert	
KA	Kläranlage	
KFAKR	Kapitalwiedergewinnungsfaktor	
KW	Kalenderwoche	
MBR	Membranbioreaktor	
N	Nitrifikation	
NH ₄ -N	Ammoniumstickstoff	[mg/L]
NO ₂ -N	Nitritstickstoff	[mg/L]
NO ₃ -N	Nitratstickstoff	[mg/L]
N ₂ O	Distickstoffmonoxid/ Lachgas	
O ₂	Sauerstoff	
oTR	Organischer Trockenrückstand	[g/L]
oTS	Organischer Trockensubstanzgehalt	[g/L]
p	Druck	[bar]
P	Phosphor	[mg/L]
P	Leistungsaufnahme	[kW]
orthoP	Ortho-Phosphat	[mg/L]
ProM	„Prozessoptimierung von Membranbelebungsanlagen“ vom Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz gefördertes Forschungsvorhaben, das am ISA bearbeitet wird	
PS	Primärschlamm	
Q	Volumenstrom	[m ³ /d]
q	Oberflächenbeschickung	[m/h]
RRB	Regenrückhaltebecken	
RS	Rücklaufschlamm	
RÜB	Regenüberlaufbecken	
RW	Richtwert	
SFI	Schlammfiltrationsindex	[s/TR]
SMP	Soluble microbial products	
SRF	Specific resistance to filtration (spez. Filtrationswiderstand)	[m/kg]
SRT	Sludge retention time (Schlammalter)	[d]

Abkürzung	Erläuterung	Einheit
T	Temperatur	[K]
THG	Treibhausgas	
TKN	Kjeldahl-Stickstoff	
TMP	Transmembrane Pressure (Transmembrandruck)	[mbar]
TR	Trockenrückstand	[g/L]
TS	Trockensubstanzgehalt	[g/L]
t_{TS}	Schlammalter	[d]
ÜSS	Überschussschlamm	
ÜW	Überwachungswert	
v	Fluss	[L/(m ² h)]
V	Volumen	[m ³]
VK; VKB	Vorklärung; Vorklärbecken	
VRM	Vakuum Rotation Membrane	
WS	Wirksubstanz	

1. Veranlassung und Zielsetzung

Orientierungswerte für den Energieverbrauch kommunaler Kläranlagen, ermittelt in einem Leistungsvergleich realer Anlagen, liegen bei 40 kWh/(E a) für Größenklasse (GK) 3 und 35 kWh/(E a) für GK 4 [HABERKERN ET AL., 2008]. Membranbioreaktoren (MBR) weisen gegenüber konventionellen Anlagen einen erhöhten Energieverbrauch auf. Im Allgemeinen ist aktuell je nach Anlagengröße, eingesetztem Modultyp und Stand der Optimierungsmaßnahmen ein um den Faktor zwei bis drei erhöhter spezifischer Energieverbrauch zu verzeichnen [PINNEKAMP, 2011]. Bei ungünstigen Randbedingungen kann dieser Faktor jedoch auch bis zu fünf betragen. Für eine Anlage mit weit vorangeschrittenen Optimierungsmaßnahmen konnte PINNEKAMP (2011) einen lediglich um 40 % erhöhten spezifischen Energieverbrauch ermitteln. Mittlere Energieverbrauchswerte für kommunale MBR in den GK 3 und 4 liegen zwischen 49 kWh/(E a) und 208 kWh/(E a) [PINNEKAMP, 2011].

Der erhöhte Energieverbrauch liegt im entscheidenden verfahrenstechnischen Unterschied des Membranbelebungsverfahrens gegenüber einer konventionellen Anlage begründet: Die Phasenseparation des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches findet im MBR mittels getauchter Mikro- oder Ultrafiltrationsmembranen statt. Um die filtrationsbedingte Deckschichtbildung zu begrenzen, werden die Membranen mit einer grobblasigen Belüftung beaufschlagt. Diese Membranbelüftung oder Cross-Flow-Belüftung macht rund 50 % [PINNEKAMP, 2011] des Gesamtenergieverbrauchs eines MBR aus. Da diese Membranbelüftung auch Sauerstoff einträgt, der in der Nitrifikation genutzt werden kann, kann bei den Belüftungsgebläsen im Belebungsbecken ein Teil der hierzu erforderlichen Energie eingespart werden.

Seit Einführung des Membranbelebungsverfahrens in die kommunale Abwasserreinigung Mitte der 1990er Jahre wurden erhebliche Anstrengungen unternommen, den Energieverbrauch dieser Verfahrenstechnik zu reduzieren. Durch zahlreiche vorangegangene Forschungs- und Entwicklungsprojekte im Bereich der Reduktion des Energieverbrauchs konnten bereits große Optimierungspotentiale aufgezeigt werden.

Neben der Reduktion des Energieverbrauchs stellt die Erhöhung der Eigenenergieerzeugung eine Möglichkeit zur Energieeinsparung und Kostensenkung dar. Klärschlamm stellt ein wesentliches Energiepotential einer Kläranlage dar. Der klassische Weg zu dessen Erschließung ist die getrennte anaerobe Schlammstabilisierung mit Verwertung des anfallenden Klärgases.

Da verbindliche Bemessungsrichtlinien speziell für MBR fehlen, werden diese zunächst nach herkömmlichen Bemessungsrichtlinien für kommunale Kläranlagen (z. B. ATV-DVWK – A 131 oder Hochschulgruppenansatz) bei Ansatz eines erhöhten Tockensubstanzgehaltes (TS_{BB}) von 12 g/L bemessen. Anschließend werden Bemessungsempfehlungen nach MUNLV (2006) berücksichtigt. Hier werden Kriterien

beachtet, die eine Sauerstoffverschleppung aus den stark belüfteten Membrankammern in den Denitrifikationsbereich sowie die Gefahr des Durchschlagens von Konzentrationsspitzen gelöster Inhaltsstoffe durch die wesentlich kleineren Beckenvolumina berücksichtigen. Aus diesen Vorgaben resultieren dann wiederum größere Belebungsbecken, als sie allein bei der Bemessung nach ATV-DVWK - A 131 oder Hochschulgruppenansatz (HSG) erforderlich wären. Da die Anlagen dennoch mit einer hohen Feststoffkonzentrationen betrieben werden, liegt die Schlammbelastung häufig deutlich unter $0,1 \text{ kg BSB}_5/(\text{kgTS d})$, woraus Schlammalter von mehr als 25 Tagen resultieren. Somit erfolgt in den Belebungsbecken eine simultan aerobe Stabilisierung des belebten Schlammes. Hierdurch ergeben sich zwei entscheidende energetische Nachteile:

- Erhöhung des Sauerstoffbedarfs der Belebungsstufe zur Versorgung der Biozönose und damit des Energieverbrauchs für die Belüftung,
- keine bzw. geringere Eigenenergieerzeugung je nachdem ob der Schlamm anschließend noch in einer anaeroben Stabilisierung mitbehandelt wird.

Um die Implementierung einer anaeroben Schlammstabilisierung auf kommunalen MBR ökonomisch sinnvoll gestalten zu können, sind Eingriffe in den Prozess der Abwasserreinigung erforderlich. Zum Erreichen einer optimalen Gas- und damit auch Energieausbeute sind die Installation einer Vorklärung zum Primärschlammabzug und das Herabsetzen des Schlammalters in der Belebungsstufe zur Erhöhung des in die Faulung eingetragenen organischen Materials anzustreben. Beide Eingriffe reduzieren auch den Anteil des in der Biologie zu oxidierenden organischen Materials und liefern damit einen Beitrag zur Energieeinsparung bei der Abwasserreinigung.

Neben rein wirtschaftlichen Überlegungen sind bei einem derart umgestellten Betrieb eines MBR zusätzlich die Auswirkungen auf die Schlammigenschaften und damit der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranstufe zu berücksichtigen. Beim konventionellen Belebungsverfahren erfolgt die Phasenseparation des Belebtschlamm-Wassergemisches mittels Sedimentation im Nachklärbecken, womit die Absetzeigenschaften des Schlammes für die Effektivität des Verfahrens eine entscheidende Bedeutung besitzen. Beim Membranbelebungsverfahren steht dagegen die Schlammfiltrierbarkeit im Vordergrund, da hier die Phasenseparation mittels Filtration erfolgt. Schlecht filtrierbare Schlämme führen im Betrieb zu einem steigenden Energieverbrauch durch die eintretenden höheren Transmembrandrücke (TMP), was unter Umständen zu einer Reduzierung der maximalen hydraulischen Leistungsfähigkeit der Anlagen führen kann. Weiterhin führen Schlämme mit einer schlechten Filtrierbarkeit indirekt zu einem vermehrten Fouling der Membranen.

Da die Anschlussgrößen der bislang errichteten MBR überwiegend unterhalb 20.000 E liegen, wäre nach bestehenden Erkenntnissen eine getrennte anaerobe

Schlammstabilisierung als unwirtschaftlich zu erachten. Bei Planung und Auslegung von konventionellen Kläranlagen in Deutschland hat sich derzeit eine Auslegungsgröße von ca. 20.000 E als Grenze zwischen Anlagen mit aerober und anaerober Schlammstabilisierung als sinnvoll herausgestellt. Eine Auswertung vorhandener statistischer Daten von HABERKERN ET AL. (2008) gibt an, dass für Anlagen der GK 1 bis 3 (< 10.000 E) der Anteil von Anlagen mit Faulung < 1 % beträgt. Gemäß SCHRÖDER (2007) existiert von etwa 10.000 E bis ca. 25.000 E ein Bereich, in dem auf konventionellen Anlagen bisher entweder eine aerobe oder eine anaerobe Klärschlammstabilisierung umgesetzt wurde. Zu berücksichtigen ist, dass in den Jahren 2000 bis 2007 die Kosten für den Einkauf von elektrischer Energie in Deutschland um über 30 % gestiegen sind [ENERGIEAGENTUR NRW, 2009] und in der Zukunft weiter steigende Energiepreise zu erwarten sind. Dadurch kann sich dieser Schwellenwert nach unten verschieben. Bei größeren konventionellen Kläranlagen der GK 4 und 5 mit Schlammfaulung und Gasverwertung wird im Mittel ein Eigenversorgungsgrad im Bereich der elektrischen Energie von ca. 35 % erreicht [HABERKERN ET AL., 2008]. Andere Quellen geben für energetisch optimale Anlagen deutlich höhere Eigenversorgungsgrade von bis zu 60 % an [MURL, 1999]. Diese Zahlen zeigen das hohe Potential einer Schlammfaulung mit Gasverwertung auch für MBR.

Die Wahl des Verfahrens zur Schlammstabilisierung bleibt immer eine Einzelfallentscheidung und ist von verschiedenen Parametern abhängig. Es ist festzuhalten, dass bisher keine Erkenntnisse darüber vorliegen, ab welcher Anschlussgröße eine anaerobe Schlammstabilisierung mit Faulgasnutzung auch für MBR wirtschaftlich darstellbar ist.

Zur Verbesserung der Gesamtenergiebilanz eines MBR ist daher zu untersuchen, ob trotz der bestehenden Bemessungsvorgaben und Betriebsbedingungen eine anaerobe Faulung des Primär- und Überschussschlammes wirtschaftlich möglich ist und welche Auswirkungen die Implementierung einer Vorklärstufe auf den Klärgasertrag, die Schlammigenschaften und den Betrieb der Gesamtanlage hat.

Als wesentliches Ziel der Forschungsarbeiten steht eine Planungshilfe in Form einer Entscheidungsmatrix, die unter Berücksichtigung wirtschaftlicher und ökologischer Gesichtspunkte bei der zukünftigen Planung kommunaler MBR Verwendung finden kann. Der Aufbau der Matrix erfolgt auf Basis von Modellbetrachtungen, in die die Erkenntnisse bisheriger Untersuchungen der Antragsteller und anderer verfügbarer Quellen, sowie die Ergebnisse der labortechnischen Untersuchungen einfließen. Die durchgeführten Arbeiten in Phase eins des Projektes umfassen:

- Recherche bisheriger Erkenntnisse zur Thematik anhand einer Literaturstudie unter Berücksichtigung der Vorarbeiten der Projektbearbeiter.
- Ermittlung der möglichen Gasausbeuten von Primär- und Sekundärschlämmen verschiedener realer kommunaler Membranbelebungsanlagen anhand von Versuchen im Labormaßstab.
- Bestimmung der Entwässerungseigenschaften vor und nach anaerober Stabilisierung dieser Schlämme und Ermittlung der daraus resultierenden Einsparungen hinsichtlich Energie- und Polymereinsatz bei der großtechnischen Schlammmentwässerung.
- Ermittlung der Energie- und Kosteneinsparungen am Beispiel einer Modellanlage anhand der oben gewonnenen Daten.
- Bilanzierung der aufzubringenden und eingesparten CO₂-Äquivalente für die Modellanlage hinsichtlich des Energieaufwandes für Abwasserbehandlung, Klärschlammbehandlung und -entsorgung.
- Aufbau der vorläufigen Entscheidungsmatrix anhand der gewonnenen Daten.

2. Kenntnisstand

2.1. Energieverbrauch kommunaler Membranbioreaktoren

Die Angabe des Energieverbrauchs erfolgt für konventionelle Kläranlagen meist in der Einheit kWh/(E a), also bezogen auf die aktuelle Einwohnerbelastung. Da bei einer Membrankläranlage der größte Energieverbrauch aus dem Betrieb der Membranfiltration resultiert, der sich mit der Zulaufwassermenge ändert, ist es hier üblich, den Energieverbrauch in kWh/m³ anzugeben. Um jedoch einen Vergleich zwischen konventionellen Anlagen und MBR zu ermöglichen, werden im Folgenden jeweils beide Werte angegeben. Die Umrechnung des spezifischen Energieverbrauchs zwischen den Einheiten erfolgt auf der Basis eines täglichen Abwasseranfalls von 245 L/(E d) nach dem Handbuch Energie in Kläranlagen [MURL, 1999]. Die somit jeweils berechnete Größe steht in Klammern. In der Veröffentlichung PINNEKAMP (2011) sind die Größen nicht mit der pauschalen Wassermenge umgerechnet worden, sondern mit der tatsächlich im untersuchten Zeitraum behandelten. Die Angaben werden ebenfalls jeweils beide wiedergegeben.

2.1.1. Allgemeine Erkenntnisse

Der verfahrenstechnisch entscheidende Unterschied des Membranbelebungsverfahrens gegenüber dem konventionellen Belebungsverfahren besteht in der Phasenseparation des Belebtschlamm-Wasser-Gemisches mittels getauchter Mikro- oder Ultrafiltrationsmembranen. Der Energieverbrauch kommunaler Membranbioreaktoren (MBR) liegt gegenüber konventionellen Anlagen höher. Konventionelle Anlagen verbrauchen 20 bis 60 kWh/(E a) (0,22 bis 0,67 kWh/m³) [BAUMANN UND LOPP, 2008], im bundesweiten Durchschnitt über alle Größenklassen 35 kWh/(E a) (0,39 kWh/m³) [HABERKERN ET AL., 2008]. Angaben konventioneller KA, die sich auf die behandelte Wassermenge beziehen, werden beispielsweise von JUDD (2006) gemacht. Er gibt als Durchschnittswert für die konventionellen Anlagen des Erftverbandes einen spezifischen Energieverbrauch von 0,5 kWh/m³ (44,7 kWh/(E a)) an. Diesen Wert bestätigen BARJENBRUCH ET AL. (2010) als Anhaltswert. In BEIER ET AL. (2010) wird als Durchschnittswert aus Energieanalysen von 27 konventionellen Anlagen ein Wert von 0,64 kWh/m³ (57,2 kWh/(E a)) angegeben.

Der Gesamtenergieverbrauch kommunaler MBR liegt doppelt bis vierfach so hoch [KRAUSE, 2005]. Diese Angabe konnte im Projekt „Prozessoptimierung von Membranbelebungsanlagen“ (ProM) [PINNEKAMP, 2011] bestätigt werden. Für eine optimierte Anlage mit günstigen Randbedingungen liegt der Energie-Mehrverbrauch nur noch bei rund 40 %. Dies stellt allerdings eine Ausnahme dar, für die anderen Anlagen lag er bei PINNEKAMP (2011) meist beim Faktor 2 bis 3, in einem Fall fünffach höher als der entsprechende Vergleichswert konventioneller Anlagen. Dieser Mehrbedarf ist vor allem

darauf zurückzuführen, dass die Membranen zur Begrenzung der Deckschichtbildung während der Filtration mit Luft aus Cross-Flow-Gebläsen beaufschlagt werden. Diese verursachen im Durchschnitt ca. 50 % des Gesamtenergieverbrauches dieser Anlagen, wobei durch den Sauerstoffeintrag Einsparungen bei den Belüftungsgebläsen im Belebungsbecken resultieren können. Eine beispielhafte Verteilung des Energieverbrauchs ist in Bild 2-1 dargestellt.

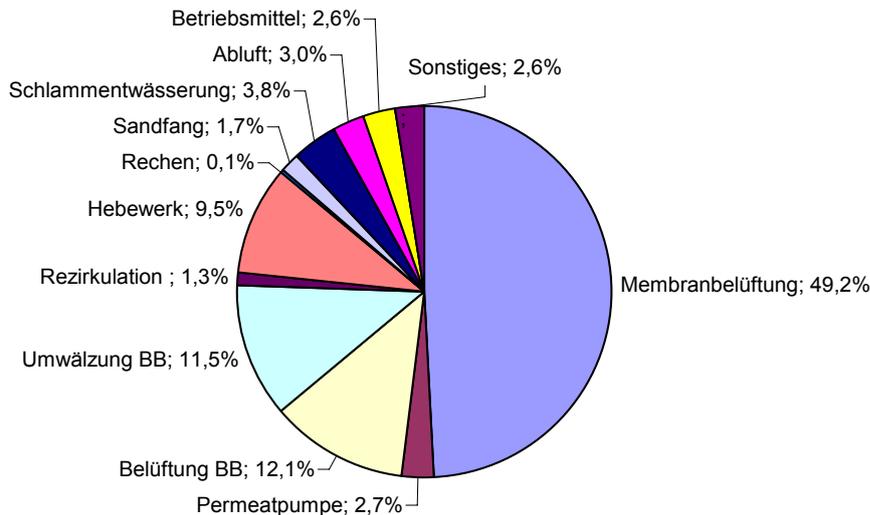


Bild 2-1: Prozentuale Aufteilung des Energieverbrauches auf die einzelnen Verfahrensstufen in Nordkanal (0,92 kWh/m³) [PÖRY, 2009a]

Weiterhin ist die einzusetzende Belüftungsmenge im Belebungsbecken durch die bei MBR praktizierte simultan aerobe Schlammstabilisierung hoch, wie im Kapitel 2.2 ausführlich erläutert wird. Die fehlende Eigenproduktion an Energie durch die fehlende Faulung verschlechtert die Energiebilanz weiter.

Der Energieverbrauch der ersten Generation von Membrananlagen lag in der Größenordnung von 10 kWh/m³ (894,3 kWh/(E a)) (LE-CLECH ET AL., 2006). Ab 1989 kam der Durchbruch für MBR mit folgenden Veränderungen:

- getauchte Membranen im Bioreaktor mit Cross-Flow-Belüftung statt externe Module
- Filtration mit geringeren Flüssen (max. 25 % der Flüsse aus der ersten Generation) und niedrigeren Transmembrandrücken,
- niedrigere Trockensubstanzgehalt im Bioreaktor (10-15 g/L statt 30 g/L) und Schlammalter (10-20 Tage statt 100 Tage)

Diese Änderungen haben einen positiven Einfluss auf das verminderte Fouling der Membran und auf den Energieverbrauch. Mit zunehmender Optimierung der Membranen und Prozesse konnten 1999 Energieverbräuche von $2,5 \text{ kWh/m}^3$ ($223,6 \text{ kWh/(E a)}$), 2001 von $1,9 \text{ kWh/m}^3$ (170 kWh/(E a)) und 2005 von weniger als 1 kWh/m^3 ($89,4 \text{ kWh/(E a)}$) erreicht werden (LE-CLECH ET AL., 2006). Bei allen genannten Werten ist zu berücksichtigen, dass die Anlagen sehr unterschiedlichen Randbedingungen unterliegen und meist nicht angegeben ist, welche Systemgrenzen berücksichtigt wurden, was lediglich die Einschätzung einer Größenordnung ermöglicht.

2.1.2. Energieverbrauchswerte für MBR aus Literatur und Vorarbeiten der Projektbearbeiter

Im Folgenden werden aus der Literatur sowie aus Vorarbeiten der Projektbearbeiter verfügbare Informationen zum Energieverbrauch verschiedener MBR zusammengestellt. Der spezifische Energieverbrauch der Kläranlage Knautnaundorf liegt nach Angaben von STEIN UND KERKLIES (2003) und JUDD (2006) zwischen $1,3 - 2 \text{ kWh/m}^3$ ($116,3 - 178,9 \text{ kWh/(E a)}$), wobei die Membranbelüftung einen Energieverbrauch von $0,54 - 0,59 \text{ kWh/m}^3$ ($48,3 - 52,8 \text{ kWh/(E a)}$) aufweist. Die Anlage ist mit Filterplatten ausgerüstet und arbeitet nach dem VRM-Verfahren (Vakuum Rotation Membrane). Sie ist seit 2001 in Betrieb und für 800 E ausgelegt worden. Maximal werden der Anlage $18 \text{ m}^3/\text{h}$ zugeführt. Aufgrund der Größenklasse ist sie nur auf Kohlenstoffelimination ausgelegt. Die Siedlungsentwässerung erfolgt zu 90 % im Trennsystem.

Die Anlage Büchel des Aggerverbandes weist eine Größe von 1.000 E auf. Zunächst wurde sie mit Single-Deck-Modulen der Firma Kubota betrieben. Der Energieverbrauch lag bei störungsfreiem Betrieb bei $0,95 \text{ kWh/m}^3$ (85 kWh/(E a)), wovon 49-58 % auf die Membranbelüftung entfielen. Bei Störungen stieg der Energieverbrauch bis zu $1,5 \text{ kWh/m}^3$ ($134,1 \text{ kWh/(E a)}$). Nach der Installation von Double-Deck-Modulen sank der Energieverbrauch auf $0,75 \text{ kWh/m}^3$ ($67,1 \text{ kWh/(E a)}$) bei störungsfreiem Betrieb, mit einem Anteil der Membranbelüftung von 60 % [KRAUSE, 2005].

Die KA Markranstädt wurde im Jahr 2000 von den Wasserwerken Leipzig GmbH in Betrieb genommen. Sie ist für 12.000 E ausgelegt und mit Hohlfasermodulen ausgestattet. Im Zeitraum 2006 bis 2007 verbrauchte die feinblasige Belüftung im Schnitt $0,44 \text{ kWh/m}^3$ ($39,3 \text{ kWh/(E a)}$), die Membranbelüftung $0,5 \text{ kWh/m}^3$ ($44,7 \text{ kWh/(E a)}$) [STEIN ET AL., 2007]. Zusammen mit den Angaben für Rührwerke, Rezirkulationspumpen und Permeatpumpen ergibt sich ein Gesamtenergieverbrauch von rund $1,2 \text{ kWh/m}^3$ ($107,3 \text{ kWh/(E a)}$).

HÜBNER UND ROLFS (2007) geben für die KA Konzen einen mittleren spezifischen Energieverbrauch von $0,90 \text{ kWh/m}^3$ ($80,5 \text{ kWh/(E a)}$) an, wobei nicht detailliert aufgeführt ist, wie die Berechnung durchgeführt wurde und für welchen Zeitraum dieser Mittelwert

ermittelt wurde. In PINNEKAMP (2011) wurde für die KA Konzen für den Zeitraum Dezember 2006 bis Mai 2008 ein mittlerer spezifischer Energieverbrauch von $0,74 \text{ kWh/m}^3$ bzw. von $207,6 \text{ kWh/(E a)}$ aus täglichen Werten berechnet. In einem Forschungsvorhaben von PÖYRY (2009b) wurde ein spezifischer Verbrauch von $0,70 \text{ kWh/m}^3$ ($62,6 \text{ kWh/(E a)}$) ermittelt.

Der mittlere spezifische Energieverbrauch der KA Woffelsbach beträgt in der Veröffentlichung HÜBNER UND ROLFS (2007) $1,71 \text{ kWh/m}^3$ ($152,9 \text{ kWh/(E a)}$). In PINNEKAMP (2011) wurde ein spezifischer Energieverbrauch von $1,59 \text{ kWh/m}^3$ bzw. von 120 kWh/(E a) für den Zeitraum Januar 2006 bis Juni 2008 ermittelt. PÖYRY (2009b) ermittelte innerhalb der Feinanalyse einen Wert von $1,63 \text{ kWh/m}^3$ ($145,8 \text{ kWh/(E a)}$).

Werte von $0,9 \text{ kWh/m}^3$ ($80,5 \text{ kWh/(E a)}$) werden in JUDD (2006) für die Membrankläranlage Nordkanal zitiert. BREPOLS UND SCHÄFER (2009) geben den gleichen Wert an. In PINNEKAMP (2011) wird für diese Anlage ein spezifischer Energieverbrauch für den Zeitraum Januar 2008 bis Juli 2009 von $0,97 \text{ kWh/m}^3$ bzw. von 79 kWh/(E a) berechnet. Mit der Energieanalyse von PÖYRY (2009a) konnte ein Wert von $0,92 \text{ kWh/m}^3$ ($82,3 \text{ kWh/(E a)}$) ermittelt werden.

Die seit 1999 vom Erftverband betriebene Kläranlage Rödingen ist der erste kommunale MBR Deutschlands. Der monatliche spezifische Energieverbrauch schwankt zwischen $1,7$ und $2,8 \text{ kWh/m}^3$ ($152,0 - 250,4 \text{ kWh/(E a)}$) [ENGELHARD, 2003]. BREPOLS UND SCHÄFER (2009) geben für die KA Rödingen einen Energieverbrauch von $2,3 \text{ kWh/m}^3$ ($205,7 \text{ kWh/(E a)}$) an.

Für die Kläranlage Glessen des Erftverbandes geben BREPOLS UND SCHÄFER (2009) einen Energieverbrauch von $0,7 \text{ kWh/m}^3$ ($62,6 \text{ kWh/(E a)}$) an. Für den Zeitraum Juli 2008 bis März 2010 ergeben sich für die KA Glessen gemäß PINNEKAMP (2011) $0,96 \text{ kWh/m}^3$ bzw. 120 kWh/(E a) .

Die KA Seelscheid konnte ihren Energieverbrauch in den letzten Jahren durch Optimierungsmaßnahmen konsequent senken. Für die Phase vom 6. Okt. 2010 bis 30. Juni 2011 wurde ein Energieverbrauch von $0,73 \text{ kWh/m}^3$ bzw. 49 kWh/(E a) aufgezeichnet [PINNEKAMP, 2011].

Für den MBR-Teil der KA Eitorf wird in PINNEKAMP (2011) für den Zeitraum Januar 2008 bis Juli 2009 ein spezifischer Energieverbrauch von $0,8 \text{ kWh/m}^3$ bzw. von $68,5 \text{ kWh/(E a)}$ berechnet.

NOVOTNY (2010) macht Angaben zum spezifischen Energieverbrauch in Abhängigkeit der Tageszuflüsse zwischen $0,83 \text{ kWh/m}^3$ ($74,2 \text{ kWh/(E a)}$) bei $10.000 \text{ m}^3/\text{d}$ und $0,64 \text{ kWh/m}^3$ ($57,2 \text{ kWh/(E a)}$) bei mehr als $50.000 \text{ m}^3/\text{d}$.

In Tabelle 2-1 sind die Energieverbrauchswerte aus der Literatur und eigenen Forschungsprojekten jeweils in der Originaleinheit zusammengefasst.

Tabelle 2-1: Energieverbrauch von MBR

Anlage	Auslegungsgröße	Energieverbrauch	Quelle
	[E]	[kWh/m³]	
Knautnaundorf	900	1,3 - 2	STEIN UND KERKLIES (2003)
Knautnaundorf	900	1,3	JUDD (2006)
Büchel single-deck	1.000	0,95	KRAUSE (2005)
Büchel double-deck	1.000	0,75	
Markranstädt	12.000	1,2	STEIN ET AL. (2007)
Konzen	9.700	0,9	HÜBNER UND ROLFS (2007)
		0,74	PINNEKAMP (2011)
		0,70	PÖYRY (2009b)
Woffelsbach	6.200	1,71	HÜBNER UND ROLFS (2007)
		1,59	PINNEKAMP (2011)
		1,63	PÖYRY (2009b)
Nordkanal	80.000	0,9	JUDD (2006)
			BREPOLS UND SCHÄFER (2009)
		0,97	PINNEKAMP (2011)
Rödingen	2.200*	1,7 - 2,8	ENGELHARD (2003)
	3.000	2,3	BREPOLS UND SCHÄFER (2009)
Glessen	9.000	0,7	
		0,96	PINNEKAMP (2011)
Seelscheid	11.000	0,73	PINNEKAMP (2011)
Eitorf	11.625	0,8	PINNEKAMP (2011)

Anlage	Auslegungsgröße	Energieverbrauch	Quelle
	[m ³ /d]	[kWh/m ³]	
	10.000	0,83	NOVOTNY (2010)
	25.000	0,72	
	> 50.000	0,64	
		[kWh/(E a)]	
		80	MUFV RLP (2007)

*z. Z. der Angabe

Tabelle 2-2 fasst die Bandbreite der in PINNEKAMP (2011) ermittelten Energieverbrauchswerte zusammen.

Tabelle 2-2: Zusammenfassung von Energieverbrauchswerten [PINNEKAMP, 2011]

Kennzahl	Bandbreite der untersuchten Membrananlagen	Einheit
Anschlussgröße	1.995 - 80.000	E
Mittlerer spezifischer Energieverbrauch $E_{\text{spez,mittel}}$	0,73 - 1,83	kWh/m ³
Mittelwert der täglichen spez. Energieverbräuche	0,79 - 2,15	kWh/m ³
Medianwert der täglichen spez. Energieverbräuche $E_{\text{spez,Median}}$	0,76 - 1,98	kWh/m ³
Täglicher mittlerer Energieverbrauch pro EW	0,13 - 0,57	kWh/(E·d)
Jährlicher mittlerer Energieverbrauch pro EW	49 - 208	kWh/(E·a)

2.1.3. Energieverbrauch in Eitorf, Konzen und Seelscheid

In Bild 2-2 ist der spezifische Energieverbrauch der drei hier im Späteren näher untersuchten MBR Eitorf, Konzen und Seelscheid dargestellt, wie sie in PINNEKAMP (2011) ermittelt wurden. Dort sind ähnliche Darstellungen für weitere Anlagen zu finden.

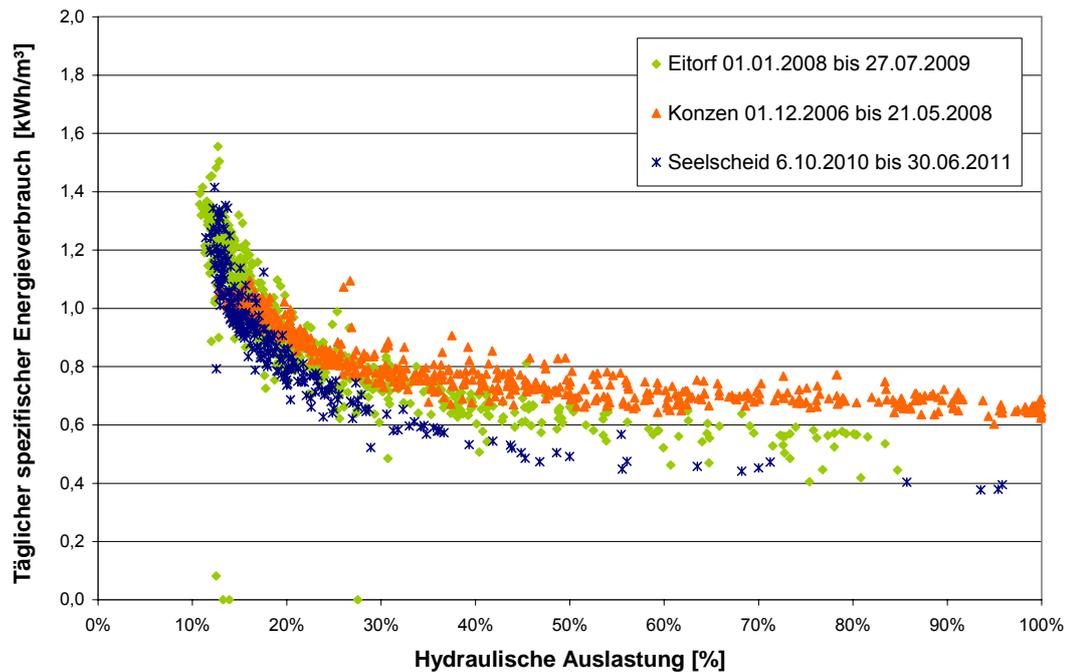


Bild 2-2: Energieverbrauch der MBR Eitorf, Konzen und Seelscheid [PINNEKAMP, 2011]

Der Energieverbrauch ist hierbei auf die hydraulische Auslastung bezogen ($Q_{\text{mittel}}/Q_{\text{max}}$) um eine bessere Vergleichbarkeit der Anlagen zu ermöglichen. Eindeutig erkennbar ist der höhere spezifische Energieverbrauch bei Trockenwetter, wie er auch für jede konventionelle Anlage üblich ist. Insgesamt decken die Energieverbräuche hier einen Wertebereich von ca. 0,5 bis 1,6 kWh/m³ ab. Hierbei sind Unterschiede der Anlagen zu berücksichtigen, welche die Anlagenkonfiguration sowie die bei der Energieerfassung gewählten Systemgrenzen betreffen. So ist beispielsweise bei der KA Eitorf nur der Energieverbrauch der Membranstufe erfasst. Der KA Konzen fließt auch im Trockenwetterfall eine große Menge Fremdwasser zu, was den Energieverbrauch bezogen auf die behandelten Kubikmeter sehr günstig erscheinen lässt, und die KA Seelscheid filtert im Gravity Flow, was den Energieverbrauch von Permeatpumpen einspart. Durch die bewusste Auswahl von Anlagen mit unterschiedlichen Randbedingungen kann somit eine große Bandbreite von Möglichkeiten abgedeckt werden. In Tabelle 2-3 sind Kenndaten der drei Kläranlagen bezüglich Energieverbrauch und hydraulischer Auslastung zusammengestellt.

Tabelle 2-3: Vergleich von Energieverbrauchsdaten und hydraulischen Kennwerten der MBR Eitorf, Konzen und Seelscheid [PINNEKAMP, 2011]

		Eitorf (Jan 2008 bis Juli 2009)	Konzen (Dez 2006 bis Mai 2008)	Seelscheid (Okt 2010 bis Juni 2011)
Mittlerer spezifischer Energieverbrauch $E_{\text{spez,mittel}}$	kWh/m ³	0,80	0,74	0,73
Mittelwert der täglichen spez. Energieverbräuche	kWh/m ³	0,92	0,79	0,87
Medianwert der täglichen spez. Energieverbräuche $E_{\text{spez,Median}}$	kWh/m ³	0,91	0,76	0,88
Täglicher mittlerer Energieverbrauch pro EW	kWh/(E·d)	0,188	0,57	0,13
Jährlicher mittlerer Energieverbrauch pro EW	kWh/(E·a)	68,5	208	49,0
Mittlere tägl. hydraulische Auslastung	[%]	26	45	21
Mittlere Aufenthaltszeit in der biologischen Stufe	[h]	15,9	9,8	31,7

2.1.4. Energieeinsparmaßnahmen

Auf praktisch allen kommunalen Kläranlagen sind Energieeinsparpotentiale aufzudecken. Dies ist im Förderprogramm „Energie in Kläranlagen“, bei dem das Land Nordrhein-Westfalen die Untersuchung von Energiesparmaßnahmen durch die Bezuschussung von Energieanalysen fördert, eindrücklich bestätigt worden [KASTE, 2003]. Die Verbesserung der Energieeffizienz ist nicht nur von wirtschaftlicher Bedeutung sondern auch vor dem Hintergrund einer CO₂-Reduzierung anzustreben.

Die biologische Stufe ist der Hauptstromverbraucher einer konventionellen Kläranlage. Sie verursacht häufig mehr als die Hälfte der Energiekosten [KASTE, 2003]. Nach BAUMANN und LOPP (2008) ist mit einem Anteil von 50 bis 80 % das Belüftungssystem der biologischen Reinigungsstufe der größte Energieverbraucher einer konventionellen Kläranlage. HABERKERN ET AL. (2008) nennen einen Wert von 10 kWh/(E a) (0,11 kWh/m³)

für die Belüftung auf konventionellen Anlagen. Eine effiziente Belüftung ist daher ein wichtiger Ansatzpunkt zur Senkung des Energieverbrauchs. Hierbei spielen Art und Anordnung der Belüfter ebenso eine Rolle wie Maßnahmen des Steuerns und Regelns. Belüftung, Pumpen, Hebewerke und Umwälzung insgesamt machen gemäß THÖLE ET AL. (2007) 80 % des Stromverbrauchs einer konventionellen Kläranlage aus. Sie folgern, dass unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten besonders Maßnahmen in Bereichen ständig betriebener Aggregate interessant sind.

Auch Membrananlagen unterliegen einer ständigen Optimierung und Weiterentwicklung. Aufgrund des höheren Energieverbrauchs von MBR gegenüber konventionellen KA, kommt der Senkung desselben eine besondere Bedeutung zu. Dabei gelten zunächst die gleichen Ansätze wie bei den konventionellen Anlagen.

Darüber hinaus stehen bei MBR spezifische Aggregate wie beispielsweise die Membranbelüftung als der größten Energieverbraucher (z.B. LE-CLECH ET AL., 2006; ZHANG ET AL., 2003) besonders im Fokus des Interesses. Daher werden entsprechend viele Optimierungsansätze in diesem Bereich untersucht. Weiterhin sind andere spezifische Betriebsweisen, wie das komplexe Filtrations- und Rezirkulationsregime Ansatzpunkte für Verbesserungen. Auch seitens der Hersteller sind durch Optimierungen am Moduldesign Einsparungen im Bereich des Energieverbrauchs weiterhin möglich.

Im Folgenden wird am Beispiel der KA Seelscheid die Entwicklung des Energieverbrauches über die Zeit dargestellt. In Bild 2-3 ist der Energieverbrauch der Anlage über die hydraulische Auslastung in sechs verschiedenen Zeiträumen dargestellt.

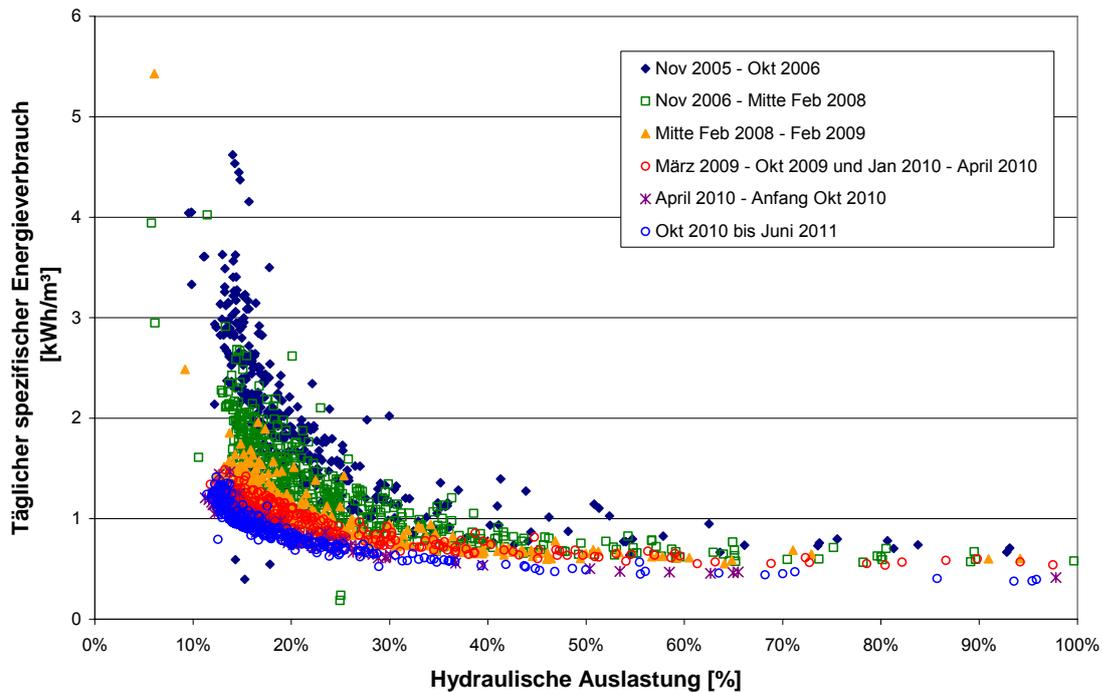


Bild 2-3: Energieverbrauch des MBR während verschiedener Phasen in Seelscheid [PINNEKAMP, 2011]

Hierbei ist die Abnahme des Energieverbrauches von einer Phase zur folgenden sehr deutlich erkennbar. Dies ist jedoch nicht auf eine einzelne Maßnahme sondern auf jeweils ein ganzes Paket zurückzuführen. So wurde im Oktober 2006 der Betrieb einer Vorklärung eingeführt, im Sommer 2006 das Fällmittel gewechselt und im August 2006 begonnen, die Belüftung im Belebungsbecken (BB) zum Sauerstoffeintrag heranzuziehen, anstatt für diesen Zweck die Membrangebläse einzuschalten. Somit konnte der Energieverbrauch von der ursprünglichen Betriebsweise (November 2005 bis Oktober 2006) zur ersten Optimierungsphase (November 2006 bis Mitte Februar 2008) bereits deutlich gesenkt werden. Die Neuerungen zur 2. Optimierungsphase (Mitte Februar 2008 bis Februar 2009) liegen darin, dass Mitte Februar 2008 im Belebungsbecken die feinblasige Belüftung erneuert wurde. Daraufhin wurde ab Mitte März 2008 der $\text{NH}_4\text{-N}$ Gehalt nicht mehr in der Berechnung der Fuzzy-Regelung für die Membranbelüftung einbezogen. Der Energieverbrauch in der 3. Optimierungsphase (März 2009 bis April 2010, mit Datenlücke) ergibt sich durch folgende Änderungen: Seit Februar 2009 wird die feinblasige Belüftung an die behandelte Abwassermenge angepasst. Mit steigender Abwassermenge werden mehr Halbstraßen eingesetzt, wodurch die Membranbelüftung mehr Sauerstoff einträgt. Dadurch wird die feinblasige Belüftung z.T. überflüssig. Seit Februar 2009 laufen weiterhin nicht mehr 3 Rezirkulationspumpen im Dauerbetrieb bei Teillast. Wenn die Ablaufwerte (NO_3^-) gut sind, wird nur noch eine Rezirkulationspumpe in Betrieb genommen (Pumpe 1, 2 und 3 alternierend). Des Weiteren wurde die Fördermenge reduziert. Weiterhin wurde im Februar 2009 der Rotationstakt zwischen den

einzelnen Halbstraßen auf 10 min gekürzt und die maximale Stillstandszeit einer Straße von 30 auf 120 Minuten angehoben, wodurch ein Großteil der Zwangbelüftung (Belüftung zur Durchmischung und Vermeidung anaerober Zustände ohne Filtration) der Membranmodule entfällt. In der vierten und fünften Optimierungsphase (insgesamt April 2010 bis Juni 2011) führte die schrittweise Senkung der Frequenzen der Membranegebläse zu Energieeinsparungen. Eine ausführliche Vorstellung der in Seelscheid vorgenommenen Optimierungen findet sich auch in PALMOWSKI ET AL. (2011).

Das Handbuch Energie in Kläranlagen [MURL, 1999] nennt Ideal- und Richtwerte für konventionelle Anlagen. Der Richtwert ist ein abgeleiteter Wert aus durchgeführten Feinanalysen an Kläranlagen über 10.000 E in NRW, der realistisch erreicht werden kann. Der Idealwert ist ein aufgrund theoretischer Berechnungen anhand einer Modellanlage ermittelter Wert, der unter optimalen Voraussetzungen erreicht werden kann. In einer neueren Studie für das Umweltbundesamt (UBA) werden von HABERKERN ET AL. (2008) Ziel- und Toleranzwerte sowohl für konventionelle Anlagen als auch für MBR angegeben.

Zielwerte stellen dabei ein Optimum dar, welche bei Berücksichtigung der Randbedingungen nicht von allen Kläranlagen mit wirtschaftlich vertretbarem Aufwand erreicht werden können und entsprechen somit in etwa dem Idealwert aus MURL (1999). Toleranzwerte können üblicherweise bei optimiertem Betrieb erreicht werden, was sie mit den Richtwerten nach MURL (1999) vergleichbar macht. Diese sind in Tabelle 2-4 zusammengestellt.

Tabelle 2-4: Ziel- und Toleranzwerte des Energieverbrauches für konventionelle Anlagen und MBR [HABERKERN ET AL., 2008]

	Zielwert	Toleranzwert	
	kWh/(E a) (kWh/m ³)	kWh/(E a) (kWh/m ³)	
	GK 3 - 5	GK 3	GK 4 + 5
Konventionelle KA	18 (0,20)	35 (0,39)	30 (0,34)
MBR	82 (0,92)	130 (1,45)	120 (1,34)

Insgesamt bleibt festzuhalten, dass im Bereich der Reduktion des Energieverbrauches in den vergangenen Jahren bereits zahlreiche Forschungs- und Entwicklungsprojekte durchgeführt wurden und hier daher nur wenig neue aber allgemein gültige Erkenntnisse zu erwarten sind. Über die Steigerung der Eigenenergieproduktion sind kurzfristig größere Einsparpotentiale zu erreichen.

2.2. Schlammstabilisierung

Der bei der Abwasserreinigung anfallende Klärschlamm muss stabilisiert werden. Die Ziele liegen dabei in einer Volumen- und Massenverminderung sowie der Verbesserung der Entwässerbarkeit. Durch die Reduzierung der organischen Trockenmasse können unerwünschte Faulprozesse, die u.a. zu Geruchsbelästigung führen, nicht mehr oder nur noch sehr eingeschränkt ablaufen. Es werden zwei generelle Möglichkeiten unterschieden:

- Simultan aerobe Schlammstabilisierung
- Anaerobe Schlammstabilisierung (Faulung)

MBR werden meist als simultan aerob stabilisierende Anlagen betrieben.

2.2.1. Simultan aerobe Schlammstabilisierung

Bei der simultan aeroben Schlammstabilisierung erfolgt die Stabilisierung bereits im Belebungsbecken. Die Anlagen werden auf ein hohes Schlammalter von etwa 25 d und eine geringe Schlammbelastung von weniger als 0,05 kg BSB₅/(kgTS d) bemessen [ATV, 1996]. Es findet daher eine endogene Atmung statt, bei der die Belebtschlammorganismen ihre eigene Zellsubstanz verstoffwechseln. Die organischen Anteile im Klärschlamm werden reduziert und der resultierende Schlamm weist anschließend nur noch einen organischen Trockensubstanzgehalt (oTS) von ca. 50 bis 55 % auf. Die ÜSS-Produktion ist gering. Bei Bemessung konventioneller Anlagen auf eine gemeinsame aerobe Stabilisierung sind große spezifische Beckenvolumina erforderlich. Bei MBR-Anlagen wird die geringe Schlammbelastung durch den hohen TS-Gehalt im Belebungsbecken erreicht. Der stabilisierte Schlamm kann gelagert und zur weiteren Verwertung abtransportiert werden. Aus betrieblichen Gründen mit dem Ziel, dass auf diesen Anlagen kein unstabilisierter Schlamm anfallen soll, wird auf eine Vorklärung in der Regel verzichtet. Diese Art der Schlammstabilisierung ist mit zwei wesentlichen energetischen Nachteilen verbunden. Zum einen ist die einzutragende Belüftungsenergie höher, da der Sauerstoffverbrauch mit steigendem Schlammalter und hohem TS steigt [MURL, 1999]. BAUMANN UND LOPP (2008) verbinden eine Änderung des Feststoffgehalts im Belebungsbecken um 1 mg/L mit einer Änderung des Sauerstoffbedarfs um ca. 10 %. Trotz Stromeinsparungen im Bereich der Schlammbehandlung weisen aerob stabilisierende Anlagen tendenziell einen 15 %-höheren Gesamtenergieverbrauch auf als anaerob stabilisierende [MITSDOERFFER UND CHRIST, 2008]. Gemäß KASTE (2003) verbrauchen (konventionelle) aerob stabilisierende Anlagen ein Viertel mehr Strom bezogen auf die gereinigte Schmutzfracht. Der andere energetische Nachteil liegt darin, dass bei dieser Art der Schlammstabilisierung im Gegensatz zur anaeroben Stabilisierung keine Energie gewonnen werden kann.

2.2.2. Anaerobe Schlammstabilisierung

Bei der anaeroben Schlammstabilisierung wird der Schlamm in einer separaten Stufe (Faulbehälter) stabilisiert. Die entsprechenden Kläranlagen werden auf ein Schlammalter von ca. 10 bis 12 d und eine Schlammbelastung von rund 0,15 kg BSB₅/(kgTS d) bemessen. Die Sauerstoffzufuhr ins Belebungsbecken dient ausschließlich der Veratmung organischer Substrate (exogene Atmung) und der Ammoniumoxidation. Der abgezogene ÜSS enthält noch einen hohen Anteil an organischer Substanz von ca. 70 % der Feststoffmasse. Dieser wird dann, eventuell nach Voreindickung und falls vorhanden gemeinsam mit dem Primärschlamm (PS) aus der Vorklärung einem Faulbehälter zugeführt.

Der Abbau der Kohlenhydrate, Fette und Eiweiße zu Methan erfolgt über vier Stufen. In der Hydrolyse-Phase werden die hochmolekularen oft ungelösten Verbindungen durch Enzyme in gelöste Bruchstücke überführt. In der anschließenden Versäuerungsphase werden als Zwischenprodukte Wasserstoff (H₂), CO₂, Essigsäure, organische Säuren und Alkohole gebildet. Die drei ersten können die Methanbakterien direkt zu Methan umsetzen. Aus den organischen Säuren und den Alkoholen muss in einem weiteren Zwischenschritt, der Acetogenese-Phase zunächst Essigsäure gebildet werden. In der methanogenen Phase wird schließlich das Endprodukt Methan gebildet. Dies ist zu 60-70 % im entstehenden Faulgas vorhanden [ATV, 1996]. Als weiterer Bestandteil ist hauptsächlich CO₂ enthalten.

Das entstehende Faulgas kann dann in einem Blockheizkraftwerk (BHKW) oder einer Mikrogasturbine verstromt werden. Die hierbei entstehende Wärme kann zur Aufheizung des Schlammes und des Faulbehälters genutzt werden.

Wesentliche Einflussfaktoren auf den anaeroben Abbau sind die Temperatur, ein ausgewogenes Nährstoffverhältnis sowie das Vorhandensein diverser Spurenelemente. Störungen treten insbesondere durch Schadstoffe, Änderungen in der Faulraumtemperatur oder pH-Wert Änderungen auf. Hydrolyse und Versäuerung werden von artenreichen Bakterienpopulationen vollzogen. Die acetogenen- und Methanbakterien sind hingegen empfindliche Spezialisten, die keine große Toleranz bezüglich ihren Milieubedingungen haben. Werden diese gehemmt, kommt es zu einer Anreicherung der Zwischenprodukte. Der Gehalte an organischen Säuren steigt daraufhin an, so dass sich in Abhängigkeit der Pufferkapazität der pH-Wert nach unten verschiebt. Dies hat zur Folge, dass die Gasproduktion absinkt und der Gehalt an CO₂ im Faulgas zunimmt [ATV, 1996].

2.3. Faulgasertrag

Die Menge und Zusammensetzung des Faulgases hängt von einer Reihe von Faktoren ab: Abgesehen vom Betrieb der Schlammfaulungsanlage mit der gewählten

Verfahrenstechnik, Faulbehältertemperatur und Faulzeit, haben auf den Gasertrag vor allem Menge und Beschaffenheit des Schlammes großen Einfluss. Diese hängen von den Abwässern in Verbindung mit dem gewählten Abwasserreinigungsverfahren ab. Ein entscheidender Faktor für den Faulgasanfall ist die dem Faulbehälter mit dem Rohschlamm zugeführte Fracht an organischer Trockenmasse. Sie stellt den energetisch nutzbaren Anteil der in den Faulbehälter eingebrachten Stoffe dar. Tabelle 2-5 gibt einwohnerspezifische Frachten an organischem Trockenrückstand (oTR) in Abhängigkeit der praktizierten Verfahrenskonfiguration an. Die Daten aus MURL (1999) stammen hierbei aus statistischen Erhebungen und gelten für einigermaßen gute Betriebsverhältnisse.

Tabelle 2-5: Einwohnerspezifischer oTR-Anfall [g/(E d)] [MURL, 1999]

	ohne VK	mit VK*		
		ca. 0,5 h	ca. 1 h	ca. 2 h
N+DN; t_{TS} ca. 13 d	40 - 45	47 - 52	51 - 56	54 - 59
N+DN; t_{TS} ca. 25 d	25 - 40	45 - 50	48 - 53	51 - 56

*Aufenthaltszeit Vorklärung (VK) bei max. Q_t

N: Nitrifikation DN: Denitrifikation t_{TS} : Schlammalter

Der oTR des Rohschlammes ist zuerst davon abhängig, ob eine Vorklärung betrieben wird oder nicht. Ohne den dort anfallenden energiereichen Primärschlamm, ist der oTR-Anfall für die Gesamtanlage geringer. Wird eine VK betrieben, ist der oTR-Anfall von der dortigen Aufenthaltszeit abhängig und nimmt mit längerer Aufenthaltszeit zu. Des Weiteren nimmt das Schlammalter (t_{TS}) im Belebungsbecken Einfluss auf den oTR-Anfall, wobei ein höheres Schlammalter zu einem geringeren oTR-Anfall führt. Dies ist in der simultan aeroben Stabilisierung bei höherem Schlammalter begründet, wie in Kapitel 2.2 beschrieben. Mit der typischen Betriebsweise eines MBR, ohne Vorklärung und hohem Schlammalter liegt der oTR-Anfall somit im ungünstigsten Bereich für eine Faulung.

Weiterhin ergeben sich Unterschiede in der Zusammensetzung und Abbaubarkeit des oTR. Der Gasertrag aus Kohlehydraten, Proteinen und Fetten ist unterschiedlich. Primärschlamm hat einen hohen Abbaugrad, da der darin enthaltene oTR in der anaeroben Stufe einfach umzusetzen ist. Wird demnach eine Vorklärung betrieben, beeinflusst der Primärschlamm den Abbaugrad und den Gasertrag des in den Faulbehälter eingebrachten Gemisches positiv. Die anaerobe Abbaubarkeit von ÜSS hängt insbesondere vom Schlammalter ab. Bei höherem Schlammalter der biologischen Stufe der Kläranlage sind die einfacher zu erschließenden Organik-Anteile des

Schlammes bereits umgesetzt, eine weitere Umsetzung in der anaeroben Stufe ist dann erschwert. Die Faulgasausbeute bezogen auf den zugeführten oTR ist daher ebenfalls je nach Verfahrenskonfiguration unterschiedlich, wie in Tabelle 2-6 zu sehen. Hierbei wird eine Faulzeit von ca. 30 d bei 35°C zu Grunde gelegt.

Tabelle 2-6: Faulgasausbeute bezogen auf den zugeführten oTR [L/(kg oTR)] [MURL, 1999]

	ohne VK	mit VK*		
		ca. 0,5 h	ca. 1 h	ca. 2 h
N+DN; t_{TS} ca. 13 d	295 - 340	380 - 440	400 - 465	425 - 470
N+DN; t_{TS} ca. 25 d	275 - 320	370 - 425	395 -455	420 - 460

*Aufenthaltszeit Vorklärung (VK) bei max. Q_t

N: Nitrifikation DN: Denitrifikation t_{TS} : Schlammalter

Gemäß ATV (1996) kann bei üblichen Faulzeiten mit durchschnittlich 275 bis 480 L/(kg oTR) gerechnet werden, was sich gut mit den tabellierten Werten deckt. (Alle Angaben beziehen sich auf den zugeführten oTR)

Für Primärschlamm werden in WINTER (2003) 500 bis 600 L/(kg oTR) angegeben. Diese hohen Werte sind auf die höhere Abbaubarkeit der organischen Substanzen im PS im Vergleich zu einem Rohschlamm, der PS und ÜSS enthält, zurückzuführen.

Alternativ kann der einwohnerspezifische Faulgasanfall aus Tabelle 2-7 abgelesen werden. Ein Einwohnerwert (E) entspricht hierbei 60 g BSB₅/(E d) im Jahresmittel. Die tabellierten Werte gelten für Anlagen ab ca. 100.000 E mit einer Faulzeit von rund 30 d.

Tabelle 2-7: Einwohnerspezifischer Faulgasanfall [L/(E d)] [MURL, 1999]

	ohne VK	mit VK*		
		ca. 0,5 h	ca. 1 h	ca. 2 h
N+DN; t_{TS} ca. 13 d	13 - 15	19 - 22	22 - 25	25 - 29
N+DN; t_{TS} ca. 25 d	10 - 13	18 - 21	20 - 23	23 - 26

Aufenthaltszeit Vorklärung (VK) bei max. Q_t

N: Nitrifikation DN: Denitrifikation t_{TS} : Schlammalter

Wird auf eine Vorklärung verzichtet, kann der niedrigere Faulgasanfall eine Faulgasnutzung unwirtschaftlich machen. Da Anlagen ohne Vorklärung nur selten mit einer Schlammfäulung betrieben werden, konnten in MURL (1999) die theoretisch errechneten Werte nicht im Praxisbetrieb abgesichert werden. Im Einzelfall ist abzuwägen, ob die Abwasserbeschaffenheit den Betrieb einer Vorklärung im Hinblick auf die geforderte Denitrifikation erlaubt.

Gemäß der ATV (1996) ist bei einer aeroben Stabilisierung mit einer Schlammbelastung von $0,05 \text{ kg BSB}_5/(\text{kgTS d})$ und ohne Vorklärung mit einem einwohnerbezogenen spezifischen Faulgasanfall von 9 bis 11 L/(E d) zu rechnen. Wird die Anlage jedoch mit Nitrifikation und Denitrifikation sowie einer Vorklärstufe (Aufenthaltszeit 0,25 bis 1 h) betrieben, verdoppelt sich der einwohnerspezifische Gasanfall auf 17 bis 21 L/(E d). Eine weitere Erhöhung der Schlammbelastung bzw. der Aufenthaltszeit in der Vorklärung führt zu keiner weiteren signifikanten Steigerung des Faulgasertrags [ATV, 1996].

In einem neueren Merkblatt der ATV [ATV-DVWK-M 363, 2002] sind Erwartungswerte für den einwohnerspezifischen Faulgasanfall nach theoretischer Überlegung von KAPP (1984) und unter Berücksichtigung diverser Praxiserkenntnisse angegeben. Es wird darauf hingewiesen, dass die Ausbeute von einer Vielzahl verfahrenstechnischer Randbedingungen abhängt, wozu vor allem die Schlammbeschaffenheit, toxische Einflüsse und die optimale Verfahrenstechnik gehören. Die Werte sind geringer als die in MURL (1999) genannten und Tabelle 2-8 zu entnehmen.

Tabelle 2-8: Einwohnerspezifischer Faulgasanfall [L/(E d)] [ATV-DVWK-M 363, 2002]

t_{TS}	ohne VK	mit VK	
		Kleine VK	Große VK
15 d	7,8 (6,2 - 9,4)	13,2 (10,5 - 15,9)	18,3 (14,5 - 22)
25 d	4,4 (3,5 - 5,3)		

Des Weiteren wird erwähnt, dass unter optimalen Vorraussetzungen Werte bis 33 L/(E d) erreicht werden können. Werden noch höhere Werte erreicht, sei dies in der Regel auf die nicht sachgerecht gewählte Bezugsgröße von $60 \text{ g BSB}_5/(\text{E d})$ vor allem unter Industrie- und Gewerbeinfluss zurückzuführen. HABERKERN ET AL. (2008) weisen explizit auf die beobachteten Diskrepanzen zwischen in Umfragen ermittelten und in theoretischen Überlegungen errechneten Werten für den Faulgasertrag hin, wobei die tatsächlich gemessenen Werte höher liegen. Sie geben auf Grundlage der vom Statistischen Bundesamt jährlich erhobenen Daten über die erzeugten und verwerteten Faulgasmengen einen spezifischen Faulgasanfall von 19,7 L/(E d) an und geben

weiterhin an, dass sich dieser Werte gut mit Ergebnissen aus verschiedenen Umfragen deckt.

SCHRÖDER (2007) berechnet den einwohnerspezifischen Faulgasanfall, indem er einen einwohnerspezifischen Schlammanfall (PS und ÜSS) von 80 g/(E d) [IMHOFF, 2007] mit einem darin enthaltenen oTR-Gehalt von 64 % [DICHTL, ET AL., 1997] und einem Faulgasanfall von 400 L/(kg oTR) multipliziert und erhält auf diesem Weg einen Wert von 20 L/(E d). Der Faulgasanfall von 400 L/(kg oTR) ist hierbei bewusst niedrig gewählt, da der Autor höhere Werte aus Sicht von wirtschaftlicher Auslegung von Gasspeicher und BHKW zu optimistisch nennt. KEICHER ET AL. (2008) werten den Ist-Zustand der Kläranlagen in Baden-Württemberg aus und differenzieren bei den Angaben zum Faulgasanfall zwischen verschiedenen GK der Kläranlagen. Für die GK 3 geben sie einen spezifischen Faulgasanfall von 21,3 L/(E d) an, bei GK 4 26 L/(E d) und bei GK 5 24 L/(E d).

Der Energiegehalt im Faulgas ist von Methangehalt abhängig. Es kann von etwa 65 % Methangehalt ausgegangen werden, was einem Energiegehalt von 6,5 kWh/m³ entspricht. SCHRÖDER (2007) berechnet hiermit die spezifische Jahresenergiemenge zu 48 kWh/(E a). Die erzeugte Strommenge hängt nun vom elektrischen Wirkungsgrad des BHKW's ab. Mit der Annahme von 35 % [SCHRÖDER, 2007] berechnet er eine Strommenge von 17 kWh/(E a).

In der Literatur werden verschiedene Angaben für zu erreichende Werte gemacht. Nach MURL (1999) liegt der Richtwert für den Faulgasanfall bei 450 L/(kg oTR), der Idealwert bei 475 L/(kg oTR). Die in HABERKERN ET AL. (2008) gemachten Angaben zu Ziel- und Toleranzwerten der spezifischen Faulgasmenge sind in der folgenden Tabelle aufgeführt (Definition Richt- und Idealwert sowie Ziel- und Toleranzwert siehe Kapitel 2.1.4).

Tabelle 2-9: Ziel- und Toleranzwerte für spezifische Faulgasmengen [HABERKERN ET AL., 2008]

	Zielwert	Toleranzwert	
		[L/(E d)]	
	GK 3 - 5	GK 3	GK 4 + 5
Spezifische Faulgasmenge	30	-	20

Die von KEICHER ET AL. (2008) ermittelten Faulgasmengen ergeben demnach ein positives Ergebnis, da sie zwischen dem Ziel- und Toleranzwert liegen. Da der

Eigenversorgungsgrad mit Strom beispielsweise für die GK 5 jedoch nur bei 30,7 % liegt, wird das Potential offensichtlich nicht ausreichend zur Stromproduktion eingesetzt.

Wie sich Schlämme aus MBR in der anaeroben Faulung verhalten, ist bisher nicht weiter untersucht worden. Üblicherweise werden MBR ohne Vorklärung betrieben. Das Schlammalter und damit der Stabilisierungsgrad liegen oftmals noch über denen konventioneller aerob simultan stabilisierender Anlagen. Nach ALT UND WEDI (2007) beeinflussen Schlämme aus MBR die Schlammbehandlung bei Mitbehandlung zumindest nicht negativ. Daher ist es auch durchaus üblich, Schlämme aus MBR auf benachbarten Anlagen mit zu faulen. Eine eigene Faulung ist jedoch bisher auf reinen MBR-Anlagen nicht errichtet worden und mögliche zu erzielende Faulgasmengen sind nicht bekannt.

2.4. Schlammfiltrierbarkeit und Membranfouling

Von der Schlammfiltrierbarkeit und dem Zustand der Membran werden die Höhe des Transmembrandrucks (TMP- transmembrane pressure) bzw. der erreichbare Fluss und damit der Energieverbrauch einer Membrananlage maßgeblich beeinflusst. Außerdem werden vom Membranzustand das Intervall und die Intensität der chemischen Reinigung beeinflusst, welche wiederum Auswirkungen auf die Standzeit der Membranen hat. Daher ist es unerlässlich, einen geringen Durchsatz entweder der schlechten Filtrierbarkeit des Schlammes oder der Membranperformance zuordnen zu können. Insgesamt ist es erforderlich, die Schlammfiltrierbarkeit und das Membranfouling durch den Betrieb der Anlage nach Möglichkeit günstig zu beeinflussen. Bestimmte Betriebsparameter beeinflussen das Membranfouling bzw. die Schlammfiltrierbarkeit, wobei sich die Effekte überlagern und nicht eindeutig einer Einflussgröße zuzuordnen sind.

Die Schlammfiltrierbarkeit beschreibt die Entwässerbarkeit des Schlammes durch Filtration. Um diese in einem Parameter auszudrücken, werden verschiedene Kennwerte verwendet, die teilweise aus der Schlammentwässerung übernommen oder neu entwickelt wurden. Beispielsweise wird der CST (capillary suction time, kapillare Fließzeit) [s] verwendet, welcher ursprünglich zur Beurteilung der mechanischen Entwässerbarkeit von Schlämmen entwickelt wurde und dessen Durchführung nach DIN EN 14701-1 (2006a) erfolgt und in Kapitel 3.2 ausführlich erläutert wird. Der CST ist nach KOPP (2009) proportional zum spezifischen Filtrationswiderstand (specific resistance to filtration, SRF), welcher jedoch messtechnisch und zeitlich sehr aufwendig zu bestimmen ist. Dieser wird nach DIN EN 14701-2 (2006b) bestimmt. Der Filtrationsindex FI [-] stellt den Permeatfluss dem Reinwasserfluss in einer Testzelle gegenüber. Er wurde ausdrücklich für die Beurteilung der Filtrierbarkeit von MBR-Schlämmen entwickelt, ist jedoch recht aufwendig durchzuführen. Der Schlammindex ISV [mL/g] beschreibt die Absetzbarkeit eines Schlamm-Wasser-Gemisches, welche genau genommen für die Anwendung im MBR nicht von Interesse ist, jedoch korreliert nach MELIN ET AL. (2007)

eine schlechte Filtrierbarkeit (niedriger FI) mit schlechter Absetzbarkeit des Schlammes (hoher ISV) sowie tendenziell auch mit einer schlechteren Entwässerbarkeit (hoher CST).

Ein schlecht filtrierbarer Schlamm kann verstärktes Membranfouling auslösen. Unter Membranfouling wird die Ablagerung suspendierter Feststoffe und gelöster Substanzen auf der Oberfläche, an den Porenöffnungen und innerhalb der Pore also dementsprechend Deckschichtbildung, Porenverblockung und Poreneinschnürung verstanden, welche die Leistungsfähigkeit der Membran verringern [CRITTENDEN ET AL., 2005]. Es kann des Weiteren unterschieden werden zwischen partikulärem Fouling, organischem Fouling und Biofouling je nachdem, welche Stoffe für das Fouling verantwortlich sind. Komplette trennen lassen sich diese Phänomene nicht. Beim partikulären Fouling setzen sich ungelöste, suspendierte Partikel z.B. Kolloide, Ton oder Huminstoffe auf der Membranoberfläche ab. Gelöste organische Substanzen verursachen ein Fouling, welches als organisches Fouling bezeichnet wird. Beim Biofouling lagern sich Stoffe mikrobiologischer Herkunft an der Membran an. Nährstoffe im Feed führen des Weiteren zum Wachstum von Mikroorganismen auf der Membran, welche eine Schleimschicht ausbilden. Von besonderer Bedeutung im Hinblick auf Membranfouling scheinen diese Ausscheidungen von Mikroorganismen zu sein, welche eine Matrix bilden, in die die Mikroorganismen eingebettet sind. Diese organischen Makromoleküle mikrobiellen Ursprungs werden als extrazelluläre polymere Substanzen (EPS) bezeichnet. Die Produktion von EPS ist abhängig vom Organismus und den Umweltbedingungen, denen die Bakterien ausgesetzt sind. Die wichtigsten Polymergruppen der EPS sind nach WETT ET AL. (2009) Proteine, Kohlenhydrate und Huminsäuren. Es kann unterschieden werden in gelöstes EPS und EPS, welches an die Schlammflocke gebunden ist. WETT (2005) macht als Hauptbestandteil mit Auswirkungen auf das Foulingverhalten bei den gebundenen EPS Proteine aus, die durch ihre hydrophoben Eigenschaften dazu neigen, zu adsorbieren und damit zur Deckschichtbildung beitragen. Bei der Untersuchung des Membranbelags fanden WETT ET AL. (2009) im Vergleich zum belebten Schlamm höhere Mengen an Kohlenhydraten, welche auf die Bedeutung dieser Fraktion auf das Fouling hinweisen. Bei den gelösten EPS werden von WETT ET AL. (2009) die Huminsäuren als maßgebliche Foulants bezeichnet. Andere Autoren sehen vor allem im Kohlenhydratanteil der gelösten EPS einen Einflussparameter auf Foulingerscheinungen.

In vielen Studien wird der Einfluss der gelösten EPS auf die Foulingneigung hervorgehoben. LE-CLECH ET AL. (2006) kommen in ihrer Literaturstudie zu dem Schluss, dass der Gehalt an gelösten EPS (oder soluble microbial products, SMP) und dabei vor allem der Kohlenhydratanteil (der Polysaccharide enthält) der wichtigste Foulingindikator ist. Einen direkten Bezug zwischen dem Kohlenhydratanteil im gelösten EPS und der Foulingrate [LESJEAN ET AL., 2005], dem Filtrationsindex bzw. dem CST [GRELIER ET AL., 2005; EVENBLIJ ET AL., 2005; TARNACKI ET AL., 2005], dem kritischen Fluss [LE CLECH ET AL., 2005] sowie dem spezifischen Fluss [ROSENBERGER ET AL., 2005] wurde in den

durchgeführten Studien klar belegt. Ein steigender Gehalt an gelöstem EPS führt auch gemäß ROSENBERGER (2003) zur zunehmenden Neigung zur Biofilmbildung. In ihren Untersuchungen sinkt der Filtrationsindex mit Zunahme der Konzentration an gelösten EPS wobei besonders die in der flüssigen Phase gelösten Polysaccharide signifikant mit der Abnahme des Filtrationsindexes in Zusammenhang gebracht werden können. Die Bedeutung von Polysacchariden an der Entstehung von Membranfouling hebt HABERKAMP (2008) ebenfalls hervor. Auch WETT (2005) beobachtet, dass mit zunehmender Konzentration an gelösten EPS der spezifische Filtrationswiderstand signifikant ansteigt.

2.4.1. Einfluss der Betriebsparameter

Der EPS-Gehalt wird von verschiedenen Parametern beeinflusst. WETT (2005) findet in seinen Untersuchungen, dass mit steigender Temperatur im Belebungsbecken die Konzentration an gebundenem EPS bedeutend abnimmt. Somit ist in den Wintermonaten mit einer steigenden Produktion von EPS und ebenso mit steigendem Membranfouling zu rechnen. Dies bestätigen auch WETT ET AL. (2009). Mit steigender Temperatur stellten sie eine signifikante Verminderung der Konzentration an gebundenen EPS, vor allem der Huminsäuren fest und nennen somit einen Grund für die im MBR verminderte hydraulische Leistungsfähigkeit im Winter. Bei den gelösten EPS konnte dieser Zusammenhang nicht festgestellt werden. Auch ROSENBERGER ET AL. (2006) nennen niedrige Temperaturen als Ursache für eine erhöhte Freisetzung von EPS. Somit ist in den Wintermonaten die Leistungsfähigkeit der Membranstufe nicht nur von der temperaturbedingt höheren Viskosität [MURAKAMI UND OOTA, 2004] des Schlamm-Wasser-Gemisches beeinträchtigt.

KIM ET AL. (2001) finden in scherstressbedingter Flockenzerstörung einen Grund für hohe EPS-Konzentrationen. WETT (2005) macht die hohen Scherbeanspruchungen in einem MBR aufgrund der intensiven Membranbelüftung für hohe EPS-Konzentrationen verantwortlich.

Das Schlammalter ist ein weiterer Parameter, der die EPS-Konzentration beeinflusst. Nach LE-CLECH ET AL. (2006) ist das Schlammalter der wichtigste Betriebsparameter mit Einfluss auf die Foulingneigung. MELIN ET AL. (2007) geben an, dass sich ein höheres Schlammalter günstig auf das Entwässerungsverhalten und die Foulingneigung auswirkt, was unter anderem durch die geringere Konzentration von an die Schlammflocke gebundenem und gelöstem EPS erklärt werden kann. Das Schlammalter hat entscheidenden Einfluss auf die EPS-Konzentration, welcher einer der signifikantesten Faktoren mit Einfluss auf das Membranfouling ist. Nach BROOKES ET AL. (2003) nimmt das EPS-Level bei längerem Schlammalter ab, allerdings wird dieser Einfluss ab einem Schlammalter von 30 d vernachlässigbar. JINSONG ET AL. (2006) führten Versuche zum Schlammalter im Labormaßstab mit Kubota-Membranen durch. Sie fanden heraus, dass

die Foulingrate ($dTMP/dt$) bei einem moderaten Schlammalter von 30 d deutlich unter der bei einem kurzen Schlammalter von 10 d liegt. Bei der Bestimmung des kritischen Flusses lag dieser im System mit 30 d Schlammalter doppelt so hoch wie im System mit 10 d Schlammalter. Als mögliche Ursachen geben sie an, dass die höhere Anzahl kleiner Partikel im Feststoffgehalt für die höhere Foulingneigung des Systems mit einem Schlammalter von 10 d verantwortlich sein könnten. Des Weiteren ist nach JINSONG ET AL. (2006) die Konzentration an Polysacchariden im Überstand 100 % höher bei einem Schlammalter von 10 d als bei dem von 30 d. Hierbei ist die Gesamtmenge an EPS, sowohl aus der Flocke extrahiert als auch im Überstand gemessen ungefähr gleich für beide Schlammalter. Die gleichen Tendenzen für den Einfluss des Schlammalters auf die Foulingneigung geben auch AI-HALBOUNI ET AL. (2008) an. Sie fanden eine schlechtere Filtrierbarkeit, Absetzbarkeit und Entwässerbarkeit bei einem Schlammalter von 23 d im Vergleich zu 40 d. Nach WETT (2005) können sich in Anlagen mit sehr hohem Schlammalter Huminsäuren bilden, welche eine wichtige Fraktion im Hinblick auf Fouling sind.

MELIN ET AL. (2007) fanden in einer verringerten Schlammbelastung einen positiven Einfluss auf die Filtrierbarkeit und erklärten dies durch den weitergehenden Abbau organischer Substanzen bevor diese auf die Membran treffen. In einer von KIMURA ET AL. (2005) durchgeführten Studie wurden drei Pilotanlagen bei verschiedenen Betriebseinstellungen mit realem Abwasser betrieben. Hierbei fanden sie heraus, dass eine geringe Schlammbelastung günstig zur Vermeidung von Fouling ist und einer langsameren Entwicklung des Filtrationswiderstandes förderlich. Um verschiedene Schlammbelastungen zu erreichen, wurden die MBR bei unterschiedlichen TR-Gehalten betrieben, was zu jeweils entsprechenden Schlammaltern führte. Weiterhin geben sie an, dass sich die Art der Foulants bei Änderung der Schlammbelastung verschiebt. TRUSSEL ET AL. (2006) fanden ebenfalls höhere Foulingraten für eine höhere Schlammbelastung. Eine vierfach höhere Schlammbelastung führte in ihren Studien zu einer 20-fach höheren Foulingrate (hier definiert als Verlust an Permeabilität über die Zeit $LMH/(bar\ d)$). Sie untersuchten einen Bereich von 0,34 bis 1,41 g CSB/(g oTR d) bzw. ein Schlammalter von 10 bis 2 Tagen. Die Ablaufqualität wurde bei einem Schlammalter > 2 d nicht beeinträchtigt. Weiterhin wurde festgestellt, dass die Foulingraten gut mit dem Gehalt an gelöstem EPS und vor allem mit der Kohlenstofffraktion korrelieren. NAGAOKA ET AL. (2000) führten Untersuchungen zur Schlammbelastung mit synthetischem Abwasser im Labormaßstab durch und kamen zu dem Schluss, dass höhere Schlammbelastungen sich ungünstig auf die Foulingneigung auswirken. Allerdings wird in ihrer Studie dieser Einfluss nur spürbar, wenn der Fluss niedrig ist und die Schlammbelastung auf geringem Niveau gesteigert wird. Ansonsten wird der Einfluss von anderen Effekten überlagert. WETT ET AL. (2009) fanden einen Anstieg der gebundenen EPS in der Schlammflocke (und da vor allem bei den Proteinen) mit Anstieg des Nährstoffangebots. Denselben Zusammenhang

zwischen gelösten EPS und der Schlammbelastung konnten sie für kommunale Abwässer nicht finden.

Auch beim Einfluss des TR auf die Schlammfiltrierbarkeit und Foulingneigung kommen Studien zu entgegengesetzten Ergebnissen. Nach KRAUSE (2005) und ITONAGA ET AL. (2004) wird bei geringerem TR-Gehalt die Viskosität des Schlamm-Wassergemisches kleiner, so dass die Filtrierbarkeit verbessert wird. In die gleiche Richtung gehen die Erkenntnisse von CICEK ET AL. (1999), die einen steigenden TR-Gehalt mit negativen Auswirkungen wie höhere Transmembrandrücke oder niedrigere Flüsse in Zusammenhang bringen. WETT (2005) bringt hingegen einen niedrigen TR auch mit einer feineren Flockenstruktur und somit mit der Gefahr der Verstopfung in Zusammenhang. Des Weiteren sieht WETT (2005) in einer mit dem TR steigenden Deckschicht ferner einen Schutz der Membranen vor weiteren Foulants und somit langfristig eine höhere hydraulische Leistungsfähigkeit der Membranstufe bei höherem TR. Auch andere Autoren wie beispielsweise BROOKES ET AL. (2006) fanden positive Auswirkungen eines höheren TR-Gehaltes. BRUUS ET AL., (1992) geben an, dass durch einen höheren TR die Stabilität der Flocke erhöht wird, wodurch die Entwässerbarkeit verbessert wird. Gemäß ROSENBERGER ET AL. (2005) hat der TR in einem Bereich von 8 bis 12 g/L keinen signifikanten Einfluss auf Fouling, unterhalb von 6 g/L wirkt sich eine Erhöhung des TR positiv auf die Foulingneigung aus, oberhalb von 15 g/L negativ. ROSENBERGER (2003) schlussfolgert, dass der Faktor TR zu pauschal ist und damit alleine nicht aussagekräftig genug, um die Filtrierbarkeit zu charakterisieren. Da keine klare Korrelation zwischen TR und anderen Foulingindikatoren besteht, finden auch JEFFERSON ET AL. (2004) und BROOKES ET AL. (2003), dass der TR-Gehalt alleine kein guter Indikator ist, um die Foulingneigung zu charakterisieren.

Da die Einflussfaktoren auf Foulingneigung und die Filtrierbarkeit zahlreich sind und die Zusammenhänge komplex, lässt sich nicht abschließend beurteilen, wie sich eine Änderung von TR-Gehalt, Schlammalter und Schlammbelastung auf die Membranperformance auswirken wird, zumal sich die hier identifizierten positiven und möglicherweise negativen Effekte überlagern und der Betrag der einzelnen Auswirkungen ebenfalls unklar ist. Die Schlammbelastung würde beispielsweise durch die Reduzierung des TR-Gehaltes im Belebungsbecken steigen, durch die Implementierung einer Vorklärung sinken. Die Einführung einer Vorklärung wird auch aus weiteren Gründen positiv bewertet, wie im folgenden Kapitel erläutert wird.

2.4.2. Einfluss einer Vorklärung

Der Betrieb einer Vorklärung bietet einige Vorteile. In energetischer Hinsicht führt die geringere organische Fracht, die im Belebungsbecken unter Sauerstoffverbrauch abgebaut werden müsste zu Energieeinsparungen. Gleichzeitig beeinflusst der

energiereiche Primärschlamm den Gasertrag in einer anaeroben Stabilisierungsstufe äußerst positiv. Gerade für MBR, die im Hinblick auf die mechanische Vorbehandlung sehr anspruchsvoll sind, ist die Einführung einer Vorklärung jedoch vor allem günstig bezüglich der Betriebssicherheit.

Als besonders problematisch erweisen sich faserige Abwasserinhaltsstoffe und Haare, die zu Verzopfungen und in der Folge zu Verschlammungen führen können und oft von der bestehenden mechanischen Vorreinigungsstufe nicht zufriedenstellend entfernt werden können. Aufwendige Feinstsiebanlagen mit sehr kleinen Maschenweiten führen ihrerseits zu betrieblichen Problemen. Diese Stoffe können jedoch auch in einer Vorklärung abgeschieden werden ggf. unter Berücksichtigung von Maßnahmen, die aufschwimmende faserige Stoffe zurückhalten. Gelangen die Stoffe hingegen in die Membrankammern sind die Verunreinigungen in manchen Fällen nur noch durch Ausbau der Platten und Reinigung per Hand zu entfernen. ITOKAWA ET AL. (2008) berichten über Betriebsprobleme großtechnischer MBR in Europa, wobei viele Anlagen Verzopfungen und Verschlammungen aufweisen und nur eine einzige Anlage über eine Vorklärung verfügt. MBR-Anlagen mit Vorklärung sind äußerst selten und nur bei Aus- und Umbau bestehender Anlagen vorzufinden [LESJEAN ET AL., 2009]. Zwei dieser Anlagen sind die im Späteren näher betrachteten Anlagen Eitorf und Seelscheid. Bei Eitorf handelt es sich um eine Hybrid-Anlage, bei der sich der Abwasserstrom erst nach der Vorklärung aufteilt. Seelscheid wurde als MBR ausgebaut und die bestehende Vorklärung 2006 wieder in Betrieb genommen nachdem es zuvor zu Problemen mit der Permeabilität durch Schleimbildung auf den Membranen gekommen war. Laut Aussagen von Betreibern und Betriebspersonal wollen diese nicht mehr auf ihre Vorklärungen verzichten.

2.5. Klärschlamm entwässerung

Schlamm, der einer Kläranlage entnommen wird, enthält eine erhebliche Menge Wasser. Dies ist weder für anschließende Behandlungsschritte noch für den Transport erwünscht. Daher wird er in den meisten Fällen eingedickt oder einer Entwässerung unterzogen. Unterscheiden lassen sich hierbei statische Eindickverfahren, die ohne Energieeinsatz die natürlichen Absetzeigenschaften nutzen und maschinelle Schlamm entwässerung mittels Zentrifugen, Band-, oder Kammerfilterpressen usw., wodurch sich meist unter Einsatz eines Konditionierungsmittels höhere Trockensubstanzgehalte erreichen lassen.

Die Entwässerungseigenschaften eines Schlammes hängen von vielen Faktoren ab, wie z.B. der Herkunft der Abwassers, der Art der Abwasserbehandlung, dem Schlammalter, der Partikelgrößenverteilung, dem organischen Trockenrückstand (oTR) oder dem EPS-Gehalt. Zahlreiche Kennwerte können die Entwässerungseigenschaften charakterisieren (siehe auch Kapitel 2.4).

Der erreichbare Feststoffgehalt ist abhängig von der Verteilung der Wasserarten. Es kann zwischen vier verschiedenen Wasserarten im Klärschlamm differenziert werden, wobei sich diese durch die Art und Stärke ihrer Bindung zu den Feststoffen unterscheiden. Das freie Wasser ist der größte Wasseranteil und besitzt keine Bindung an die Feststoffe. Nur der frei vorliegende Teil kann bei der maschinellen Entwässerung abgetrennt werden. Daneben gibt es gebundenes Wasser, welches nur durch thermische Verfahren entfernt werden kann und welches sich folgendermaßen weiter unterteilen lässt. Zwischenraumwasser wird durch Kapillarkräfte zwischen den Feststoffpartikeln in der Schlammflocke gehalten, Oberflächenwasser wird mit Adhäsionskräften gebunden, weiterhin gibt es das Zellinnenwasser [DICHTL UND KOPP, 1999].

Aufgabe der Schlammkonditionierung ist eine Beschleunigung des Entwässerungsvorganges um hohe Durchsatzleistungen und hohe Abscheidegrade bei der maschinellen Schlammentwässerung erreichen zu können [DICHTL UND KOPP, 2001]. Zu unterscheiden ist hierbei die physikalische (mechanische und thermische Konditionierung) sowie die chemische Konditionierung, die in Form der Zugabe von anorganischen Substanzen (Metallsalze, Kalk) oder organischen Flockungshilfsmitteln (FHM) / Polymeren erfolgt. Der spezifische Konditionierungsmittelbedarf ist sowohl abhängig von der Schlammcharakteristik als auch vom eingesetzten Entwässerungsaggregat und dem angestrebten Entwässerungsergebnis. Bislang gibt es keine eindeutige Abhängigkeit von einem bestimmtem Parameter. Die Dosiermenge muss daher in Versuchsserien bestimmt werden. Die optimale Dosierung liegt in dem Bereich, bei dem, die elektrostatischen Abstoßungskräfte zwischen den Klärschlammteilchen nicht mehr wirksam sind, d.h. der Wert des gemessenen Zetapotentials oder Strömungspotentials (beide ein Maß für die elektrostatischen Abstoßungskräfte in mV) nahe dem Nullpunkt liegt [KOPP, 2009]. EPS enthalten im hohem Maße negative Oberflächenladungen. Sie sind sehr voluminös und binden aufgrund ihrer Polarität viel Wasser. Sie werden auch bei langen Faulzeiten nur unwesentlich vermindert. Der EPS-Gehalt beeinflusst daher maßgeblich den Polymerbedarf.

Primärschlamm enthält viele Strukturstoffe und ist daher besser entwässerbar als Überschussschlamm, der durch einen hohen Bakterienanteil geprägt ist. Üblich sind für PS Entwässerungsergebnisse von 32 - 40 % TR bei einem relativ geringen Konditionierungsmittelleinsatz von 3 - 6 kg WS/(t TR) [DENKERT, 1988]. Bei ÜSS werden Feststoffgehalte nach der Entwässerung von 18 - 25 % TR mit einer erforderlichen FHM-Dosierung von 8 - 15 kg WS/(t TR) erreicht [NELLENSCHULTE, 1996]. Weiterhin nimmt das Schlammalter Einfluss auf die Entwässerungseigenschaften. Bei steigendem Schlammalter sinkt die Flockengröße, wodurch das erreichbare Entwässerungsergebnis auch mit zunehmender FHM-Dosierung schlechter wird [KOPP, 2009]. Da feinere Partikel ein größeres Verhältnis von Oberfläche zu Volumen haben, wird das Sedimentationsverhalten erschwert. Mehr negative geladene Oberflächen verursachen

größere elektrostatische Abstoßungskräfte, welche bei der Konditionierung kompensiert werden müssen. In der Regel weist ein Schlamm mit einem hohen Glühverlust (GV) eine geringe Dichte auf, bildet kompressible Filterkuchen und hat einen relativ hohen Bedarf an Konditionierungsmitteln, d.h. der Schlamm ist oftmals schlecht entwässerbar. Die organischen Anteile sind kompressibel, während einige anorganischen Anteile inkompressibel sind und als Drainagematerial zur Verbesserung der Entwässerungseigenschaften beitragen. [ATV-DVWK-M 366, 2000]. Als hierzu gegenläufigen Effekt nennt KOPP (2009) die Tatsache, dass sich durch die Faulung die Partikelgrößenverteilung durch mechanische Beanspruchung und den Abbau von organischem Material ungünstig verschieben kann. Welcher der Effekte überwiegt und ob das Entwässerungsergebnis demnach durch die Faulung verbessert oder verschlechtert wird, kann ihr zufolge nicht pauschal beantwortet werden. Mit zunehmender Stabilisierungszeit stellt sie eine Zunahme des FHM-Bedarfs fest. Ein weitgehender Stabilisierungsgrad im Klärschlamm begünstigt hingegen gemäß ATV-DVWK-M 366 (2000) im Allgemeinen das Entwässerungsverhalten. In jedem Fall positiv sind die gleichmäßigere Konsistenz von Faulschlamm sowie die mit dem Stabilisierungsgrad abnehmende Masse an Feststoffen, die anschließend zu entsorgen ist. In ATV (1996) wird darauf hingewiesen, dass die Entwässerbarkeit von simultan aerob stabilisierten Schlämmen ungünstiger ist als bei allen anderen biologischen Stabilisierungsverfahren.

In umfangreichen großtechnischen Versuchen ermittelten DICHTL UND KOPP (2001) für Faulschlämme einen Polymerbedarf von 7,7 g/kg für ein mittleres Entwässerungsergebnis von 27,7 % und für aerob stabilisierte Schlämme einen Polymerbedarf von 5,9 g/kg bei einem Entwässerungsergebnis von nur 22,8 %.

DICHTL UND KOPP (1999) verglichen den erreichbaren Feststoffgehalt und den Polymerbedarf von Faulschlämmen, aerob stabilisierten Schlämmen konventioneller Kläranlagen und Schlämmen aus MBR-Anlagen. Dabei stellten sie fest, dass sich die untersuchten Proben aus Anlagen mit Membranbiologie vergleichbar zu aerob stabilisierten Schlämmen darstellen, dass das Entwässerungsverhalten jedoch auch schlechter sein kann. Dies führten sie auf eine feinere Flockenstruktur zurück.

In Tabelle 2-10 sind in der Literatur verfügbare Informationen über die Entwässerungseigenschaften verschiedener Schlämme zusammengefasst.

Tabelle 2-10: Erreichbare Feststoffgehalte und Polymerbedarf unterschiedlicher Schlämme

	Erreichbarer Feststoffgehalt nach Entwässerung	Polymerbedarf	Quelle
	[% TR]	[g WS/kg TR]	
Primärschlamm	32 - 40	3 - 6	DENKERT, 1988
Überschussschlamm	18 - 25	8 - 15	NELLENSCHULTE, 1996
Faulschlamm	25 - 30	6 - 10	DICHTL UND KOPP, 1999
Faulschlamm	27,7	7,7	DICHTL UND KOPP, 2001
Aerob stabilisierter Schlamm	22,8	5,9	
Aerob stabilisierter Schlamm	20 - 25	4 - 8	DICHTL UND KOPP, 1999
MBR-Schlamm	15 - 20	5 - 20	
Primärschlamm 0/ 20/ 40d*	40/ 37/ 37	3/ 3,7/ 3,7	KOPP, 2009
Überschussschlamm 0/ 20/ 40d*	17/ 15/ 15	6/ 9/ 9,8	
Aerob stabilisierter Schlamm 0/ 20/ 40d*	16/ 14/ 13	6/ 12/ 11,5	

*unterschiedliche Stabilisierungszeiten

Der benötigte Energieeinsatz zur Entwässerung von Klärschlämmen ist von dem Entwässerungsaggregat selbst und der anfallenden Menge zu entwässerndem Schlamm und somit dem Durchsatz durch die Maschine abhängig [DICHTL UND KOPP, 1999].

2.6. CO₂-Bilanzen auf Kläranlagen

CO₂-Emissionen auf Kläranlagen ergeben sich aus dem Energieverbrauch und durch direkte Emissionen bei den biologischen Abbauprozessen. Das direkt emittierte CO₂ ist jedoch in der CO₂-Bilanz nicht zu berücksichtigen, da es organischem Material entstammt, welches keinen fossilen Ursprung hat und darum als klimaneutral betrachtet wird [KAMPSCHREUR ET AL., 2009]. Die CO₂-Emission einer Kläranlage kann daher zunächst auf deren Energieverbrauch beschränkt werden und dieser mittels des deutschen

Strommixes von 0,575 kg CO₂/kWh [UMWELTBUNDESAMT, 2010] in CO₂-Äquivalente umgerechnet werden.

Werden jedoch statt CO₂ andere Treibhausgase (THG) betrachtet und in CO₂-Äquivalente umgerechnet, macht der Stromverbrauch nur einen Teil der Emissionen im Abwasserreinigungsprozess aus, wie in Bild 2-4 zu sehen. Die Auswirkungen auf das Klima sind für Methan 25-fach und für Lachgas 298-fach stärker als für CO₂. Diese Umrechnung zu CO-Äquivalenten gibt das Global Warming Potential (GWP) eines Gases an.

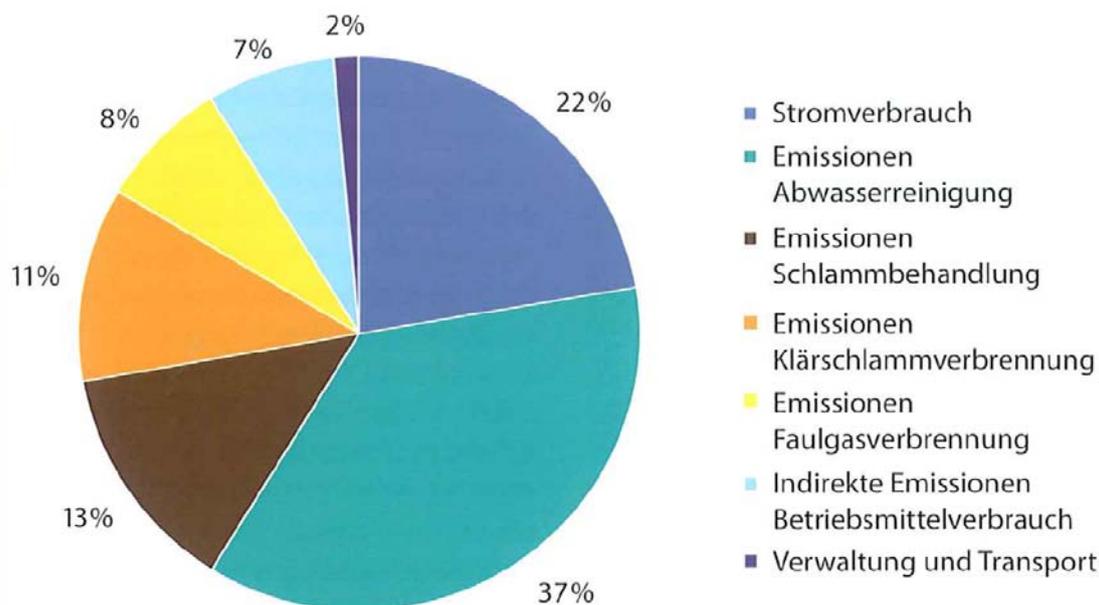


Bild 2-4: Verteilung der Treibhausgasemissionen in CO₂-Äquivalenten im Abwasserreinigungs- und Klärschlammbehandlungsprozess [BOLLE UND GENZOWSKY, 2011]

Ein erheblicher Anteil an den Treibhausgasemissionen entsteht durch direkte Emissionen von Methan (CH₄) und Lachgas (N₂O) im Abwasserreinigungsprozess. Des Weiteren werden THG-Emissionen bei der Schlammbehandlung sowie der Erzeugung und Verwertung von Faulgas frei.

Bei einer Kläranlage mit 100.000 E ist überschlägig von einer Emission an CO₂-Äquivalenten von 71 kg/(E a) auszugehen [BOLLE UND GENZOWSKY, 2011].

In Bild 2-5 sind die THG-Emissionen, die sich aus dem Betrieb einer Kläranlage ergeben, nochmals übersichtlich dargestellt. Sie werden im Folgenden erläutert und die Unterschiede zwischen konventionellen Anlagen und MBR, sofern vorhanden, herausgearbeitet.

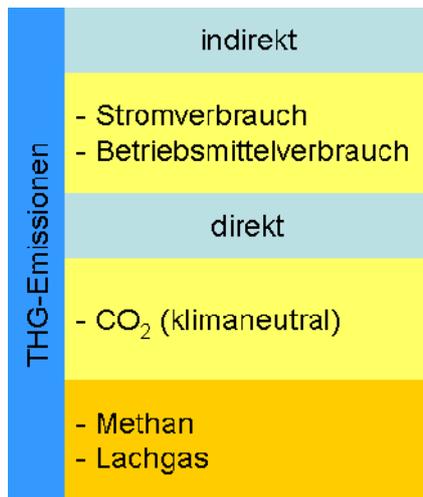


Bild 2-5: THG-Emissionen aus Kläranlagen

2.6.1. Indirekte Emissionen

Bezüglich des Energieverbrauchs weisen MBR gegenüber konventionellen Anlagen eine höhere CO₂-Emission entsprechend ihrem Energie-Mehrverbrauch auf. Wie in Kapitel 2.1 erläutert, liegt dieser je nach Anlage beim Faktor 1,2 bis 5. Wie oben dargestellt, macht der Energieverbrauch an den THG-Emissionen einer Kläranlage jedoch nur überschlägig 22 % aus.

Neben der höheren CO₂-Freisetzung durch den Energieverbrauch entstehen zusätzliche indirekte Emissionen durch einen erhöhten Chemikalieneinsatz zur Reinigung der Membranen. Für eine Abschätzung der mit der Chemikalienherstellung in Verbindung stehenden THG-Emissionen liegen jedoch keine Daten vor.

2.6.2. Direkte Emissionen

CO₂

Wie bereits erläutert, gelten CO₂-Emissionen aus Kläranlagen als klimaneutral, da sie anthropogenen Ursprungs sind und einen zeitnahen Kreislauf schließen [BOLLE UND GENZOWSKY, 2011].

Methan

Direkte Methanemissionen entstehen unter anaeroben Bedingungen, also allen Verfahrensschritten der Abwasser- und Klärschlammbehandlung, die unter Ausschluss von Sauerstoff stattfinden. Ein großes Bildungspotential von Methan ist schon in den Kanälen gegeben, wobei dieses dann im Zulaufbereich der Kläranlage emittiert. Ein weiters großes Emissionspotential von Methan geht aus der Schlammbehandlung hervor [KAMPSCHREUR ET AL., 2009].

Insgesamt wurden auf Kläranlagen bisher die folgenden Behandlungsschritte als mögliche CH₄-Quelle identifiziert [BOLLE ET AL. 2010].

- Zulauf (mögliche CH₄ Fracht aus der Entstehung in den Kanälen)
- Vorklärung
- Anaerobe Abwasserbehandlung / biologische Phosphorelimination
- Schlammfäulung
- Schlammverbrennung
- Faulgasverbrennung

Für das Bildungspotential von Methan ist im Wesentlichen die Menge der im Abwasser enthaltenen biologisch abbaubaren organischen Verbindungen, ausgedrückt als CSB oder BSB ausschlaggebend. Unter gleichen Bedingungen weisen Abwässer mit höheren CSB- bzw. BSB-Konzentrationen höhere CH₄-Bildungspotentiale auf als Abwässer mit vergleichsweise geringen Konzentrationen [IPCC, 2006].

Weitere Einflussfaktoren auf die Methanemission sind die Art der Abwasserbehandlung, pH-Wert, die Aufenthaltszeit, die Biozönose (speziell die Konkurrenz zwischen methanogenen und sulfatreduzierenden Bakterien), das Vorhandensein toxischer Stoffe sowie die vorliegende Temperatur. [EL-FADEL UND MASSOUD, 2001]. Da mikrobielle Umsetzungsprozesse stark temperaturabhängig sind, steigt mit höheren Temperaturen auch die Methanproduktion. Dies spielt insbesondere in wärmeren Regionen und in unkontrollierten Systemen eine Rolle. Unterhalb einer Temperatur von etwa 15°C sind keine bedeutenden Methanemissionen zu erwarten, da die für die Methanbildung notwendigen methanogenen Bakterien kaum aktiv sind [IPCC, 2006].

Eine verlässliche Beurteilung der auf Kläranlagen entstehenden Methanmengen ist noch nicht möglich. Dennoch wurden anhand der bisherigen Erkenntnisse einige Orientierungswerte veröffentlicht, die eine Abschätzung des CH₄-Bildungspotentials in Aussicht stellen. Die angegebene Spanne ist allerdings extrem groß.

In den IPCC-Richtlinien von 2006 wurde das theoretisch maximal mögliche Bildungspotential aus häuslichen Abwässern zu 0,6 kg CH₄ / (kg BSB) bzw. 0,25 kg CH₄ / (kg CSB) abgeschätzt: Die während des Betriebs von Kläranlagen tatsächlich freiwerdenden Emissionen fallen jedoch im Durchschnitt deutlich geringer aus als das Bildungspotential: Aktuelle Ansätze gehen davon aus, dass etwa 0,7 % des im Abwasser enthaltenen CSB während der Reinigungsverfahren anaerob zu CH₄ umgesetzt wird [IPCC, 2006 / BOLLE ET AL., 2010]. Bei einer durchschnittlichen CSB-Fracht von 120 g / (E d) entspräche dies einer täglichen Methanemission von 84 kg CH₄/d bzw. 767 t CO₂-Äquivalente/a (bezogen auf eine Kläranlage mit einer Anschlussgröße von 100.000 E).

Eine detaillierte Abschätzung bezüglich der Schlammbehandlung ermöglichen die von VROM (2008) veröffentlichten Emissionsfaktoren, bei denen zwischen Kläranlagen mit und ohne Schlammfäulung differenziert wird. Dabei wird von $0,007 \text{ kg CH}_4 / \text{kg CSB}_{\text{Zufluss}}$ für Anlagen ohne Schlammfäulung ausgegangen und von $0,0085 \text{ kg CH}_4 / \text{kg CSB}_{\text{Zufluss}}$ für Anlagen mit Schlammfäulung. Aus der Schlammfäulung sind demnach $0,0015 \text{ kg CH}_4 / \text{kg CSB}_{\text{Zufluss}}$ zu erwarten. Wird dies für eine Kläranlage mit 100.000 E bilanziert, ergibt sich mit einer CSB-Fracht von 12.000 kg/d (120 g/(E d)) eine Methanemission von $6.570 \text{ kg CH}_4/\text{a}$ und umgerechnet in CO_2 -Äquivalente eine Emission von $164 \text{ t CO}_2/\text{a}$. In BOLLE ET AL. (2010) wird die CH_4 -Emission aus der Schlammfäulung anhand von Klärgasverlusten aus den Faulbehältern und unverbranntem Faulgas bei den BHKWs abgeschätzt. Demnach gelangen rund 10 % der produzierten Faulgasmenge durch Undichtigkeiten in die Atmosphäre [WATT, 1994]. Bei einem Methangehalt von etwa 65 % im Klärgas ergibt dies wiederum für eine Anlage mit 100.000 E eine Gesamtemission von $39,4 \text{ tCH}_4/\text{a}$, was $985 \text{ tCO}_2/\text{a}$ entspricht. Hier zeigt sich die große Differenz bei den zu erwartenden Methanemissionen, wobei letztere Abschätzung eher dem worst case scenario gleichkommt.

Auch aus offenen Eindickern sind Emissionen zu erwarten. In BOLLE ET AL. (2010) wird diese Emission aus Eindickern, die für unausgefäulten Schlamm eingesetzt werden, zu $2,7 \text{ kgCH}_4/\text{t}_{\text{TS}}$ abgeschätzt. Weitere Emissionen gehen aus der Verbrennung des ausgefäulten Klärschlammes hervor, die aktuell auf $0,19 \text{ kg CH}_4 / \text{t}$ geschätzt werden. [IPCC, 2006 / BOLLE ET AL., 2010].

Distickstoffmonoxid (N_2O ; Lachgas)

Über die Freisetzung und das Ausmaß von N_2O -Emissionen auf Kläranlagen ist bisher nur relativ wenig bekannt. Zwar konnten N_2O -Emissionen bereits mit zahlreichen Verfahrensschritten in Verbindung gebracht werden, die bisher im Labor und bei praktischen Messungen auf Kläranlagen ermittelten Werte weisen jedoch noch sehr hohe Unterschiede auf und sind stark von den vorliegenden Betriebsparametern und Milieubedingungen abhängig.

Die bisherigen Untersuchungen haben gezeigt, dass N_2O -Emissionen hauptsächlich bei der Stickstoffelimination auf Kläranlagen während der Nitrifikation und Denitrifikation in Belebungsbecken entstehen. Hierauf liegt auch der Fokus der meisten Studien. Darüber hinaus wurde auch das Verbrennen von Klärschlämmen und Rechengut als N_2O -Quelle identifiziert. Sandfänge, Vor- und Nachklärbecken, Schlamm Speicher und Faulbehälter werden zwar als mögliche, aber sehr geringe Emissionsquelle angesehen. Über das Entstehungspotential dieser Quellen liegen jedoch bisher nur wenige Erkenntnisse vor. [KAMPSCHREUR ET AL., 2009].

CZEPIEL ET AL. (1995) haben auf Grundlage von Untersuchungen an einer Kläranlage abgeschätzt, dass etwa 90 % der N₂O-Emissionen aus den Belebungsbecken, 5 % aus dem Sandfang und 5 % aus den Schlamm Speichern anfallen. Die Emissionen, die bei der Verbrennung von Rechengut und Klärschlämmen entstehen, sind dabei nicht berücksichtigt.

Bei Sandfängen wird vermutet, dass die Bildung von N₂O hauptsächlich bei der Verfügbarkeit von Nitrat aus der Kanalisation oder aus internen Wasserkreisläufen der Kläranlage möglich ist und daher sehr anlagenbezogen ausfällt [KAMPSCHEUR ET AL., 2009].

Im Belebungsbecken kann N₂O als Zwischenprodukt während der Stickstoffelimination entstehen. Obwohl die Bildung von N₂O sowohl während der Nitrifikation als auch während der Denitrifikation möglich ist, wird der überwiegende Teil der Emissionen in den belüfteten Zonen der Nitrifikationsbecken freigesetzt. Dies ist auf das Ausstrippen mit Luft zurückzuführen, bei dem das im Wasser gelöste N₂O gasförmig in die Atmosphäre emittiert wird [KAMPSCHEUR ET AL., 2009]. Das Ausstrippen von N₂O läuft dabei vergleichsweise langsam ab, da die Löslichkeit von N₂O in Wasser relativ hoch ist. Dies hat zur Folge, dass gelöstes N₂O über den Kläranlagenablauf in den Vorfluter gelangen kann und beispielsweise erst in Flüssen und Flussmündungen in die Atmosphäre freigesetzt wird. SOMMER ET AL. (1998) berichten, dass die während Versuchen ermittelten N₂O-Konzentrationen im Kläranlagenablauf unter bestimmten Bedingungen bis zu fünf Mal höher ausfielen, als die durch Ausstrippen im Belebungsbecken emittierte N₂O-Menge.

Im welchem Umfang N₂O-Emissionen entstehen, hängt von vielen Faktoren ab. Während die meisten dieser Faktoren mittlerweile identifiziert werden konnten, ist jedoch deren qualitativer Einfluss noch relativ unbekannt. Nach den derzeitigen Erkenntnissen spielen vor allem

- der Gehalt an gelöstem Sauerstoff,
- der Nitritgehalt,
- die Änderung von Prozessbedingungen,
- das Verhältnis von CSB zu Stickstoff und
- der pH-Wert

eine wesentliche Rolle für das Bildungspotential von N₂O.

Die Konzentration an gelöstem Sauerstoff ist sowohl für die N₂O-Bildung während der Nitrifikation als auch der Denitrifikation entscheidend. Bei der Nitrifikation wurde beobachtet, dass bei einer geringen Sauerstoffverfügbarkeit höhere Emissionen von N₂O zu erwarten sind. Die Ursache hierfür wird bei den ammoniumoxidierenden Bakterien

gesehen, die bei beschränkter Sauerstoffverfügbarkeit Nitrit als finalen Elektronenakzeptor verwenden, um O_2 für die Oxidation von Ammonium (NH_4^+) zu Hydroxylamin (NH_2OH) zu sparen. Es wird dabei vermutet, dass die Bildung von N_2O aus der sogenannten Hydroxylamin-Oxidoreduktase (HAO) ermöglicht wird (Oxidation von NH_2OH zu Nitrit), wahrscheinlich über das gebundene Zwischenprodukt Nitroxyl (HNO). Der mögliche Reaktionsablauf ist in Bild 2-6 dargestellt.

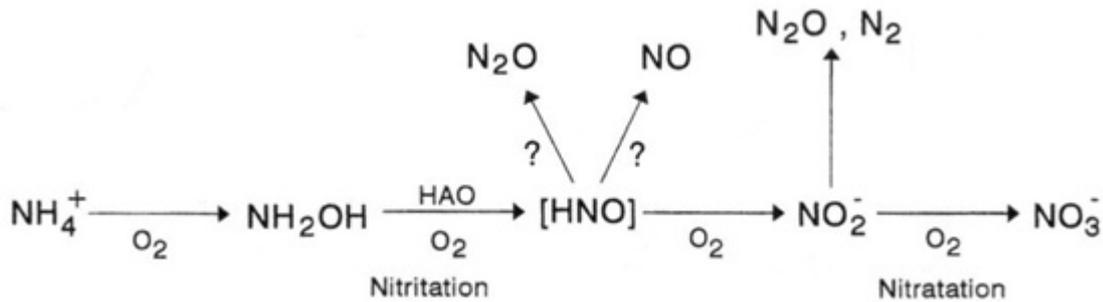


Bild 2-6: Theoretische Möglichkeit der N_2O -Bildung während der Nitrifikation [nach LEMMER ET AL., 1996]

Es wird angenommen, dass bei O_2 -Konzentrationen unter 1 mg/L dadurch bis zu 10 % des TKN zu N_2O umgesetzt wird [GOREAU ET AL., 1980]. Zu geringen O_2 -Konzentrationen in der Nitrifikation kommt es durch unzureichende Belüftung vor allem in Verbindung mit hohen organischen Frachten.

Auf der anderen Seite kann ein zu hoher Sauerstoffgehalt in der Nitrifikationszone zu einer O_2 -Verschleppung in die Denitrifikationszone führen, womit wiederum ein erhöhtes Bildungspotential von N_2O verbunden ist. Bei der Denitrifikation bewirkt die Verfügbarkeit von O_2 eine Hemmung der Synthese und Aktivität der Enzyme. Es findet eine Akkumulation von N_2O statt, da weniger N_2O zu N reduziert werden kann. Dies hat zur Folge, dass schon bei geringen vorhandenen O_2 -Konzentrationen erhöhte Emissionen an N_2O entstehen können. [OTTE ET AL., 1996] Das Schema der während der Denitrifikation stattfindenden N_2O -Bildung ist aus Bild 2-7 ersichtlich.

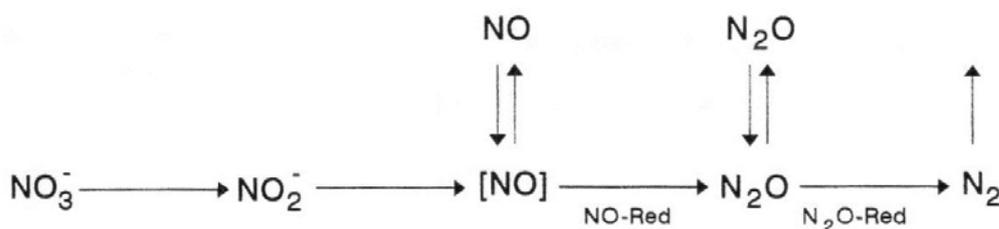


Bild 2-7: Schema der N_2O -Freisetzung bei der Denitrifikation [nach LEMMER ET AL., 1996]

Die Relevanz der O_2 -Konzentration zeigt, dass die zum Sauerstoffeintrag notwendige Belüftung eine wichtige Größe für die Entstehung von N_2O darstellt und zugleich auch eine entscheidende Bedeutung für den Grad der N_2O -Ausstrippung hat. Das heutige Bestreben, den Energieverbrauch auf Kläranlagen durch eine Reduktion der Belüftung zu senken, könnte dabei kontraproduktiv für den Klimaschutz sein. So könnten die bei der Stromherstellung eingesparten CO_2 -Emissionen weitaus weniger ins Gewicht fallen, als das aus den Belebungsbecken entstehende 298-fach klimawirksamere N_2O [KAMPSCHREUR ET AL., 2009].

Ein weiterer wichtiger Parameter im Bezug auf N_2O -Emissionen ist der Nitritgehalt. Dieser kann sowohl während der Nitrifikation als auch der Denitrifikation zu höheren N_2O -Emissionen führen. Während der Nitrifikation führen erhöhte Nitritkonzentrationen zu einem erhöhten Reduktionspotential von Nitrit zu N_2O . Hohe Nitritkonzentrationen können in der Nitrifikationszone durch unzureichende Belüftung entstehen. Ein geringes Schlammalter, toxische Inhaltsstoffe, geringe Temperaturen und hohe Ammoniumkonzentrationen sind weitere potentielle Einflussfaktoren für hohe Nitritkonzentrationen. Hohe Nitritkonzentrationen während der Denitrifikation führen zu einer geringeren Denitrifikationsrate und einer Ansammlung von NO und N_2O [SCHULTHESS ET AL., 1995]. Der Einfluss von Nitrit auf die Entstehung von N_2O scheint dabei relativ hoch zu sein. So wurden bei Versuchen nach künstlich erzeugten Nitritstößen von 10 mg/L vier- bis achtmal höhere N_2O -Emissionen gemessen, in Abhängigkeit der vorhandenen O_2 -Konzentration [TALLEC ET AL., 2006].

Verschiedene Studien haben gezeigt, dass eine verstärkte N_2O -Bildung auch aus plötzlich schwankenden Prozessbedingungen während des Betriebs resultieren kann. Die Ursache hierfür wird bei dem Metabolismus der Bakterien vermutet. Es wird angenommen, dass der Stoffwechsel der Bakterien einige Zeit braucht, um sich auf plötzlich wechselnde Bedingungen, wie bspw. hohe Ammoniumschübe, Sauerstoffmangel oder sich ändernde Nitritkonzentrationen einstellen zu können. Die Folge ist eine erhöhte N_2O -Produktion. Dieser Effekt ist jedoch bislang überwiegend in Laborversuchen untersucht worden, bei denen sich die vorliegenden Milieubedingungen sehr viel schneller ändern als auf einer Kläranlage. Zwar sind darüber hinaus schon einige Online-Messungen auf Kläranlagen durchgeführt worden, welchen genauen Einfluss wechselnde Prozessbedingungen auf die N_2O -Emissionen haben, ist bis jetzt jedoch unklar. Aufgrund der Tatsache, dass die vorliegenden Bedingungen von vielen Faktoren wie der Art der Kläranlage, der Belüftungsart und der Beckengeometrie abhängig sind, werden noch umfangreiche Versuche auf verschiedenen Kläranlagentypen nötig sein, um ein umfassenderes Verständnis zu erlangen.

Einen weiteren Einflussfaktor stellt das Verhältnis von CSB zu Stickstoff dar. Dieses ist für die Verfügbarkeit von biologisch abbaubaren Kohlenstoffen für die Stoffwechselprozesse

relevant. Nach den derzeitigen Erkenntnissen führt eine limitierte Verfügbarkeit von biologisch abbaubarem Kohlenstoff zu erhöhten N_2O -Emissionen bei der Denitrifikation. Dies resultiert aus einer unvollständigen Denitrifikation, die insbesondere bei einem hohen Nitratangebot im Vergleich zu leicht mineralisierbaren organischen Kohlenstoffverbindungen auftritt [LEMMER ET AL, 1996]. HANAOKI ET AL. (1992) untersuchten den Einfluss unterschiedlicher CSB/N-Verhältnisse (1,5 bis 4,5) und stellten fest, dass bei einem geringen CSB/N-Verhältnis von 1,5 bis zu 10 % des TKN als N_2O emittiert wurde. Bei anderen Studien fielen die Werte noch teilweise höher aus. Sehr hohe CSB/N-Verhältnisse von 10 führten hingegen ebenfalls zu erhöhten N_2O -Emissionen durch ein verstärktes Wachstum der Denitrifikanten. [VAN NIEL ET AL., 1993] Es wird vermutet, dass die höheren N_2O -Emissionen nicht nur aus der Anpassung der denitrifizierenden Bakterien auf limitierte CSB-Verfügbarkeit resultieren, sondern auch aufgrund der Anhäufung von Nitrit entstehen.

Ein Einfluss des pH-Wertes auf die Bildung von N_2O wurde bisher durch einige Studien belegt, jedoch mit keinem einheitlichen Ergebnis. Während HYNES AND KNOWLES (1984) bei einem pH-Wert von 8,5 die höchsten und bei einem Wert von 6 die geringsten N_2O -Emissionen ausmachten, beobachteten THOERN UND SOERENSSON (1996) nur bei einem pH-Wert von kleiner als 6,8 eine messbare N_2O -Bildung in den Denitrifikationsbecken. Da der pH-Wert auf Kläranlagen aber relativ konstant ist (7-8) wird davon ausgegangen, dass dieser nur eine untergeordnete Rolle für die Entstehung von N_2O spielt.

Neben den bisher genannten Parametern werden noch weitere Faktoren vermutet, die einen indirekten Einfluss auf die Entstehung von N_2O -Emissionen haben. Faktoren, die mit einer erhöhten N_2O -Produktion in Verbindung gebracht werden konnten, sind [SCHONHARTING ET AL., 1998]:

- toxische Inhaltsstoffe (z.B. eine erhöhte Sulfidkonzentration),
- kurze Schlammalter,
- geringe Temperaturen,
- erhöhte Ammoniumkonzentrationen und
- hohe Salzgehalte.

In diesem Zusammenhang wird wieder Nitrit als wichtige Größe angesehen. So wird vermutet, dass die indirekten Faktoren auch zu einer Akkumulation von Nitrit führen können, was wiederum eine verstärkte Bildung von N_2O zur Folge hat. Daneben scheint auch eine limitierte Sauerstoffverfügbarkeit eine entscheidende Rolle zu spielen, die durch hohe organische Frachten in Verbindung mit einer unzureichenden Belüftung entsteht.

Anhand der derzeitigen Erkenntnisse wird davon ausgegangen, dass N_2O -Emissionen aus Kläranlagen relativ gering sind (ca. 3 % der gesamten anthropogenen N_2O -Emissionen), bezogen auf die gesamte Wasserkette jedoch mit einem geschätzten Anteil von etwa 25 % einen bedeutenden Faktor am Gesamttreibhauspotential darstellen. [KAMPSCHREUR ET AL., 2009]

Im vierten Sachstandsbericht des IPCC von 2006 wird davon ausgegangen, dass im Durchschnitt auf Kläranlagen etwa 1 % der jährlichen Stickstofffracht zu N_2O umgesetzt wird. Somit wird angenommen, dass die direkten N_2O -Emissionen aus Kläranlagen nur eine untergeordnete Rolle spielen und die größten Emissionen aus dem Stickstoffzyklus in Flüssen und Ästuaren resultieren.

2.6.3. Direkte Emissionen bei Membrananlagen

Über direkte Emissionen, die während dem Betrieb von Membrananlagen entstehen, liegen bislang keine wissenschaftlichen Untersuchungen vor. Daher können nur Annahmen getroffen werden, die von den bisher gewonnenen Erkenntnissen zu konventionellen Anlagen ausgehen. Im Folgenden wird versucht, eine Abschätzung zu geben, ob beim Betrieb eines MBR eher mehr oder weniger THG-Emissionen zu erwarten sind. Viele Einflussfaktoren auf die Bildung von THG sind nicht von der Art der Abwasserreinigung abhängig. Es werden daher im Folgenden nur die Einflussfaktoren betrachtet, bei denen sich Unterschiede zwischen konventionellen Anlagen und MBR ergeben können.

Die Freisetzung von CH_4 erfolgt nur unter anaerobem Milieu in bestimmten Zonen einer Kläranlage. Da Membrananlagen bisher i.d.R. als simultan aerob stabilisierende Anlagen betrieben werden und häufig auf eine Vorklärung verzichtet wird, ist anzunehmen, dass das CH_4 -Bildungspotential insgesamt geringer ist, als bei konventionellen Anlagen mit anaerober Schlammbehandlung und Vorklärung. Ein hohes Einsparpotential an Methan geht dabei vor allem aus den nicht auftretenden Klärgasverlusten aus der Schlammbehandlung hervor.

Anhand der unterschiedlichen Verfahrensweisen können bei Membranbelebungsverfahren mit simultan aerober Stabilisierung die folgenden CH_4 -Emissionsquellen ausgeschlossen werden:

- (Vorklärung)
- Faulbehälter
- Gasspeicher
- Faulgasverbrennung

Auch aus der Lagerung von unstabiliertem Schlamm in offenen Eindickern können bei konventionellen Anlagen im Vergleich zu MBR höhere CH_4 -Emissionen erwartet werden.

N_2O -Emissionen, die aus der mechanischen Reinigung resultieren, könnten bei Membranverfahren durch den Einsatz zusätzlicher Siebe geringfügig höher ausfallen, da im Vergleich zu konventionellen Anlagen mehr Rechen- bzw. Siebgut anfällt (weitergehende Vorbehandlung). Da N_2O -Emissionen aus der Rechengutverbrennung jedoch relativ gering eingeschätzt werden, hat dies keinen wesentlichen Einfluss auf das THG-Potential von Membrananlagen.

Ein Vergleich über die in Belebungsbecken entstehenden N_2O -Emissionen ist nur schwer möglich. Als wesentliche Prozessbedingungen, die zu einer N_2O -Bildung in Belebungsbecken führen können, wurden

- eine geringe O_2 -Konzentrationen in der Nitrifikationszone,
- eine erhöhte O_2 -Konzentrationen im Denitrifikationsbereich,
- erhöhte Nitritkonzentrationen in den Bereichen der Nitrifikation- und Denitrifikation,
- geringes Schlammalter
- ein geringes CSB/N-Verhältnis

identifiziert.

In Bezug auf die O_2 -Konzentration ist davon auszugehen, dass durch die zusätzliche Modulbelüftung eine höhere O_2 -Verfügbarkeit im Nitrifikationsbereich vorliegt und daher weniger N_2O -Emissionen während der Nitrifikation entstehen. Andererseits besteht die Gefahr, dass durch die intensivere Belüftung eine höhere O_2 -Verschleppung in den Denitrifikationsbereich erfolgt und somit aufgrund einer unvollständig ablaufenden Denitrifizierung mehr N_2O freigesetzt wird.

Erhöhte Nitritkonzentrationen werden während der Nitrifikation vor allem in Verbindung mit einer unzureichenden Belüftung, einem geringen Schlammalter und geringen Temperaturen gemessen [KAMPSCHREUR ET AL., 2009]. Hier kann vermutet werden, dass aufgrund der typischen Prozessbedingungen bei Membranverfahren (hohes Schlammalter, intensive Belüftung) tendenziell weniger N_2O -Emissionen zu erwarten sind, als bei einer konventionellen Belebungsstufe. Erhöhte Nitritwerte werden während der Denitrifikation vor allem bei einer Limitierung des CSB bzw. bei einem geringen CSB/N-Verhältnis erwartet. Die Haupteinflussparameter hierfür sind die Zusammensetzung des Zuflusses und die Intensität der Vorklärung. Während die Zusammensetzung des Zuflusses unabhängig von den Reinigungsverfahren ist, ist die Gefahr einer CSB-

Limitierung bzw. eines niedrigen CSB/N-Verhältnisses bei Anlagen ohne Vorklärung geringer als bei Kläranlagen mit Vorklärung.

Es wird deutlich, dass anhand der derzeitigen Erkenntnisse noch keine gesicherten Aussagen über die Entstehung von direkten THG-Emissionen bei Membrananlagen möglich sind. Die Gefahr der Entstehung von THG ist an manchen Stellen kleiner an anderen größer, allerdings lässt sich dies nicht quantifizieren.

3. Material und Methoden

3.1. Faulversuche

Die Faulversuche werden nach der DIN 38414-8 (1985): „Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung – Schlamm und Sedimente (Gruppe S) – Bestimmung des Faulverhaltens (S 8)“ durchgeführt.

Diese ermöglichen die Beurteilung des Faulverhaltens eines Schlammes, indem der zeitliche Ablauf der Gasentwicklung, die Zusammensetzung des Faulgases und die des Schlammes vor und nach der Faulung bestimmt werden. Das Faulverhalten wird hierbei mittelbar über das aus den organischen Stoffen entwickelte Gasvolumen gemessen. Der Anteil der organischen Stoffe wird als Glühverlust (GV) der Trockenmasse ermittelt.

Um die Schlammproben mit den benötigten anaeroben Mikroorganismen zu versehen, wird er in drei verschiedenen Verdünnungen mit Impfschlamm (IS) gemischt. Dies ist ein weitgehend ausgefaulter Schlamm. Er wird parallel zu den Versuchen ebenfalls gefault, um die Ergebnisse der anderen Proben um diese Werte zu korrigieren.

Zum Vergleich wird der Schlamm der konventionell betriebenen KA Aachen-Soers sowie der konventionellen Stufe der KA Eitorf betrachtet. Zu beachten ist, dass dies kein Vergleichsschlamm im Sinne der DIN 38414-8 (1985) ist, da dort ein Vergleichsschlamm ein Rohschlamm aus einer kommunalen Kläranlage ist, der nicht mit Hemmstoffen belastet ist. Wird dieser in gleichen Verdünnungen und gleichen Bedingungen parallel zum Versuch gefault, können Rückschlüsse auf Inhaltsstoffe der eigentlichen Schlammprobe gezogen werden, welche hemmende Wirkung haben (Kontrollversuch). Da dies hier nicht die Fragestellung ist, kann auf einen solchen Vergleichsschlamm verzichtet werden. Lediglich der Vergleich zwischen konventioneller Anlage und MBR soll gezogen werden können.

In Bild 3-1 ist die Versuchsanordnung zur Bestimmung des Faulverhaltens von Schlämmen dargestellt.

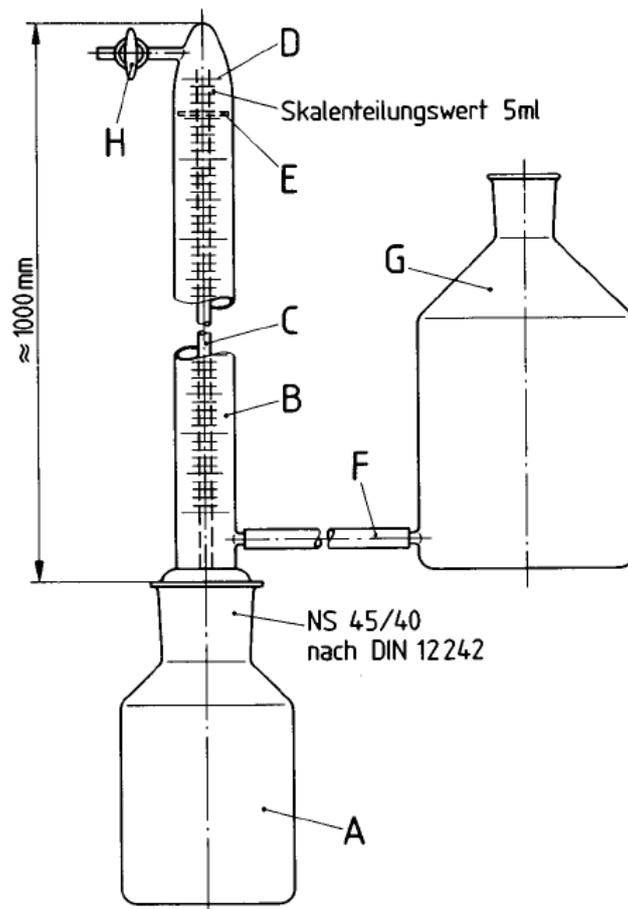


Bild 3-1: Versuchsanordnung zur Bestimmung des Faulverhaltens von Schlamm [DIN 38414-8, 1985]

- A: Standflasche mit Schlammprobe, Inhalt 500 mL
- B: Eudiometerrohr, Inhalt 300 bis 400 mL, Durchmesser 30 bis 35 mm, Skaleneinteilung 5 mm
- C: Verbindungsrohr
- D: Nullmarke
- E: Abstandhalter zwischen Mantel des Eudiometer- und Verbindungsrohres
- F: Schlauchverbindung
- G: Niveaugefäß, Inhalt mind. 750 mL
- H: Einweg-Kegelhahn

Bei der Auswertung der Versuche ist zunächst das Normvolumen des Gases zu berechnen, wobei die Temperatur und der Luftdruck im Verhältnis zu Normtemperatur und -luftdruck berücksichtigt werden.

$$V_0 = V \cdot \frac{(p_L - p_w) \cdot T_0}{p_0 \cdot T} \quad [\text{mL}] \quad \text{Gleichung 1}$$

V_0 [mL]: Faulgasnormvolumen

V [mL]: abgelesenes Volumen des Faulgases

p_L [mbar]: Luftdruck zum Zeitpunkt der Ablesung

p_w [mbar]: Dampfdruck des Wassers in Abhängigkeit von der Temperatur des umgebenden Raumes

T_0 [K]: Normtemperatur = 273 K

p_0 [mbar]: Normdruck = 1013 mbar

T [K]: Temperatur des Faulgases bzw. des umgebenden Raumes

Der Anteil des Impfschlammes an der Gasproduktion wird nach folgender Formel ermittelt:

$$V_{\text{IS(korr)}} = \frac{\sum V_{\text{IS}} \cdot m_{\text{IS}}}{m_{\text{M}}} \quad [\text{mL}] \quad \text{Gleichung 2}$$

$V_{\text{IS(korr)}}$ [mL]: Gasvolumen, das aus dem Impfschlamm entwickelt wurde

$\sum V_{\text{IS}}$ [mL]: Summe der Gasvolumina des Versuchs mit Impfschlamm für die betrachtete Versuchsdauer (in eigenem Ansatz)

m_{IS} [g]: Masse des für die Mischung benutzten Impfschlammes

m_{M} [g]: Gesamtmasse (Masse Probe plus Masse Impfschlamm)

Dieser Wert ist bei den Gasvolumen der Proben abziehen, da er nicht durch die eigentliche Probe erzeugt wurde.

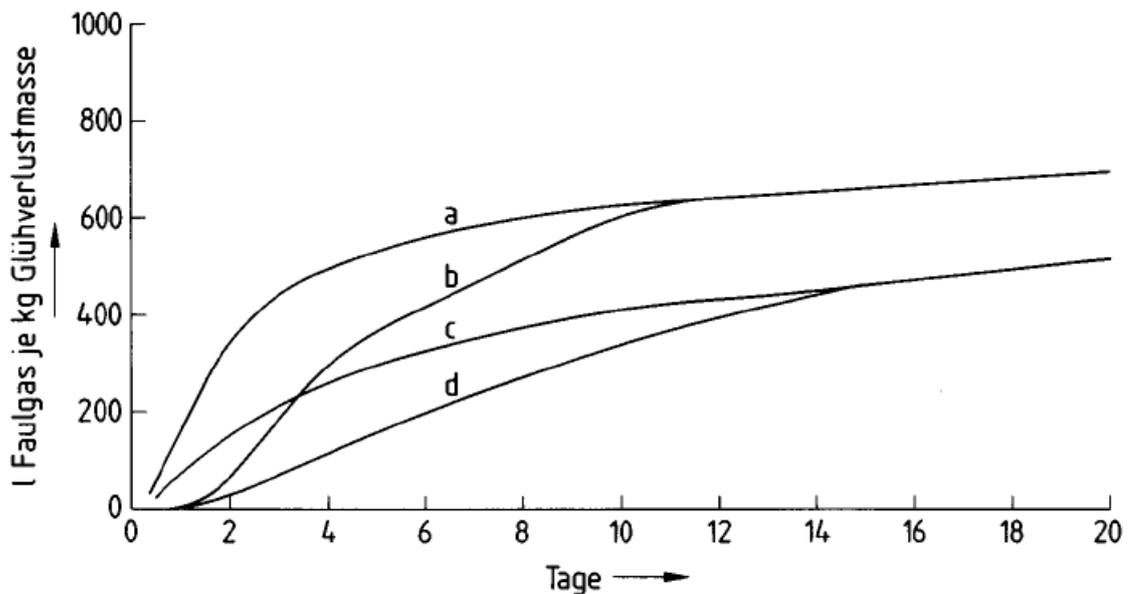
Die spezifische Faulgasproduktion V_S der Probe bzw. des Vergleichschlammes wird von Ablesung zu Ablesung schrittweise nach folgender Formel berechnet:

$$V_S = \frac{\sum V_N 10^4}{m \cdot w_T \cdot w_V} \quad [\text{L/kg}] \quad \text{Gleichung 3}$$

- V_S [L/kg]: spezifische, auf die Glühverlustmasse bezogene Faulgasproduktion während der Versuchszeit
- ΣV_N [mL]: Netto-Gasvolumen der Probe bzw. des Vergleichsschlammes für die betrachtete Versuchsdauer
- m [g]: Masse der eingewogenen Probe bzw. des Versuchsschlammes
- w_T [%]: Trockenrückstand der Probe bzw. des Vergleichsschlammes
- w_V [%]: Glühverlust der Trockenmasse der Probe bzw. des Vergleichsschlammes

Wie in Kapitel 2.3 „Faulgasertrag“ erläutert, liegen die erwarteten Faulgaserträge zwischen 275 L/(kg oTS) und 470 L/(kg oTS) [MURL, 1999].

Die DIN gibt Beispiele für normale, zeitlich verzögerte oder/ und gehemmte Gasentwicklung. Diese sind in Bild 3-2 dargestellt.



- a normal verlaufende Gasentwicklung
- b zeitlich verzögerte Gasentwicklung
- c gehemmte Gasentwicklung
- d zeitlich verzögerte und gehemmte Gasentwicklung

Bild 3-2: Mögliche Kurvenverläufe der Gasentwicklung [DIN 38414-8, 1985]

In Bild 3-3 ist der Versuchsaufbau dargestellt.



Bild 3-3: Versuchsaufbau der Faulversuche

3.2. Entwässerungsversuche

Die Entwässerbarkeit des Schlammes vor und nach der Faulung wird mittels der kapillaren Fließzeit oder Capillary Suction Time (CST) bewertet. Die Messungen werden nach DIN EN 14701-1 (2006a): „Charakterisierung von Schlämme- Filtrations-eigenschaften- Teil 1: Bestimmung der kapillaren Fließzeit“ durchgeführt.

Mit einem CST-Gerät wird die Zeit gemessen, die eine Durchfeuchtungsfront aus einer Schlammprobe auf einem Filterpapier benötigt, um eine durch 2 Messpunkte definierte Strecke zurückzulegen. Das Filterpapier übt hierbei eine Kapillarwirkung auf den Schlamm aus. Je kürzer diese Zeit ist, also je kleiner der CST ist, desto besser ist der Schlamm entwässerbar.

Das Filterpapier wird zwischen zwei Plexiglasscheiben gelegt, dabei ist stets die gleiche Papierseite nach oben zu legen. Die obere Scheibe besitzt eine runde Öffnung, in die ein 5 cm hoher Metallzylinder mit einem Durchlass von 18 mm passt. Die zu untersuchende Schlammprobe wird zunächst gemischt, indem sie viermal von einem Becher in einen anderen gegossen wird und anschließend in diesen Metallzylinder gegeben, wobei das Wasser über das Filterpapier entweicht. In zwei Abständen zum Probenzylinder sind elektrische Kontakte angebracht. Erreicht das Wasser den ersten Kontakt im Abstand von 16 mm zur Probenmitte, wird automatisch eine Stoppuhr gestartet, die den Zeitraum misst, bis das Wasser den zweiten Kontakt in 22,5 mm Entfernung erreicht. Das Gerät ist in Bild 3-4 dargestellt.

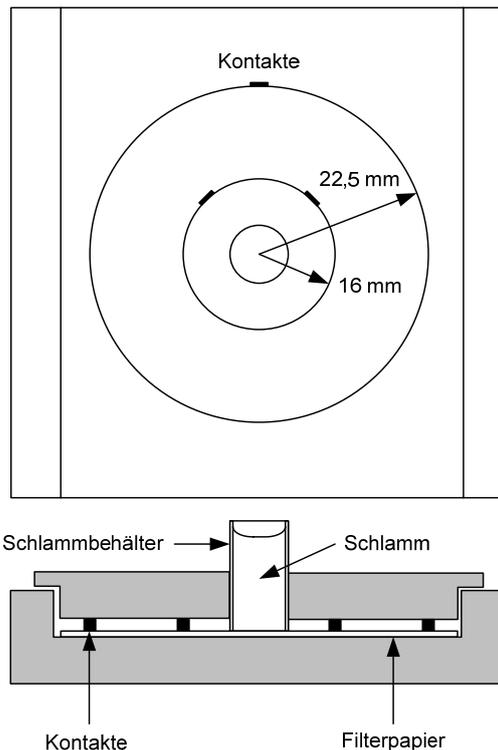


Bild 3-4: Messkopf des CST-Gerätes [nach ATV, 1992]

Der CST-Wert wird aus dem arithmetischen Mittel von mindestens drei Werten berechnet. Weicht ein Wert um mehr als 20 % vom berechneten Mittelwert ab, so darf er nicht berücksichtigt werden.

Da die Messung durch viele Faktoren beeinflusst wird, wie beispielsweise die Eigenschaften des Papiers, die Oberflächenspannung, die Temperatur oder die Konzentration an suspendierten Feststoffen lassen sich nur Bewertungen qualitativer und vergleichender Art anstellen.

Als Filterpapier soll gemäß DIN EN 14701-1 (2006a) für die Chromatographie geeignetes Papier, stets vom selben Typ verwendet werden. Der Einfluss der Temperatur kann mit einer in DIN EN 14701-1 (2006a) gegebenen Formel bestimmt werden, jedoch kann dieser vernachlässigt werden, wenn die Raumtemperatur zwischen 12°C und 30°C liegt. Im Arbeitsbericht ATV (1992) wird jedoch die Temperierung der Schlammprobe auf 20°C empfohlen. Der Einfluss der Konzentration an suspendierten Feststoffen wird als wesentlich angesehen. Die Anwendungsgrenzen liegen bei einem TR von 1 %, da bei einem sehr dünnen Schlamm davon auszugehen ist, dass sich bei den geringen Probenmengen kein ausreichender Filterkuchen mehr bilden kann [ATV, 1992]. Da die Probe aber noch gut fließfähig sein muss, liegt die Obergrenze bei etwa 10 % TR je nach Schlamm. Die Angabe eines auf den Trockenrückstand der Probe (TR) bezogenen CST

erscheint sinnvoll [DWA-M 383, 2008]. Zur Bewertung der CST-Werte finden sich in der Literatur folgende Richtwerte:

Tabelle 3-1: Beurteilung der Entwässerbarkeit des Schlammes anhand des CST

Entwässerbarkeit	CST [ATV, 1992] [s]	CST/TR [DICHTL UND KOPP, 2001]* [s/%TR]:
Gut	< 80	< 30
Mittelmäßig	80 - 400	≈ 30 - 150
schlecht	> 400	≥ 150

Bei den Beurteilungswerten nach ATV (1992) wird davon ausgegangen, dass der TR nicht wesentlich unter 2 % und nicht über 6 % liegt.

Am ISA steht das Gerät „Triton W.R.C Multipurpose Filtration Unit TW 166“ zur Verfügung, welches in Bild 3-5 zu sehen ist. Es wird das Papier Whatman No.17 benutzt.



Bild 3-5: CST-Gerät „Triton W.R.C Multipurpose Filtration Unit TW 166“

3.3. Untersuchte Kläranlagen

Die im Folgenden vorgestellten Anlagenbeschreibungen der MBR wurden bereits im Rahmen des Projektes ProM [PINNEKAMP, 2011] ermittelt, sind hier jedoch der Vollständigkeit halber und zum besseren Verständnis nochmals aufgeführt.

3.3.1. MBR Seelscheid

Die KA Seelscheid wird vom Aggerverband betrieben. Sie hat eine Ausbaugröße von 11.000 E. Das Fließschema der KA Seelscheid ist in Bild 3-6 dargestellt.

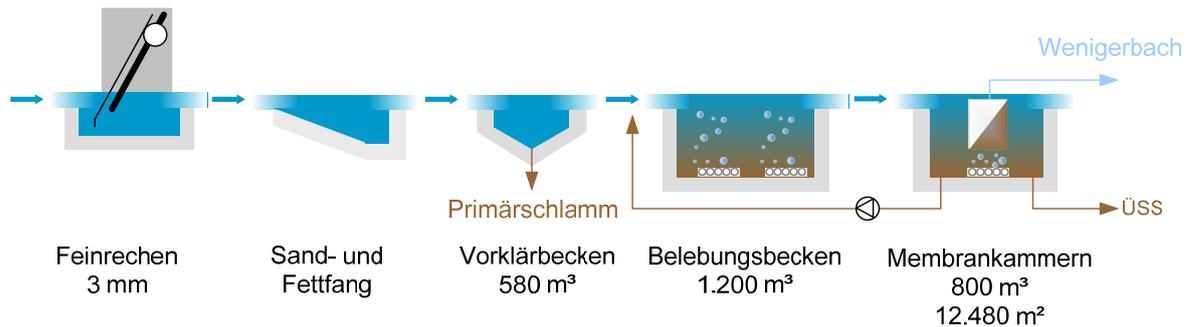


Bild 3-6: Fließschema der KA Seelscheid

Das Abwasser (täglicher Abwasserzufluss Q_d : 2.031 m³/d und Mischwasserzufluss Q_m : 83 L/s) wird zunächst über zwei Feinrechen mit 3 mm Stababstand geführt. Es schließt sich ein Sand- und Fettfang an. Bevor das Abwasser in die biologische Stufe gelangt, durchfließt es ein Vorklärbecken, das ursprünglich als Anaerobbecken zur biologischen Phosphorelimination diente, mit einem Volumen von 580 m³. Durch die Größe ergeben sich sehr lange Aufenthaltszeiten in der Vorklärung von 2 h bei Q_{max} und rund 6,9 h bei Q_d . Die Belebungsstufe von 1.200 m³ wird intermittierend belüftet. Phosphor wird simultan gefällt. Die drei Membranstraßen mit einer Größe von je 265 m³ werden im freien Gefälle beschickt, die zulaufende Wassermenge wird immer gleichmäßig verteilt. In jeder Straße befinden sich 13 Doppeldeckermodule der Firma Kubota, Typ EK 400, die wiederum in zwei Halbstraßen mit 6 bzw. 7 Modulen aufgeteilt sind. Jeder Halbstraße ist ein Membran-gebläse zugeordnet (s. Bild 3-7). Insgesamt weisen alle Module eine Gesamtoberfläche von 12.480 m² auf. Das Filtrat wird nach dem Heberprinzip (Gravity Flow) abgeführt. Ein Notspeicherbecken mit einem Volumen von 420 m³ steht zur Verfügung. Der Rücklaufschlamm wird mittels Rezykulationspumpen ins Belebungsbecken oder optional ins Vorklärbecken zurückbefördert.

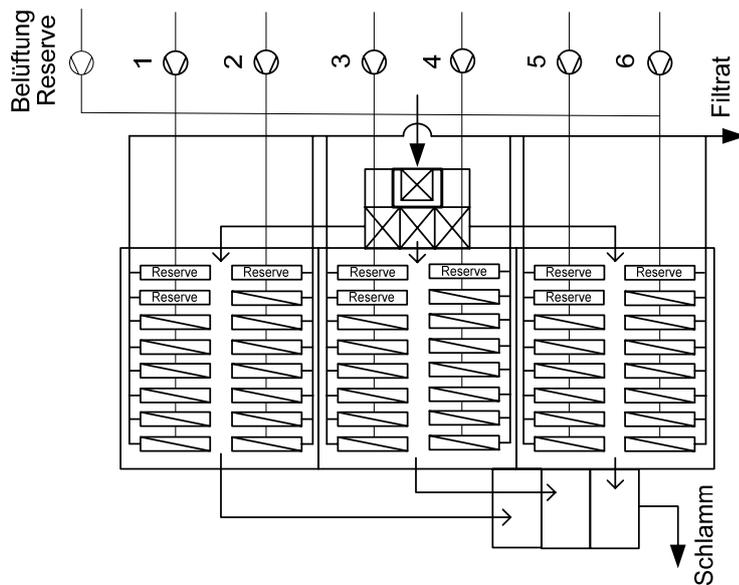


Bild 3-7: Membranbiologie mit Gebläsezuordnung in Seelscheid

Die wesentlichen Anlagendaten sind in Tabelle 3-2 ersichtlich.

Tabelle 3-2: Auslegungsdaten der KA Seelscheid

	Einwohnerwert (EW)	11.000	E
Membran	39 Kubota EK 400	12.480	m ²
Wassermengen	Täglicher Abwasserzufluss Q_d	2.031	m ³ /d
	Trockenwetterzufluss $Q_{t,max}$	47	L/s
	max. Mischwasserzufluss Q_m	83	L/s
Frachten	CSB-Fracht im Zulauf KA	1.452	kg/d
	BSB ₅ -Fracht im Zulauf KA	726	kg/d
	TKN-Fracht im Zulauf KA	133	kg/d
	NH ₄ -N-Fracht im Zulauf KA	84,7	kg/d
	Phosphor-Fracht im Zulauf KA	22	kg/d
ÜW	CSB	40	mg/L
	BSB ₅	10	mg/L
	NH ₄ -N	3	mg/L
	P _{ges}	0,8	mg/L
	AOX	50	µ g/L

In Seelscheid entspricht der TS-Gehalt im BB dem des abgezogenen Schlammes. Das Schlammalter t_{TS} berechnet somit sich nach Gleichung 4.

$$t_{TS} = \frac{TS_{BB} * V_{BB} + TS_{MBR} * V_{MBR}}{TS_{BB} * Q_{ÜSS}} \quad [d] \quad \text{Gleichung 4}$$

- Mit TS_{BB} : TS Gehalt im Belebungsbecken [g/L]
 V_{BB} : Volumen des Belebungsbeckens [m³]
 TS_{MBR} : TS-Gehalt in den Membrankammern [g/L]
 V_{MBR} : Volumen der Membrankammern [m³]
 $Q_{ÜSS}$: abgezogene Schlammmenge [m³/d]

Es ergeben sich die in Tabelle 3-3 angegebenen Schlammalter:

Tabelle 3-3: Schlammalter in Seelscheid 2010

	September	Oktober	November	Dezember
TS_{BB} [g/L]	10,6	10,8	10,9	11
TS_{MBR} [g/L]	12,8	13	13,1	13,8
$Q_{ÜSS}$ [m ³ /d]	15,2	13,5	18,2	19,3
Schlammalter [d]	142	160	118	114

Hierbei ist anzumerken, dass der TS-Gehalt in den Sommermonaten um etwa 2 g/L geringer eingestellt wird, womit sich Schlammalter von erfahrungsgemäß 90 bis 100 d ergeben [WEBER, 2011].

Der ÜSS wird gemeinsam mit dem PS eingedickt und zur weiteren Behandlung (Faulung) abtransportiert. Mit der ebenfalls dokumentierten Rohschlammabgabemenge und deren TR-Gehalt kann auf den einwohnerspezifischen Rohschlammfall geschlossen werden. (aktuelle Anschlussgröße: 9.420 E).

Tabelle 3-4: Einwohnerspezifischer Rohschlammfall in Seelscheid

	September	Oktober	November	Dezember
Rohschlammabgabemenge [m ³ /d]	11,5	11	11,4	9,5
TR [g/L]	28	31	32	31
Rohschlammfracht [kg/d]	322	341	365	295
[g/(E·d)]	34,2	36,2	38,7	31,3

3.3.2. MBR Eitorf

In der von den Gemeindewerken Eitorf betriebenen Kläranlage Eitorf wird seit 2006 ein Abwasserteilstrom in einem MBR behandelt. Dieser ist auf 11.600 E ausgelegt, was einem Viertel der Gesamtanlage entspricht. Das Fließschema ist in Bild 3-8 dargestellt.

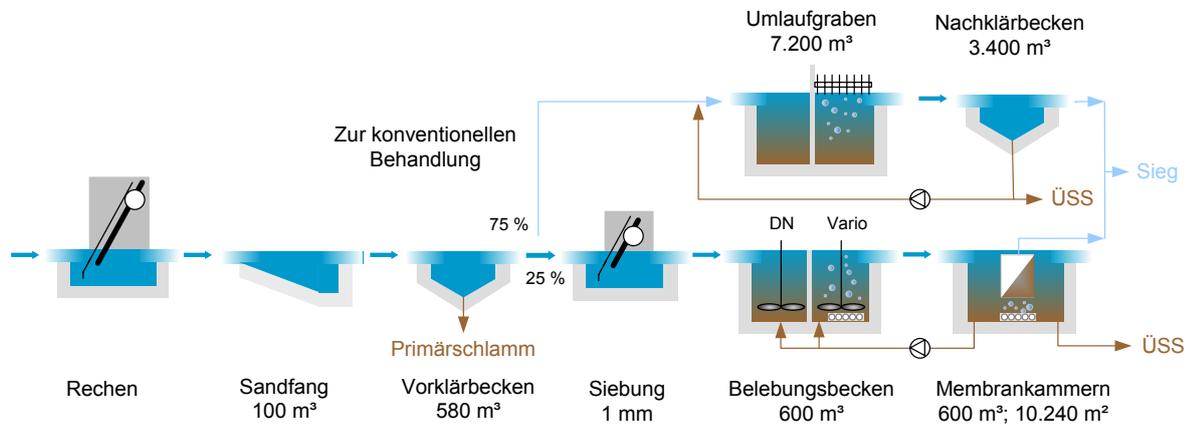


Bild 3-8: Fließschema der KA Eitorf

Die Aufteilung des Abwassers auf die konventionelle Behandlung und der MBR erfolgt hinter der Vorklärung. Das gesamte Abwasser passiert daher zunächst gemeinsam Rechen, Sandfang und Vorklärung. Der Rechen im Zulauf zur Kläranlage hat einen Stababstand von 10 mm (erste Straße, Trockenwetter) bzw. 40 mm (zweite Straße, Regenwetter). Das Vorklärbecken hat ein Volumen von 580 m³. 75 % des Abwassers werden der konventionellen Behandlung zugeführt, etwa 25 % dem MBR, dessen Bemessungszufluss bei 80 L/s liegt. Das detaillierte Fließschema des MBR ist der folgenden Abbildung zu entnehmen.

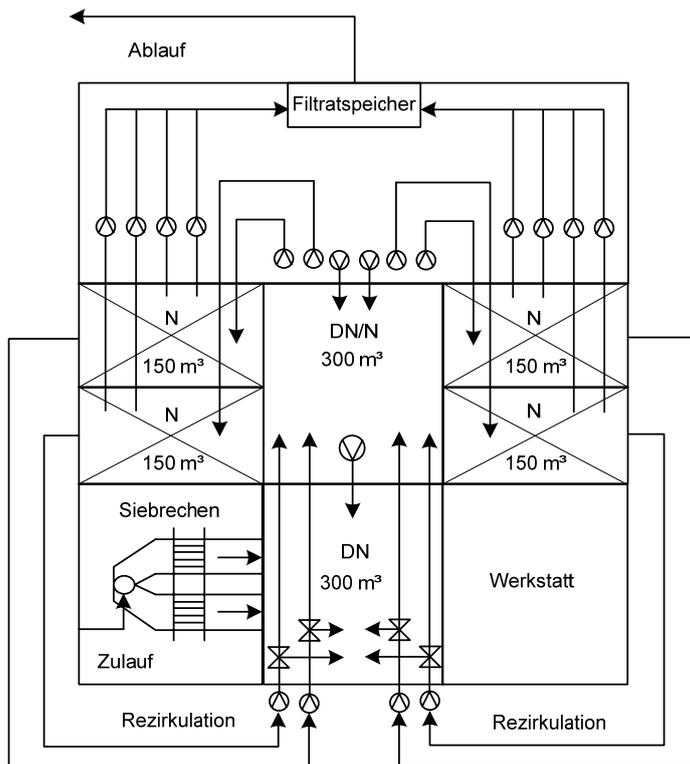


Bild 3-9: Fließschema des MBR Eitorf

Der Zulauf zum MBR wird zusätzlich mittels eines zweistraßigen Siebrechens mit 1 mm Stababstand mechanisch gereinigt. Anschließend gelangt dieser Abwasserteilstrom in das Denitrifikationsbecken mit einem Volumen von 300 m³. Es schließt sich eine Variobereich mit 300 m³ an, der wahlweise nur mittels Rührwerken durchmischt oder belüftet werden kann, um den Sauerstoffeintrag durch die in den vier Membranbecken vorhandene Cross-Flow-Belüftung zu unterstützen und das Beckenvolumen flexibel zur Nitrifikation bzw. Denitrifikation einzusetzen. Es folgen die vier seitlich angeordneten Membrankammern mit einem jeweiligen Volumen von 150 m³, die mit jeweils 8 Doppeldeckermodulen vom Typ EK 400 von Kubota ausgestattet sind. Somit stehen in jeder Kammer 2.560 m² und insgesamt 10.240 m² Membranfläche zur Verfügung. Die Rezirkulation aus den Membrankammern erfolgt mittels Pumpen wahlweise in den Variobereich oder in den Denitrifikationsbereich. Eine weitere Pumpe sorgt für die Rezirkulation vom Vario- in den Denitrifikationsbereich. Das Filtrat wird gespeichert und anschließend zusammen mit dem Ablauf der konventionellen Behandlung in die Sieg eingeleitet. Sämtliche Schlämme aus Eitorf werden der Faulung zugeführt. Die relevanten Anlagendaten der KA Eitorf sind in Tabelle 3-5 zusammengestellt.

Tabelle 3-5: Auslegungsdaten der KA Eitorf (für MBR)

	Einwohnerwert EW	11.600	E
Membran	Kubota EK 400	10.240	m ²
Wassermengen	Täglicher Abwasserzufluss Q _d	1.040	m ³ /d
	Trockenwetterzufluss Q _{t, max}	20	L/s
	max. Mischwasserzufluss Q _m	80	L/s
Frachten	CSB-Fracht im Zulauf KA	1.400	kg/d
	BSB ₅ -Fracht im Zulauf KA	590	kg/d
	TKN-Fracht im Zulauf KA	104	kg/d
	NH ₄ -N-Fracht im Zulauf KA	59	kg/d
	Phosphor-Fracht im Zulauf KA	13	kg/d
ÜW	CSB	60	mg/L
	BSB ₅	20	mg/L
	NH ₄ -N	10	mg/L
	Gesamtstickstoff, anorganisch	18	mg/L
	P _{ges}	2	mg/L
	AOX	50	µg/L

Das Schlammalter der konventionellen Stufe kann mit Gleichung 5 unter Berücksichtigung der verschiedenen TS-Gehalte im Belebungsbecken und Rücklaufschlamm (RS) berechnet werden:

$$t_{TS} = \frac{TS_{BB} [g/L] * V_{BB} [m^3]}{TS_{RS} [g/L] * Q_{ÜSS} [m^3/d]} [d] \quad \text{Gleichung 5}$$

Für den Zeitraum 01.01.2010 bis 12.08.2010 ergibt es sich durchschnittlich zu 41 d, was für eine konventionelle Stufe recht hoch ist. Die ÜSS-Menge, die dem MBR entnommen wird, wird nicht dokumentiert, daher lässt sich das Schlammalter des MBR nicht berechnen.

Im Folgenden wird der Schlammweg der KA Eitorf, wie in Bild 3-14 dargestellt, beschrieben.

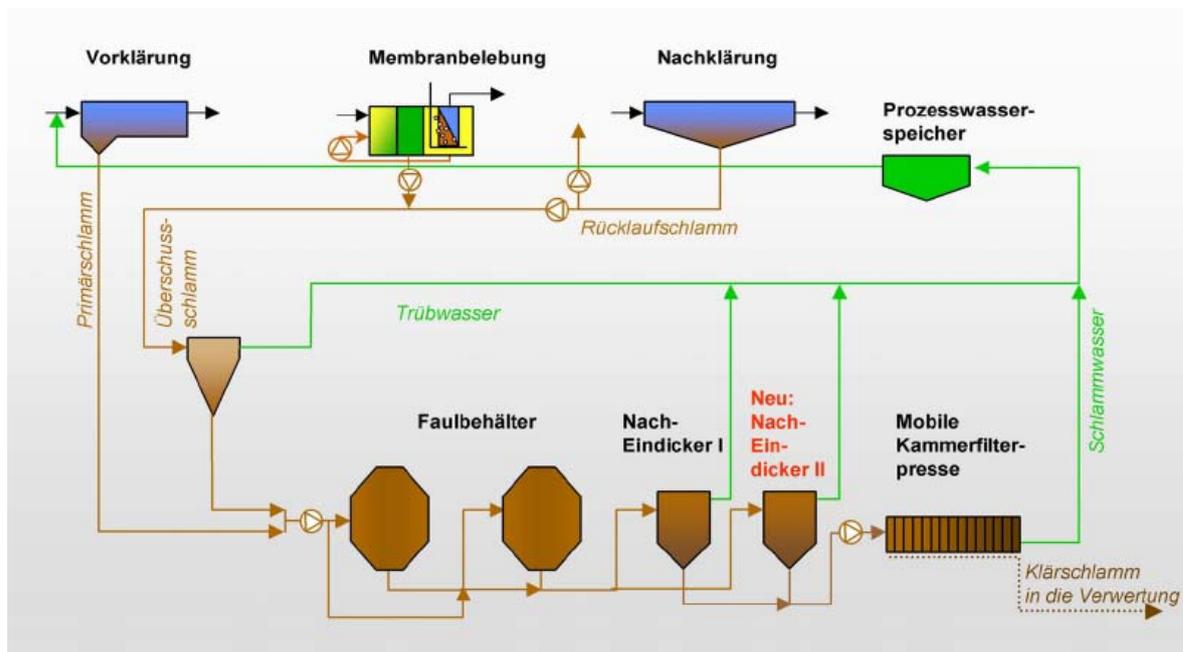


Bild 3-10: Schlammbehandlung auf der KA Eitorf [gpc, 2004]

Der aus dem Rücklaufschlammstrom entnommene Überschussschlamm der konventionellen Stufe und der ÜSS des MBR werden in einem Emscherbecken voreingedickt. Der Rohschlamm, bestehend aus dem unbehandelten Primärschlamm aus der Vorklärung und dem eingedickten Überschussschlamm wird einer anaeroben Schlammstabilisierung zugeführt. Nach der anaeroben Stabilisierung gelangt der ausgefaulte Schlamm in Nach-eindicker, wo eine statische Entwässerung stattfindet. Das produzierte Faulgas wird in einem Gasspeicher zwischengespeichert und anschließend in einem BHKW mit einer elektrischen Leistung von 78 kW zur Leistungserzeugung eingesetzt. Durch das auf der Kläranlage anfallendem Faulgas sowie durch fremdbezogenes Erdgas wird Strom für eigene Zwecke produziert und der Wärmebedarf für Faulbehälter und sonstige Gebäude zum größten Teil abgedeckt. Das bei der Schlammbehandlung anfallende Prozesswasser wird im Zulauf der Vorklärung wieder dem Abwasserstrom zur Weiterbehandlung zugeführt

Für den Zeitraum 2008 bis 2010 wurden in Eitorf durchschnittlich $563 \text{ m}^3/\text{d}$ Faulgas aus $57,2 \text{ m}^3/\text{d}$ Rohschlamm erzeugt. Daraus ergibt sich ein spezifischer Faulgasertrag von $10,88 \text{ m}^3_{\text{Faulgas}}/\text{m}^3_{\text{Rohschlamm}}$. Bezogen auf den realen Einwohnerwert der Gesamtanlage (Ermittlung siehe Anhang A1) von 31.541 E ergibt sich ein spezifischer, einwohnerabhängiger Faulgasertrag von $17,84 \text{ L}/(\text{E d})$.

3.3.3. MBR Konzen

In der vom Wasserverband Eifel-Rur (WVER) betriebenen und 2006 als MBR in Betrieb genommenen Kläranlage Konzen werden die Abwässer der Stadtteile Imgenbroich, Mützenich und Konzen behandelt. Es sind 9.700 E angeschlossen. Der Kläranlage ist eine Mischwasserbehandlung mit 2.750 m³ Nutzvolumen, bestehend aus Stauraumkanal und Regenüberlaufbecken (RÜB) vorgeschaltet. Nach Abklingen eines Regenereignisses wird dieses Mischwasser der Kläranlage über Pumpen wieder zugeführt. Mischwassermengen die die Aufnahmekapazität von Staukanal und RÜB überschreiten, werden über einen Bodenfilter geführt, dessen Ablauf weiterhin mit UV-Bestrahlung einkeimt wird bevor sie dem Feuerbach zugeleitet werden [ROLFS, 2007]. Das Fließschema der KA Konzen ist in Bild 3-11 dargestellt.

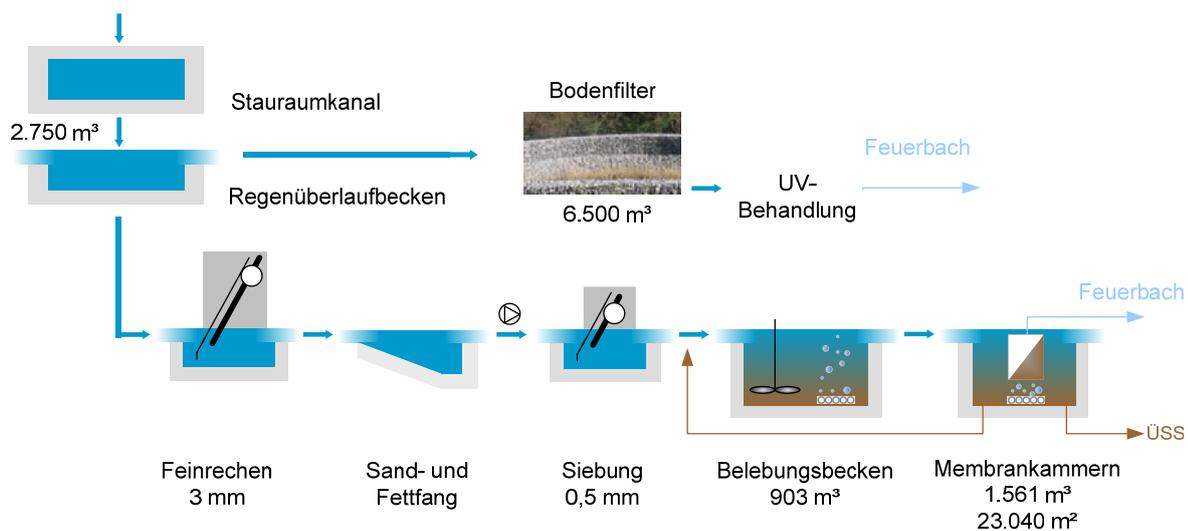


Bild 3-11: Fließschema der KA Konzen

Die mechanische Reinigung umfasst 2 Feinrechen als Filterstufenrechen mit einem Stababstand von 3 mm, einen 1-straßigen belüfteten Sandfang mit Fettfang und einem Gesamtvolumen von 106 m³ sowie eine Siebung, bestehend aus 8 Feinstrechen als Filterstufenrechen mit einem Stababstand von 0,5 mm, die kontinuierlich beschickt werden. Ein Zwischenpumpwerk ist erforderlich, um das Abwasser zur Siebung zu befördern. Das Rechengut wird in einer Rechengutwaschpresse weiterbehandelt, das Sandfanggut in einem Sandklassierer. Ein detailliertes Fließschema der Belebungsstufe und des MBR ist in Bild 3-12 dargestellt.

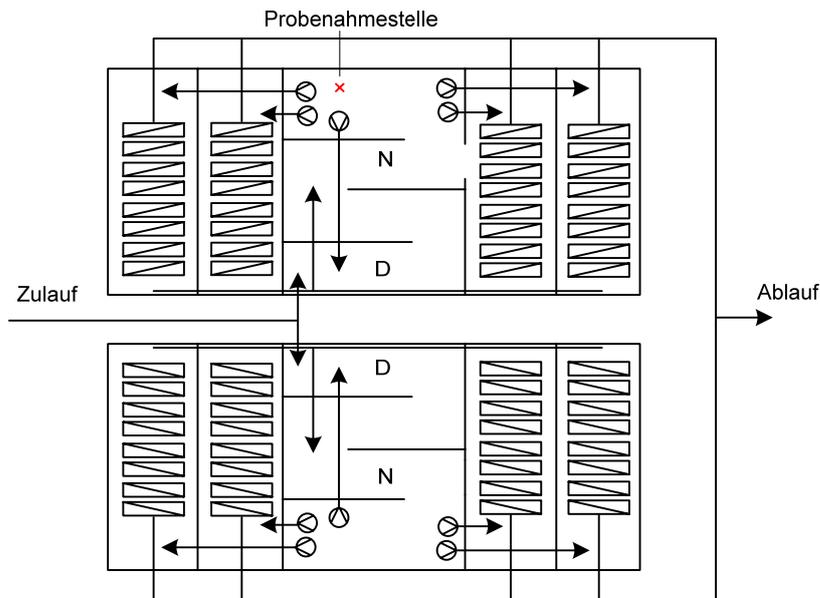


Bild 3-12: Fließschema des MBR Konzen [nach HÜBNER und ROLFS, 2007]

Von der Siebung gelangt das Abwasser in den Zulaufverteiler der beiden Belebungsbecken. Diese weisen ein Gesamtvolumen bei mittlerem Wasserstand von 903 m³ auf. Durch eingebaute Trennwände wird das Abwasser gezwungen, das gesamte Becken zu durchfließen. Am Auslaufbereich ist je eine Rezirkulationspumpe installiert, die das Abwasser wieder in den Einlaufbereich rezirkuliert. Die Durchmischung wird durch jeweils zwei Rührwerke sichergestellt. Die gesamten Belebungsbecken sind mit Plattenbelüftern vollflächig ausgestattet, wobei jedes Becken in zwei separat absperrbare Belüftungszonen unterteilt werden kann, so dass eine belüftete und eine unbelüftete Zone entsteht. Die Phosphorfällung mit Natriumaluminat erfolgt wahlweise im Zulauf zum Sandfang oder im Belebungsbecken. Vom Ende des Belebungsbeckens aus wird das Abwasser durch je vier Rezirkulationspumpen auf die insgesamt 8 Membrankammern mit einem im Verhältnis zum Belebungsbecken recht großen Volumen von 1.561 m³ verteilt. Das Gesamtvolumen der biologischen Stufe beträgt somit 2.464 m³. Über Überfallkanten fließt das Abwasser-Schlamm-Gemisch durch die Rücklauftrichter wieder in die Belebung. In jeder Kammer befinden sich 2 Permeatpumpen und 9 Doppeldeckermodule der Firma Kubota. Somit steht eine Membranfläche von 23.040 m² zur Verfügung. Je Becken sorgt ein Gebläse für die nötige Membranbelüftung. Das Filtrat wird in den Feuerbach eingeleitet.

Der ÜSS wird zwischengespeichert und zur weiteren Behandlung nach Simmerath abgefahren. Dort wird er zusammen mit den Schlämmen der KA Simmerath, der KA Einruhr und der KA Woffelsbach voreingedickt, anschließend im Faulbehälter anaerob stabilisiert und nach einer maschinellen Schlammentwässerung in der Landwirtschaft weiterverwendet. Eine Auswertung der stündlichen Aufzeichnung der TS-Gehalte in den

Membrankammern vom 1.12.2006 bis 22.05.2008 ergibt einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 14 g/L. Im Belebungsbecken ist der TS-Gehalt niedriger. Hier wird der ÜSS entnommen, daher kann aus der aufgezeichneten Fracht und Menge auf den TS-Gehalt des ÜSS und somit des Schlammes in der Belebung geschlossen werden. Dies ergab für den gleichen Zeitraum einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 10,3 g/L und eine tägliche Entnahme von 55 m³/d. Das Schlammalter in Konzen beträgt somit:

$$t_{TS} = \frac{1.561 * 14 + 903 * 10,3 \text{ m}^3}{55 * 10,3 \text{ m}^3 / \text{d}} = 55 \text{ d} .$$

Der einwohnerspezifische Schlammfall ergibt sich

$$\text{bei einer aktuellen Anschlussgröße von } 7.792 \text{ E zu } m_{TS} = \frac{55 * 10,3}{7.792} = 73 \text{ g}/(\text{E d}) .$$

Die relevanten Anlagendaten sind Tabelle 3-6 zu entnehmen.

Tabelle 3-6: Auslegungsdaten der KA Konzen

	Einwohnerwert EW	9.700	E
Membran	Kubota EK 400	23.040	m ²
Wassermengen	Täglicher Abwasserzufluss Q _d	5.912	m ³ /d
	Trockenwetterzufluss Q _t	68	L/s
	max. Mischwasserzufluss Q _m	153	L/s
Frachten	CSB-Fracht im Zulauf KA	1.167	kg/d
	BSB ₅ -Fracht im Zulauf KA	584	kg/d
	NH ₄ -N-Fracht im Zulauf KA	62*	kg/d
	Phosphor-Fracht im Zulauf KA	17,5	kg/d
ÜW	CSB	50 (25)**	mg/L
	BSB ₅	15 (5)**	mg/L
	NH ₄ -N	3 (1)**	mg/L
	P _{ges}	0,2	mg/L
	pH	6 – 8,5	-

* eigene Berechnung aus dem Mittelwert der täglichen Konzentrationsmessungen für den Zeitraum Januar 2007 bis Mai 2008 und dem mittleren täglichen Zufluss.

** hierbei handelt es sich um die ÜW für die Planung. Die ÜW aus dem Bescheid stehen in Klammern [ROLFS, 2007].

Werden interne Ströme berücksichtigt, so ergibt sich $Q_{\max, \text{hyd.}} = 163 \text{ L/s}$ [ROLFS, 2007]. Als Trockenwetterzufluss gibt ROLFS (2007) ein $Q_{t,d}$ von $2.910 \text{ m}^3/\text{d}$ als Auslegungsgröße an.

HÜBNER und ROLFS (2007) nennen ein $Q_{d,\text{mittel}}$ von $4.100 \text{ m}^3/\text{d}$. Aus eigener Berechnung ergab sich für den berücksichtigten Zeitraum von Dezember 2006 bis Mai 2008 ein durchschnittlicher Zufluss von $6.006 \text{ m}^3/\text{d}$, welcher sehr gut mit den Auslegungsdaten übereinstimmt.

3.3.4. Kläranlage Aachen-Soers

Die erstmals 1913 in Betrieb genommene KA Aachen Soers wurde durch mehrfache Umbau- und Erweiterungsmaßnahmen auf dem Stand der Technik gehalten und wird seit 2003 vom WVER betrieben. Sie ist derzeit auf 458.000 E ausgelegt, wobei sich das eingeleitete Abwasser ca. zur Hälfte aus Industrie-Abwässern (insbesondere Süßwaren-Industrie), zur anderen Hälfte aus den privaten Haushalten zusammensetzt. Das Einzugsgebiet der KA Aachen-Soers umfasst das komplette Innenstadtgebiet, die Stadtteile Laurensberg, Vaalserquartier und Haaren sowie einen Teil der Stadt Würselen; die Größe des gesamten Entsorgungsgebiet beträgt 70 km^2 mit einer Gesamtkanallänge von circa 500 km . Die KA Aachen Soers ist in der Lage, eine Abwassermenge von 3.000 L/s aufzunehmen. Fließt bei Regenwetter mehr Abwasser zu, werden zunächst 10.000 m^3 in drei auf der KA gelegenen Regenrückhaltebecken (RRB) zwischengespeichert. Sind diese voll, können weitere 10.000 m^3 in drei der KA vorgelagerten Regenüberlaufbecken aufgefangen werden. Erst wenn die Kapazität dieser Becken ebenfalls erschöpft ist, erfolgt ein Abschlag in den Vorfluter Wurm. Bei sinkender Zulaufmenge wird das gespeicherte Mischwasser dem Zulauf zur KA wieder zugegeben. Der Wasserweg auf der KA ist dem folgenden Fließschema abgebildet.

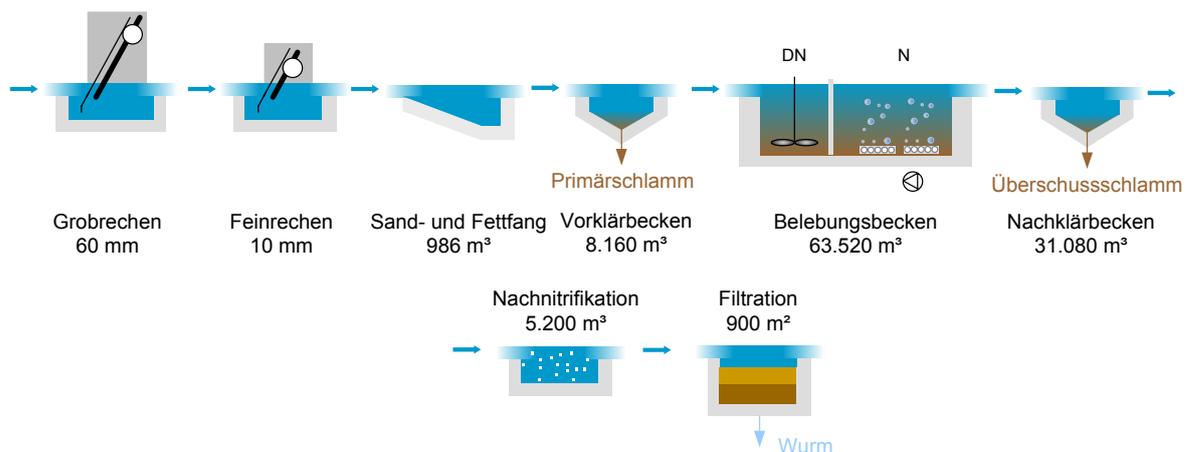


Bild 3-13: Fließschema der KA Aachen Soers

Das zufließende Abwasser passiert zunächst einen Grobrechen mit einem Stababstand von 60 mm gefolgt von zwei Feinrechen mit einem Stababstand von 10 mm. Anschließend wird es im zweistufigen Sandfang mit einem Volumen von 986 m³ von mineralischen Stoffen sowie aufschwimmenden Ölen und Fetten befreit. Die Vorklärung besteht aus 4 Becken mit einem Gesamtvolumen von 8.160 m³. Im Regenwetterfall mit erhöhtem Mischwasserzufluss werden alle vier Vorklärbecken gemeinsam parallel betrieben. Bei Trockenwetterzufluss sind zwei Becken ausreichend. Im Rhythmus von 8 Stunden erfolgt ein automatischer Betriebswechsel der beiden Beckeneinheiten.

Die biologische Stufe wird als vorgeschaltete Denitrifikation betrieben. Die beiden Denitrifikationszonen weisen jeweils ein Beckenvolumen von 7.520 m³ auf (in je 5 Rechteckbecken). Die Nitrifikationsstufe besteht aus zwei Belüftungszone mit 10.495 m³ bzw. 27.400 m³ Beckenvolumen, aufgeteilt auf fünf Belebungsbeckenstraßen. In den Denitrifikationszonen erfolgt die Umwälzung des Abwasser-Belebtschlamm-Gemisches mit Hilfe fest installierter Rührwerke, für einen feinblasigen Sauerstoffeintrag in die Nitrifikationsbecken sorgen mehrere regelbare Turboverdichter.

Die Nachklärung besteht aus vier Rundbecken mit einem Gesamtvolumen von 31.080 m³ und wird über ein Verteilerbauwerk beschickt. Das Abwasser fließt von hier über Sammelrinnen zu einem Zwischenpumpwerk und wird der Nachnitrifikation zugeführt. Diese besteht aus zwei Rundbecken mit einem Gesamtvolumen von 5.200 m³. Hierin befinden sich Aufwuchskörper mit einem Volumen von rund 1.500 m³ in Form von Würfeln mit einer Kantenlänge von 13 mm. Diese werden durch eine intensive feinblasige Belüftung in Schwebelage gehalten und durch eine Lochblechwand am Abtreiben gehindert.

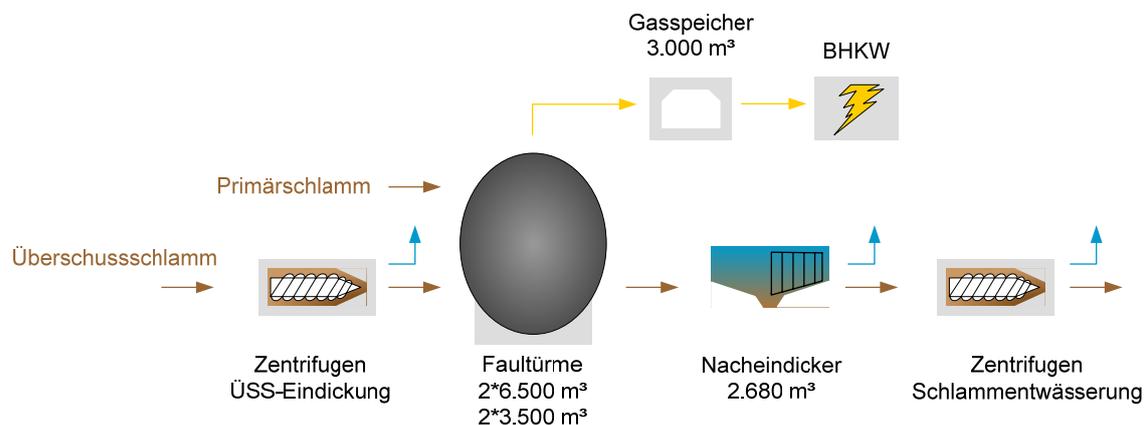
Als letzte Reinigungsstufe wird das Wasser gefiltert, wobei ein weitgehender Rückhalt der nach den biologischen Reinigungsprozessen verbleibenden Feststoffe gewährleistet wird. Des Weiteren kann die Filtration durch den Einsatz von Fällungsmitteln zur weitergehenden Reduzierung der Phosphorfrachten eingesetzt werden. Die Filtrationsstufe besteht aus 24 Kammern mit einer Gesamtfilterfläche von 900 m², wobei zwei wirksame Filterschichten aus Hydroanthrazit und Quarzsand vom Abwasser abwärts durchflossen werden. Zur Reinigung der einzelnen Filterkammern erfolgt in regelmäßigen Abständen eine Rückspülung mit filtriertem Abwasser, nach einer vorherigen Auflockerung des Filterbetts mit Druckluft. Die Rückspülwässer werden dem Zulauf der Denitrifikationsstufe zugeführt. Relevante Daten zur KA Aachen-Soers sind in Tabelle 3-7 zusammengefasst

Tabelle 3-7: Auslegungsdaten der KA Aachen-Soers

	Einwohnerwert EW	458.000	E
Wassermengen	Täglicher Abwasserzufluss Q_d	67.294*	m ³ /d
	Trockenwetterzufluss Q_t	1.800	L/s
	max. Mischwasserzufluss Q_m	3.000	L/s
Frachten	CSB-Fracht im Zulauf KA	55.000	kg/d
	BSB ₅ -Fracht im Zulauf KA	27.500	kg/d
	N _{ges} -Fracht im Zulauf KA	5.041	kg/d
	Phosphor-Fracht im Zulauf KA	1.866	kg/d
ÜW	CSB	40	mg/L
	BSB ₅	7	mg/L
	N _{ges}	13	mg/L
	NH ₄ -N	1	mg/L
	P _{ges}	0,4	mg/L

*Jahresabwassermenge aus dem Jahrsbericht WVER (2009): 24.562.400 m³/a / 365

Im Folgenden wird der Schlammweg der KA Aachen-Soers beschrieben, wie in Bild 3-14 dargestellt.

**Bild 3-14: Schlammbehandlung auf der KA Aachen Soers**

Der aus dem Rücklaufschlammstrom kontinuierlich entnommene Überschussschlamm wird durch Zentrifugen eingedickt. Die Durchsatzleistung pro Zentrifuge beträgt bis zu 90 m³/h. Ohne Zugabe von Flockungshilfsmitteln beträgt der Abscheidegrad dabei 80 bis 85 %. Seit dem Jahr 2003 werden die Überschussschlammzentrifugen mit einer

zusätzlichen Lysateinrichtung (Klärschlamm-Desintegration) betrieben. Hierbei wird der eingedickte Sekundärschlamm weiter aufgeschlossen, so dass in der folgenden anaeroben Stufe es zu einem gesteigerten Feststoffabbau und einer erhöhten Gasproduktion kommt.

Der Rohschlamm, bestehend aus dem Primärschlamm der Vorklärung und dem eingedickten Überschussschlamm wird einer anaeroben Schlammstabilisierung (Faulung) zugeführt. Die Faulung bestand bis vor kurzem aus zwei Faulbehältern aus dem Jahr 1954 mit einem Volumen von jeweils 3.500 m³ und zwei Faulbehältern Baujahr 1984 mit jeweils 6.500 m³ Volumen. Zukünftig soll der Reaktorbetrieb mit einem erhöhten Feststoffgehalt erfolgen, wodurch das Faulvolumen von 20.000 m³ auf 13.000 m³ (also auf die beiden neueren Faulbehälter) reduziert werden kann. Zunächst wurde hierzu die vorhandene außen liegende Umwälzung gegen eine innen liegende Umwälzung mit Schraubenschauflern getauscht. Damit wird eine Erhöhung der Umwälzrate mit einem höheren Feststoffgehalt möglich. Um den Feststoffgehalt im Primärschlamm zu erhöhen, werden in einem weiteren Bauabschnitt im Jahr 2010 die alten Faulbehälter abgerissen, um in den Faulbehältertrichtern Primärschlammmeindicker zu errichten.

Nach der anaeroben Stabilisierung gelangt der ausgefaulte Schlamm in zwei Nacheindicker ($V_{\text{ges}} = 2.680 \text{ m}^3$), in denen eine statische Entwässerung stattfindet. Anschließend wird der Schlamm zwei Hochleistungszentrifugen zur weiteren Entwässerung zugeführt. Die Durchsatzleistung beträgt jeweils max. 100 m³/h Schlamm bzw. 2 t/h Feststoffe. Mit Hilfe von kationischen Polyelektrolyten werden Feststoffgehalte von 32 bis 35 % erreicht.

Das produzierte Faulgas wird in einem Gasbehälter ($V = 3.000 \text{ m}^3$) gespeichert und im BHKW zur Leistungserzeugung eingesetzt. Dieses besteht aus vier Modulen von denen drei ständig in Betrieb sind. Es wird ca. 1 MW elektrische Leistung erzeugt, wo von ca. 95 % der elektrischen Energie aus dem Faulgas stammt. Der Faulgas-Fehlbedarf wird je nach Füllstand des Faulgasspeichers durch Erdgas ersetzt. Insgesamt lässt sich durch das BHKW 41 % der gesamten benötigten elektrischen Energie der KA Aachen Soers erzeugen. Die in den BHKW-Modulen anfallende Wärme deckt nicht nur den gesamten Wärmebedarf der KA Aachen-Soers sondern darüber hinaus auch den der benachbarten Gewächshäuser des städtischen Grünflächenamtes.

Das bei der Schlammbehandlung anfallende Prozesswasser wird einer eigenen Prozesswasserbehandlung zugeführt. Vor allem das bei der Entwässerung des Klärschlammes entstehende Zentrat weist eine sehr hohe Konzentration an Stickstoff auf. Die Prozesswasserbehandlungsanlage wurde im Januar 2005 in Betrieb genommen und weist eine Größenordnung von 70.000 E auf. Diese gezielte separate Behandlung führt zu einem 95 % bis 100 % Abbau des gesamten Stickstoffs im Prozesswasser und entlastet die biologische Stufe.

3.4. Untersuchungsprogramm

Mit den Schlämmen der zuvor beschriebenen Anlagen werden Faulversuche im Labormaßstab durchgeführt sowie die Entwässerbarkeit vor und nach der Faulung bestimmt. In einem ersten Versuchsdurchgang werden die Schlämme der konventionellen KA Soers (Primärschlamm (PS), Überschussschlamm (ÜSS) nach Zentrifuge, sowie ein Gemisch hieraus) behandelt. Für die weiteren vier Versuchsreihen stehen jeweils die folgenden Schlämme der MBR zur Verfügung: der ÜSS des MBR Konzen, aus der Hybrid-Anlage Eitorf der PS, der ÜSS MBR und der ÜSS der konventionellen Stufe sowie aus der Anlage Seelscheid, die auch eine Vorklärung betreibt, der PS, der ÜSS MBR sowie ein Gemisch aus beiden, welches dem Eindicker entnommen wird.

Durch die Auswahl der Schlämme können die Ergebnisse von PS, ÜSS konventioneller Anlagen mit hohem und niedrigem Schlammalter sowie drei verschiedener MBR hinsichtlich Gaserträgen und Entwässerungsverhalten verglichen werden. Ziel ist es, Unterschiede und Gemeinsamkeiten herauszuarbeiten, die speziell die MBR-Schlämme untereinander und im Vergleich zu anderen Schlämmen betreffen.

Eine Übersicht über die Versuche ist in Tabelle 3-8 zu sehen.

Tabelle 3-8: Versuchsplan für Laborversuche

Schlammherkunft	Versuchsplan und Analytik	Anzahl Messungen	
		Faulversuche	Entwässerbarkeit
Aachen-Soers (Referenzanlage) PS		1	7
Aachen-Soers (Referenzanlage) ÜSS		1	7
Aachen-Soers (Referenzanlage) PS+ÜSS		1	7
Konzen ÜSS MBR		4	28
Eitorf PS		4	28
Eitorf ÜSS MBR		4	28
Eitorf ÜSS konv.		4	28
Seelscheid PS		4	28
Seelscheid ÜSS MBR		4	28
Seelscheid PS+ÜSS MBR		3	21

Bei den Faulversuchen wird täglich das Gasvolumen bestimmt und nach Abschluss des Versuchs der Methangehalt des Gases. Vor und nach der Faulung werden die folgenden Parameter im Schlamm gemessen:

- TR
- GV
- CSB_{filt}
- CSB_{hom}
- TOC
- DOC

Die Entwässerbarkeit der Schlämme wird vor und nach der Faulung bestimmt. Vor der Faulung wird der CST der Rohschlämme sowie aller drei Verdünnungsstufen ermittelt, im Anschluss an die Faulung wiederum der CST aller drei Verdünnungsstufen. Somit verursacht ein Schlamm 7 CST-Messungen.

Des Weiteren sind auf den KA Eitorf und Seelscheid je zwei 24 h-Mischprobennehmer vor und nach der Vorklärung installiert. In den Wochen der Schlammprobennahme werden an drei Tagen auch diese Proben gezogen und im Labor auf die folgenden Werte untersucht:

- TS
- GV
- AFS
- CSB_{filt}
- BSB_5
- $NH_4\text{-N}$
- N_{ges}
- P_{ges}
- orthoP

4. Ergebnisse und Diskussion

4.1. Laborversuche

4.1.1. Faulversuche

Zunächst wird in einer 1. Versuchsreihe die Faulgasausbeute von drei Schlämmen aus der konventionellen Kläranlage Aachen-Soers bestimmt. Dies sind der Primärschlamm (PS), der Überschussschlamm (ÜSS) nach der Zentrifuge sowie ein Gemisch aus PS und ÜSS, das aus der Zuleitung zum Faulbehälter entnommen wurde und somit demjenigen entspricht, das in der großtechnischen Anlage gefault wird. Hierzu werden die drei Verdünnungsstufen 20 g, 40 g und 80 g Schlammprobe und entsprechend 380 g, 360 g und 320 g Impfschlamm verwendet. Der Impfschlamm stammt ebenfalls von der KA Aachen-Soers. Die erzielten Gasbildungen sind in Bild 4-1 dargestellt.

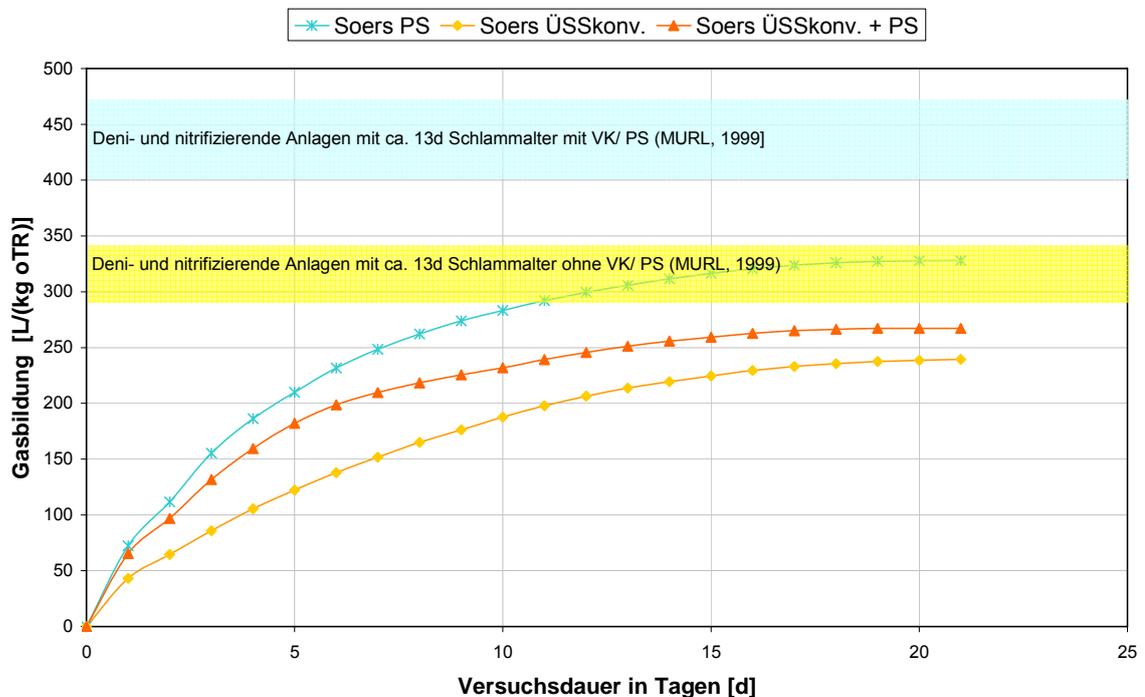


Bild 4-1: Gasbildung der Soerser Schlämme bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 1. Versuchsreihe

Der Primärschlamm mit einem TR von 25 g/L und einem GV von 82,3 % (20,6 g oTR/L) erzeugt die größte Gasbildung bezogen auf den oTR in Höhe von 328 L/(kg oTR). Der ÜSS der KA Soers mit einem TR von 53,1 g/L (nach Zentrifuge) und einem GV von 72,9 % (38,7 g oTR/L) erzeugt mit rund 240 L/(kg oTR) nach 21 Tagen einen etwas

geringeren Gasertrag pro oTR. Die Mischung aus PS und ÜSS der KA Soers liegt mit 267 L/(kg oTR) erwartungsgemäß zwischen den beiden Ergebnissen.

Die Bereiche, die in MURL (1999) als typisch für den Faulgasertrag angegeben werden, sind in Bild 4-1 markiert. Sie liegen für ein Schlammalter von 13 d und ohne PS (was hier dem ÜSS entspricht) bei 295 bis 340 L/(kg oTR). Das Ergebnis des ÜSS bleibt in diesem Fall rund 20 % unterhalb der unteren Grenze. Für Anlagen mit VK (1 h Aufenthaltszeit) und PS liegt der Bereich bei 400 bis 465 L/(kg oTR). Das Gemisch aus ÜSS und PS der Soerser Schlämme bleibt in der vorliegenden Versuchsreihe etwa 33 % unterhalb dieser unteren Grenze.

Der Methanertrag liegt bei allen Schlämmen und Verdünnungsstufen im gleichen Größenbereich. Die Resultate sind Tabelle 4-1 zu entnehmen.

Tabelle 4-1: Methanertrag der verschiedenen Verdünnungsansätze

Anteil Schlammprobe	20 %	10 %	5 %
Herkunft Schlammprobe	Methangehalt in Vol-%		
Soers PS	70,7	70,5	71,9
Soers ÜSS _{konv.}	72,4	72,8	72,1
Soers PS + ÜSS _{konv.}	72,1	70,3	70,3

SCHRÖDER (2007) nennt einen Energiegehalt im Faulgas von 6,5 kWh/m³ entsprechend 65 % Methangehalt im Faulgas. Dieser Wert wird von den hier untersuchten Schlämmen um ca. 10 % übertroffen.

Für die im Folgenden untersuchten Schlämme, wurde eine Veränderung der Versuchsdurchführung vorgenommen. Die MBR- Schlämme liegen nach den Probenahmen in recht dünner Form vor, mit für MBR typischen TR-Gehalten von rund 12 g/L. In der realen Anwendung kämen die Schlämme nicht mit diesem hohen Wassergehalt in den Faulbehälter sondern würden vorher eingedickt werden. Daher wurde entschieden, die Schlämme vor den Gärtests auf einen TR-Gehalt von ca. 25 g/kg einzudicken. Somit sind auch die Ausgangsbedingungen für alle Ansätze sehr ähnlich. Des Weiteren wurde der Einfluss des Impfschlammes reduziert, indem deutlich höhere Mengen an Probenvolumen mit geringeren Mengen an Impfschlamm versehen wurden. Zusätzlich steht nun ein anderer Impfschlamm (KA Herzogenrath Worm) zur Verfügung, der selber einen niedrigeren GV aufweist. Dieser soll möglichst lange gehältert werden, um den GV noch zusätzlich zu senken und seinen Einfluss auf die Ergebnisse zu minimieren.

Zur Verifizierung der Änderungen wurde eine Probenreihe nur mit ÜSS_{MBR} der KA Konzen durchgeführt und die Randbedingungen für die nächsten Versuchsreihen festgelegt: Für die nun folgenden Versuchsreihen wird Impfschlamm der Kläranlage Herzogenrath Worm verwendet und alle Proben werden auf einen TR von etwa 25 g/L eingedickt. Das Mischungsverhältnis wird für eine Doppelbestimmung auf 1:1, also 200 g Originalprobe zu 200 g Impfschlamm eingestellt. Zusätzlich wird das Mischungsverhältnis für eine Einzelbestimmung auf 1:2, also 133 g Originalprobe zu 267 g Impfschlamm eingestellt. Eine weitere Doppelbestimmung konnte aufgrund der begrenzten Anzahl von Faulplätzen im Labor nicht erfolgen.

Der Impfschlamm in der 2. Versuchsreihe weist einen GV von 47,2 % auf. Mit dem TR-Gehalt von 42 g/L ergibt dies einen organischen Trockensubstanzgehalt von 19,8 g oTR/L. In Bild 4-2 ist das Ergebnis der Faulversuche aus der 2. Versuchsreihe zu sehen. Die Gasbildungsraten bezogen auf den oTR der MBR und der konventionellen Stufe Eitorf fallen hierbei extrem niedrig aus.

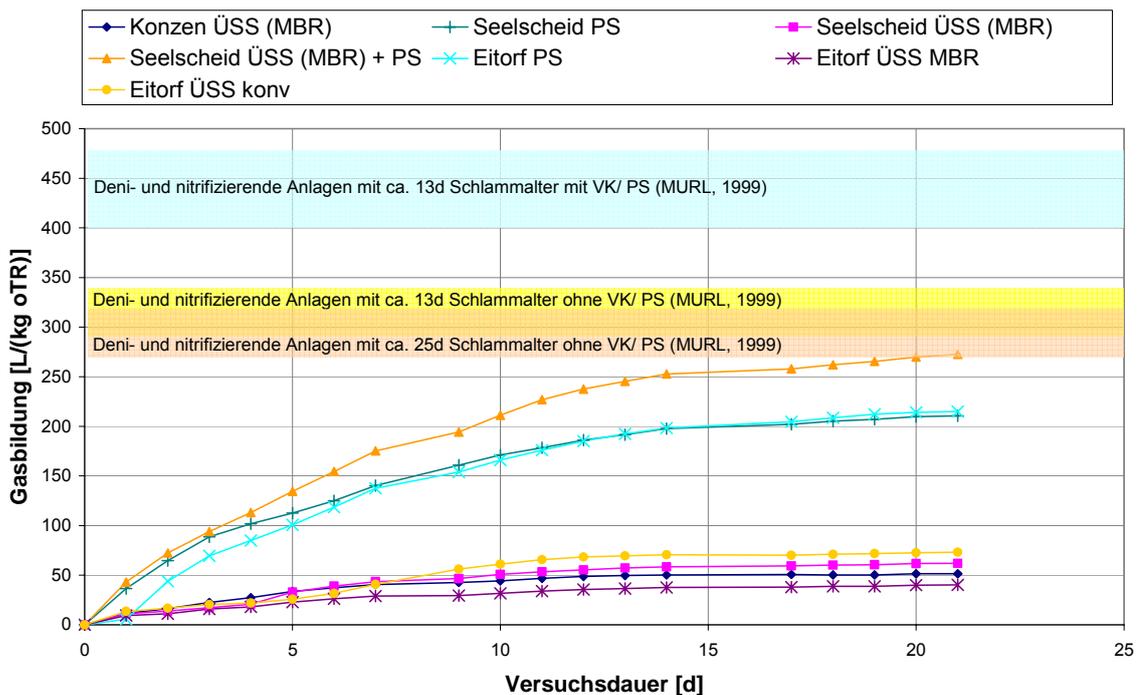


Bild 4-2: Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 2. Versuchsreihe

Die in MURL (1999) angegebenen Wertebereiche für den Gasertrag von 275 bis 320 L/(kg oTR) für Anlagen ohne VK/ PS und mit einem Schlammalter von 25 d werden von den MBR-Schlämmen bei weitem nicht erreicht. Allerdings bleibt auch der Schlamm der konventionellen Stufe in Eitorf weit hinter den Literaturwerten. Dies lässt sich zum Teil durch das auch hier vorliegende hohe Schlammalter von 41 Tagen erklären. Es liegt

jedoch insgesamt die Vermutung nahe, dass die absoluten Zahlen sehr stark durch den kleinmaßstäblichen Versuchsbetrieb beeinflusst sind. Werden nicht die reinen Zahlen betrachtet sondern die Schlämme untereinander verglichen, so ergeben sich plausible Verhältnisse. Die Ergebnisse für den PS aus Seelscheid und den PS aus Eitorf ähneln sich mit 211 bzw. 215 L/(kg oTR) sehr stark. Die Gaserträge aller ÜSS liegen ebenfalls auf einem untereinander vergleichbaren Niveau zwischen 40 und 73 L/(kg oTR). Hierunter ist erwartungsgemäß der Schlamm aus der konventionellen Stufe Eitorf derjenige mit dem höchsten Ertrag. Die Gaserträge der ÜSS aus den MBR liegen leicht abgestuft etwas unterhalb dieses Wertes. Die Gasbildung des Seelscheider MBR-Schlammes liegt 15 % unterhalb des konventionellen Schlammes der KA Eitorf, der Konzener MBR-Schlamm 30 %, der Eitorfer MBR-Schlamm 45 %. Unter den MBR-Schlämmen entspricht die Reihenfolge der Gaserträge den GV-Anteilen (61,7 %, 58,4 % und 54,2 %). Den höchsten Gasertrag in dieser Versuchsreihe hat das Gemisch von PS und ÜSS aus Seelscheid mit 272 L/(kg oTR). Warum dies so ist, kann nicht abschließend geklärt werden. Möglicherweise lagen hierbei durch eine gegenseitige Ergänzung der beiden Schlämme die günstigsten Voraussetzungen bezüglich benötigter Nähr- und Spurenstoffe vor.

Der Methangehalt des entwickelten Gases liegt auf üblichem Niveau. Die ÜSS aus konventioneller Stufe und den MBR liegt dabei auf gleichem Niveau zwischen 59 Vol-% und 63,2 Vol-%, wobei der Schlamm der konventionellen Stufe hierbei den geringsten Methangehalt aufweist. Die Methangehalte der PS und des Gemisches liegen mit Werten zwischen 62 Vol-% und 68,4 Vol-% oberhalb dieser Werte.

Der Impfschlamm der 3. Versuchsreihe hat einen GV von 46,9 %. Mit dem TR-Gehalt von 27,8 g/L ergibt dies einen organischen Trockensubstanzgehalt von 13 g oTR/L. In Bild 4-3 sind die Ergebnisse der Faulversuche der 3. Versuchsreihe dargestellt. Die Gaserträge sind etwas höher als in der 2. Versuchsreihe, allerdings noch nicht in einer Höhe, die für die großtechnische Faulung angestrebt wird. Qualitativ sind die Ergebnisse gut mit den vorherigen vergleichbar.

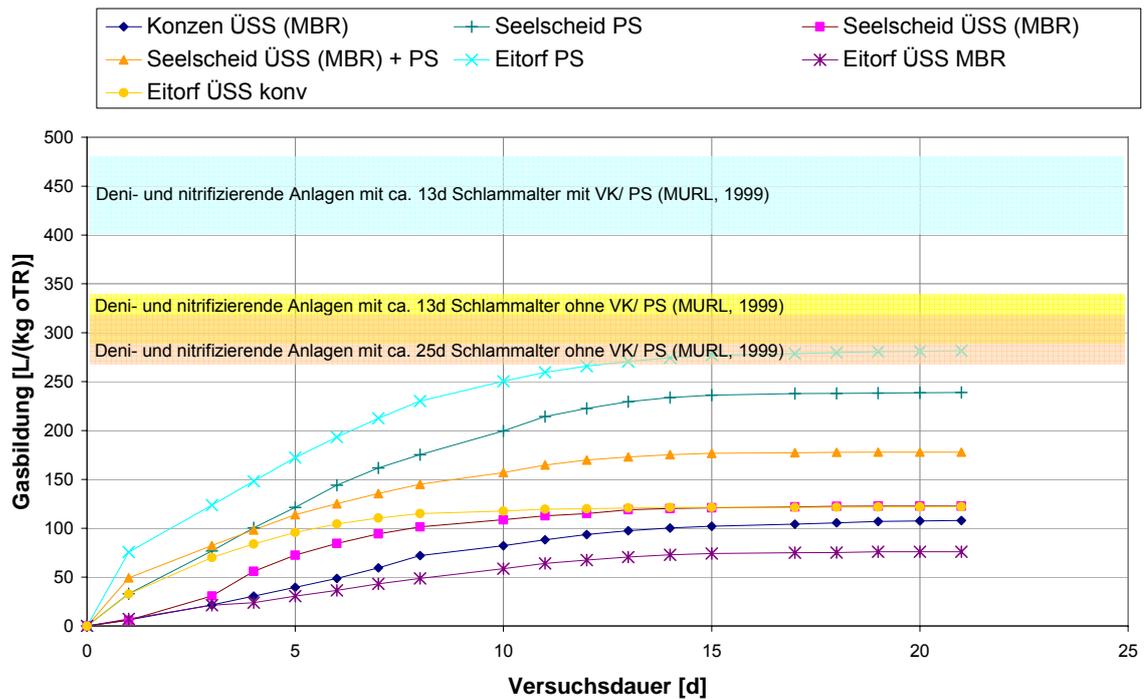


Bild 4-3: Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 3. Versuchsreihe

Die Primärschlämme aus Eitorf und Seelscheid weisen die höchste Gasbildung auf, gefolgt vom Gemisch ÜSS (MBR) + PS aus Seelscheid, was dem Erwarteten entspricht. Anschließend folgen die anderen Schlämme in der gleichen Reihenfolge wie in der 2. Versuchsreihe. Der Eitorfer ÜSS aus der konventionellen Behandlung und der Seelscheider ÜSS (MBR) erreichen diesmal mit einem Wert von 123 L/(kg oTR) den gleichen Gasertrag. Etwas geringere (12 % bzw. 38 %) Gaserträge erzielen der Konzener ÜSS (MBR) und der Eitorfer ÜSS MBR. Die GV der MBR-Schlämme liegen vor der Faulung bei 60 %, 61 % und 63,9 %, wobei die Höhe der Gaserträge und die Höhe der GV wiederum miteinander korrespondieren.

Die Ergebnisse sind erneut plausibel und erscheinen reproduzierbar. Die absolute Höhe der Gaserträge hingegen kann offenbar durch die Versuche noch nicht überzeugend dargestellt werden. Es ist jedoch abzuleiten, dass die Membranschlämme auf vergleichbarem Niveau mit dem Schlamm aus der konventionellen Behandlung in Eitorf liegen. Die Methangehalte der Faulgase liegen zwischen 62,1 Vol-% bis 65,4 Vol-%.

In Bild 4-4 sind die Ergebnisse der Faulversuche der 4. Versuchsreihe dargestellt, welche sich gut in die Versuchsergebnisse der zwei vorangegangenen Testreihen einordnen lassen, wobei die Gaserträge wiederum sehr niedrig sind.

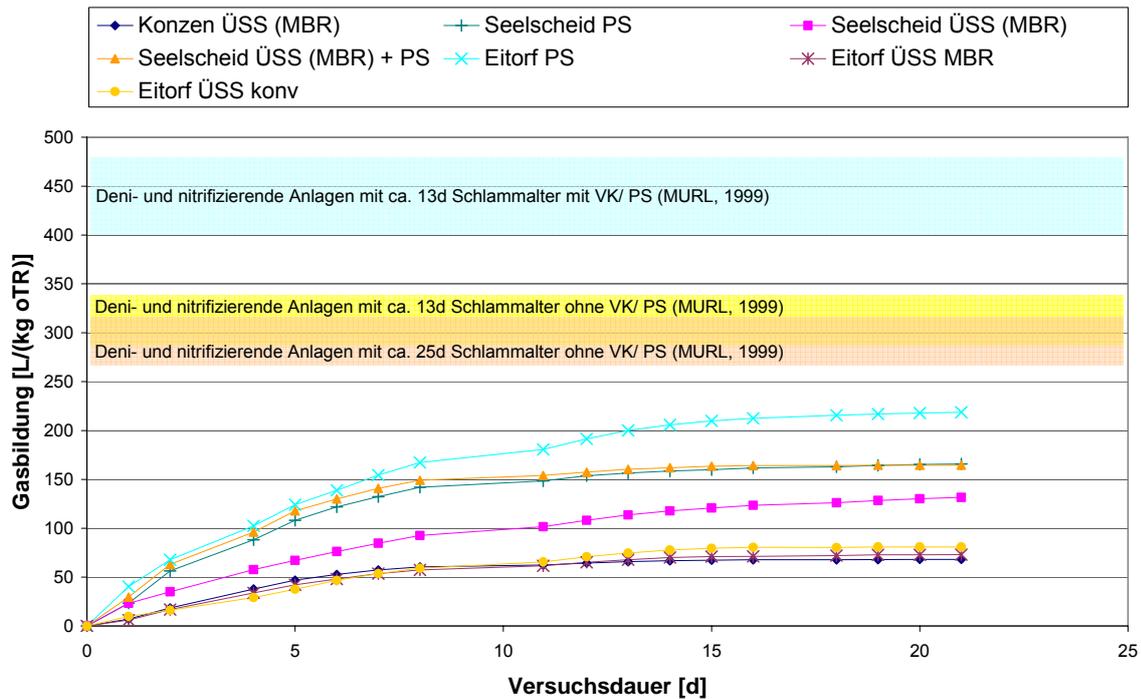


Bild 4-4: Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 4. Versuchsreihe

Der PS aus Eitorf mit einer Gasbildung von 219 L/(kg oTR) und der PS aus Seelscheid mit 166 L/(kg oTR) weisen wiederum die höchste Gasbildung auf. Es folgt fast gleichauf mit dem PS aus Seelscheid das Gemisch aus PS und ÜSS des MBR in Seelscheid mit 164 L/(kg oTR). Es folgt diesmal der ÜSS des MBR aus Seelscheid mit 132 L/(kg oTR), womit er eine um 62 % höhere Gasbildung als der ÜSS des konventionellen Teils in Eitorf hat. Die MBR-Schlämme aus Eitorf und Konzen schließen sich mit 10 % bzw. 16 % geringerem Gasertrag als der ÜSS des konventionellen Teils in Eitorf an. Die Reihenfolge der Gaserträge der MBR spiegelt sich in der Reihenfolge der GV wieder (60,8 %, 61,7 % und 66,4 %). Die entstandenen Faulgase weisen einen Methangehalt zwischen 61,9 Vol-% und 66,1 Vol-% auf.

In Bild 4-5 sind die Ergebnisse der Faulversuche der 5. Versuchsreihe dargestellt, die erneut mit den vorangegangenen Versuchen gut vergleichbar sind.

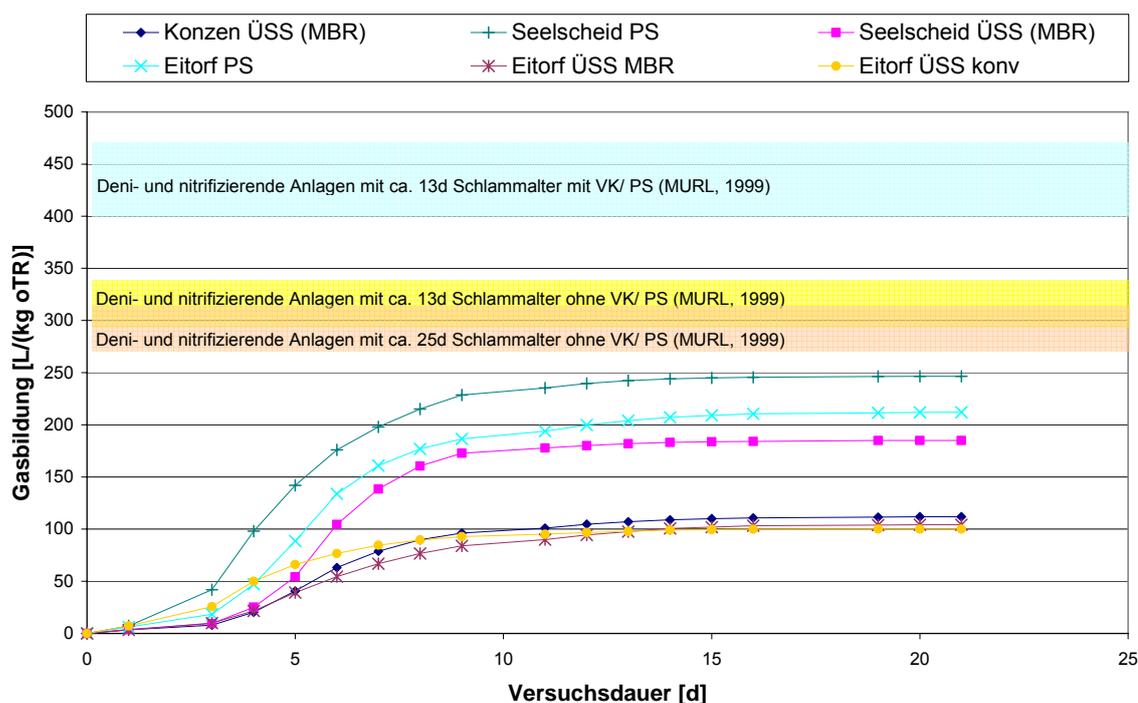


Bild 4-5: Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] in der 5. Versuchsreihe

Die höchsten Gaserträge mit 246 L/(kg oTR) bzw. 212 L/(kg oTR) weisen die Primärschlämme auf. Daraufhin folgt der ÜSS aus dem MBR Seelscheid mit 185 L/(kg oTR). Die Schlämme aus dem MBR Konzen, dem MBR Eitorf und der Eitorfer konventionellen Stufe folgen bei 100 bis 112 L/(kg oTR). Der Seelscheider MBR-Schlamm weist somit diesmal einen um 85 % höheren Gasertrag auf als der ÜSS der konventionellen Stufe Eitorf. Die Reihenfolge der Höhe der Gaserträge stimmt mit der der GV überein. Diese liegen bei der 5. Versuchsreihe zwischen 78,3 % GV für den Seelscheider PS und 71,6 % GV für den ÜSS der konventionellen Stufe Eitorf.

Die entwickelten Faulgase weisen einen Methangehalt zwischen 56,9 Vol-% und 62,1 Vol-% auf.

Fazit der Faulversuche

Die Ergebnisse sind plausibel und scheinen reproduzierbar zu sein. In Bild 4-6 sind die Mittelwerte der Gaserträge aus den Versuchen für die PS aus Seelscheid und Eitorf (jeweils n=4), die ÜSS-Schlämme allein der konventionellen Stufe Eitorf (n=4) und der MBR-Schlämme Konzen, Seelscheid und Eitorf (jeweils n=4) dargestellt.

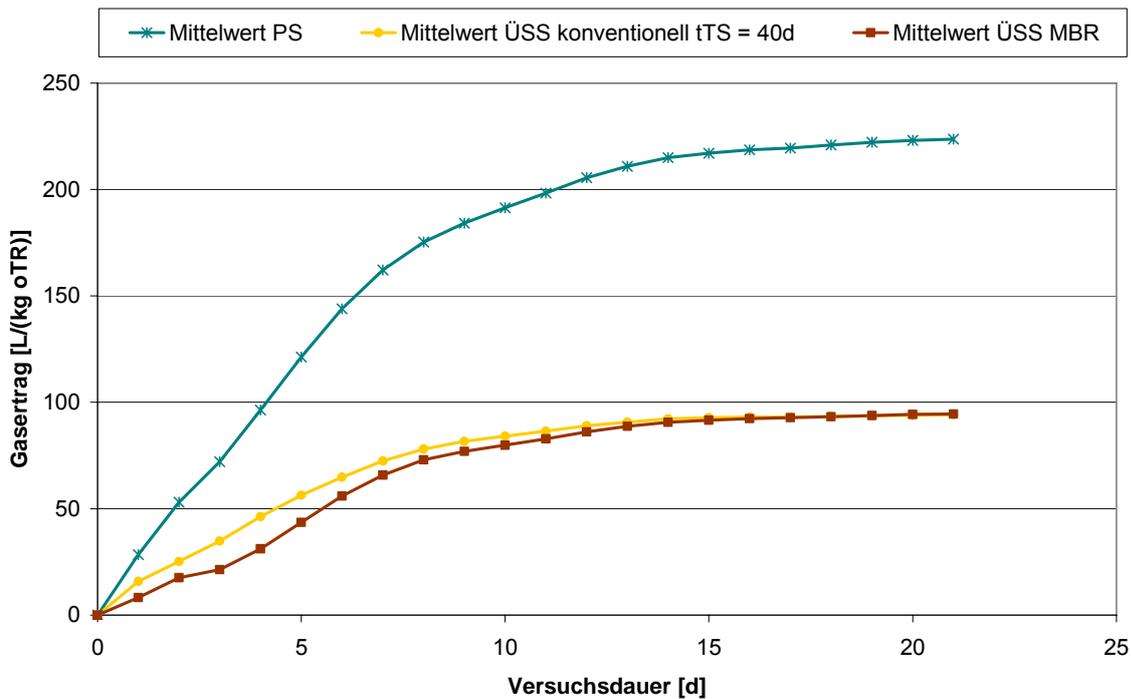


Bild 4-6: Im Laborversuch ermittelte Gasbildung bezogen auf den oTR [L/(kg oTR)] verschiedener Schlämme im Mittel

Die PS erreichen erwartungsgemäß den höchsten durchschnittlichen Gasertrag von 224 L/(kg oTR). Die mittleren Gaserträge der konventionellen ÜSS liegen bei 94 L/(kg oTR) und damit sehr nah beim durchschnittlichen Ergebnis der MBR-Schlämme von 95 L/(kg oTR).

Hierbei ist anzumerken, dass auch der konventionelle Teil der KA Eitorf mit hohem Schlammalter von rund 40 d betrieben wird, so dass hier sehr hohe Gaserträge auch nicht zu erwarten waren. Obwohl das Schlammalter der MBR-Schlämme noch wesentlich höher ist, werden die gleichen Gaserträge erzielt.

Die absolute Höhe der Gaserträge hingegen kann anscheinend durch die Versuche noch nicht überzeugend abgebildet werden, was auf die Bedingungen im Labor (Batchversuche) und den extrem kleinen Maßstab zurückzuführen ist. Die Versuche sind somit nicht zur Bestimmung der Höhe der erwarteten Gaserträge geeignet. Dies wird dadurch bestätigt, dass im Labortest auch die Schlämme der konventionellen KA Aachen-Soers einen geringeren Gasertrag als in der großtechnischen Praxis aufweisen. Hierbei sei noch einmal darauf hingewiesen, dass diese Ergebnisse unter anderen Randbedingungen gewonnen wurden (anderes Verhältnis Probe zu Impfschlamm, anderer Impfschlamm und andere TR-Gehalte), so dass diese Ergebnisse nur mit Einschränkungen zu Referenzzwecken herangezogen werden können. Des Weiteren bleiben aber auch die Gaserträge der PS weit hinter Literaturangaben zurück und

erreichen nur etwa 40 % von in der Literatur prognostizierten Werten. Gleiches gilt für die Gaserträge der ÜSS aus konventionellen Stufen mit hohem Schlammalter, welche in den Versuchen etwa 31 % von Literaturwerten erreichten. Werden diese Prozentzahlen auf die Versuchsergebnisse der MBR-Schlämme angewendet, ergeben sich als hochgerechnete Werte für den Gasanfall aus MBR-Schlämmen 232 bzw. 301 L/(kg oTR). Diese Rechnung ist in Tabelle 4-2 übersichtlich dargestellt.

Tabelle 4-2: Gegenüberstellung von Literaturwerten zu den Werten aus den Versuchen und Hochrechnung für MBR-Schlämme

	Gasanfall L/(kg oTR)			Gasanfall L/(kg oTR)
	Literaturwert	MW Versuche	[%]	Hochrechnung MBR
PS	550	224	40,7	
ÜSS _{konv., hohes Schlammalter}	300	94	31,4	
ÜSS _{MBR}	k.A.	95		232 bzw. 301

Es scheint daher plausibel, dass der Literaturwert von rund 300 L/(kg oTR) für ÜSS aus konventionellen Stufen mit hohem Schlammalter ohne PS auch für MBR-Schlämme angenommen werden kann.

Die erzielbaren Gaserträge sind abhängig von den Glühverlust (GV). Es kommen jedoch noch andere Einflussgrößen zum Tragen, so dass vom GV noch nicht direkt auf den zu erwartenden Gasertrag geschlossen werden kann. Unter anderem bestimmt zusätzlich die Zusammensetzung der als GV gemessenen organischen Trockenmasse (Kohlehydrate, Eiweiße, Fette) den Gasertrag. PS sind in ihrer Zusammensetzung stark von den gerade herrschenden Zuflussbedingungen abhängig, so dass hier die Korrelation zwischen GV und Gasertrag geringer ist als bei den ÜSS.

In Bild 4-7 ist die Gasbildung in L/(kg oTR) in Abhängigkeit des GV dargestellt. Die erwartete Tendenz, dass mit steigendem GV auch die Gasbildung zunimmt, kann für MBR- und konventionelle Schlämme qualitativ bestätigt werden. Es zeigt sich für die MBR-Schlämme ein linearer Zusammenhang mit mäßigem Korrelationskoeffizienten (0,69), wobei der etwas dicker dargestellte Wert als Ausreißer betrachtet und in dieser Ermittlung nicht berücksichtigt wurde. Die GV und Gasbildung der MBR-Schlämme liegen dabei in ähnlicher Größe wie die Schlämme der konventionell betriebenen Stufe Eitorf. Die Gasbildung der PS liegt insgesamt höher, die Glühverluste nur teilweise. Der Zusammenhang zwischen GV und Gasbildung ist somit für die PS nicht gegeben.

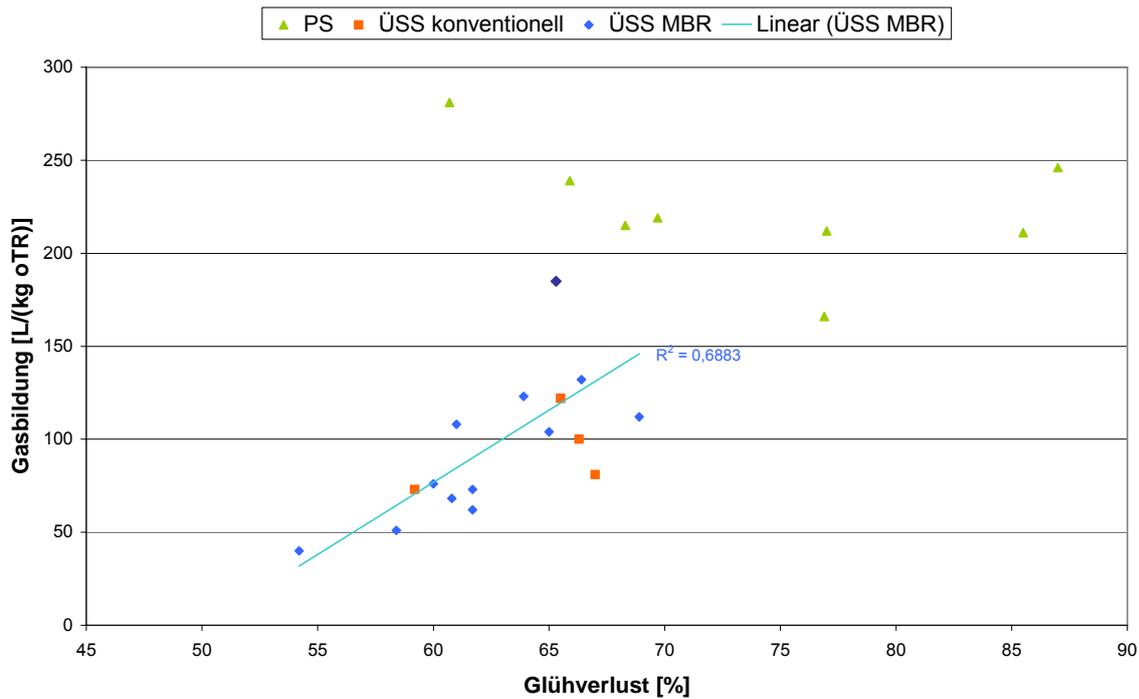


Bild 4-7: Gasbildung in Abhängigkeit des Glühverlustes

Die Glühverluste liegen für MBR- und konventionelle Schlämme in einem Bereich von 54,2 % bis 68,9 %, die Gasbildung zwischen 40 L/(kg oTR) und 185 L/(kg oTR). Die Werte der MBR- Schlämme aller Anlagen liegen dabei über den Wertebereich verteilt vor. Die Glühverluste der PS liegen zwischen 60,7 % und 87 %, die Gaserträge zwischen 166 L/(kg oTR) und 281 L/(kg oTR). Auch hier kann keine Punktwolke einer Anlage zugeordnet werden.

Die Auswertung der Methangehalte der Faulgase ist in Bild 4-8 dargestellt. Es sind jeweils für die PS aus Seelscheid und Eitorf (jeweils n=4), die ÜSS-Schlämme der konventionellen Stufe Eitorf (n=4) und die MBR-Schlämme Konzen, Seelscheid und Eitorf (jeweils n=4) die Minimal-, Mittel- und Maximalwerte aufgetragen.

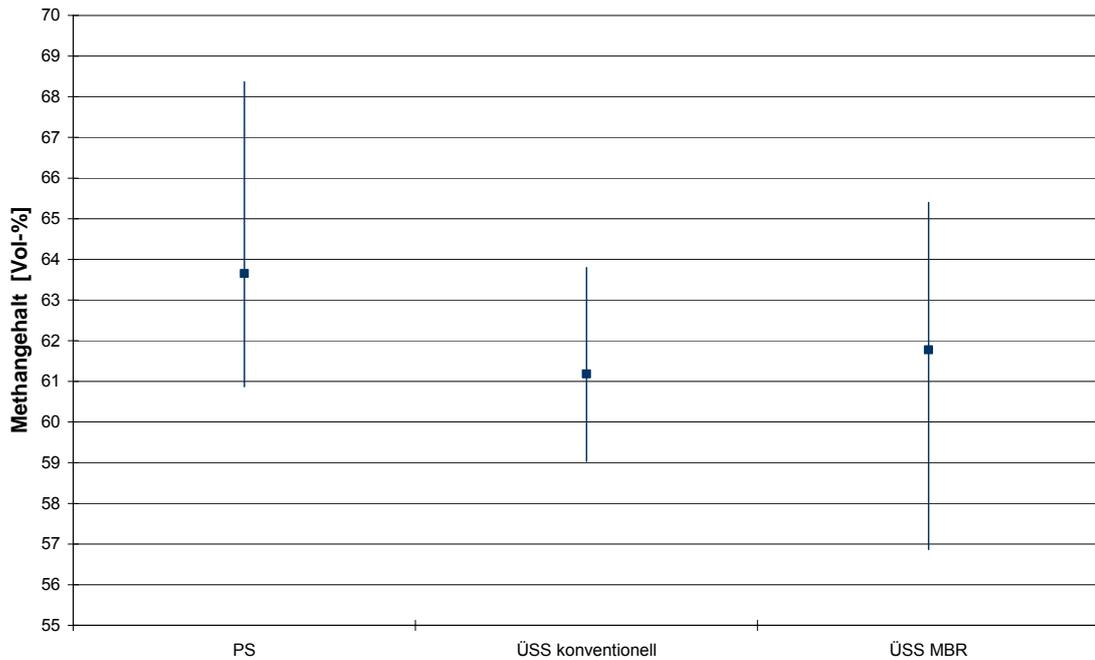


Bild 4-8: Methangehalte der Faulgase

Der mittlere Methangehalt im Faulgas der PS liegt dabei bei knapp 64 Vol-% mit einer Schwankungsbreite von 61 Vol-% bis 68 Vol-%. Die Ergebnisse aus Seelscheid sind hierbei über den ganzen Wertebereich verteilt, die aus Eitorf befinden sich alle unterhalb des Mittelwertes. Die mittleren Methangehalte der Faulgase der konventionellen ÜSS und der Membranschlämme sind sehr ähnlich und liegen im Bereich um 61 Vol-%, wobei die Schwankungsbreite bei den MBR-Schlämmen etwas größer ist. Die Zusammenfassung der MBR-Schlämme ist möglich, da die Einzelwerte der Anlagen alle über den gesamten Wertebereich verstreut auftreten.

Insgesamt lässt sich schlussfolgern, dass MBR-Schlämme einen wertvollen Beitrag zur Gasbildung in einer anaeroben Faulung leisten können. Vor allem bei einem Betrieb mit Vorklärung und Faulung des energiereichen PS sind gute Gaserträge erzielbar.

4.1.2. Entwässerungsversuche

Ziel der hier durchgeführten Untersuchungen ist gemäß Antrag, aus den Messungen des CST vor und nach der Faulung, die Entwässerungseigenschaften der Schlämme und daraus resultierende Einsparungen hinsichtlich des Energie- und Polymereinsatzes bei der großtechnischen Schlammentwässerung zu ermitteln. Als problematisch erweisen sich hierbei:

- Der Vergleich der MBR-Schlämme vor und nach der Faulung ist nicht möglich. Gefault wird nicht der MBR-Schlamm alleine, sondern eine Mischung, die zu erheblichen Teilen aus Impfschlamm besteht, um die benötigten anaeroben Mikroorganismen in das System einzubringen. Nach der Faulung können daher nur diese Mischungen untersucht werden. Vor der Faulung können die Originalproben sowie die Mischungen analysiert werden. Die Entwässerungseigenschaften der Mischungen werden jedoch sowohl vor als auch nach der Faulung von den Eigenschaften des Impfschlammes geprägt und liefern somit nur bedingt Aussagen zur Veränderung der Entwässerungseigenschaften von MBR-Schlämmen bei der Faulung.
- Die Ableitung von erforderlichen Polymermengen aus dem CST ist nicht ohne Umwege gegeben. In KOPP UND DICHTL (2001) wird er als Hilfsgröße für die Konditionierung und als oftmals fehlerbehaftet bezeichnet. Um die Entwässerbarkeit eines Schlammes mit einem bestimmten Konditionierungsmittel abschätzen zu können, wird der CST des konditionierten Schlammes mit verschiedenen Dosiermengen gemessen [DENTEL UND ABU-OFR, 1995].
- Das Probenvolumen ist nach der Faulung äußerst gering. Der Probenumfang der Versuche beträgt nur 400 mL. Hiervon sind nach der Faulung neben den Entwässerungseigenschaften auch andere Parameter zu bestimmen. Die Entwässerungseigenschaften müssen daher über ein Verfahren bestimmt werden, der nur ein geringes Probenvolumen benötigt. Versuchsreihen mit verschiedenen Dosiermengen eines Polymers sind daher nicht möglich und daher auch keine Korrelation zwischen CST und Polymerbedarf.

In der überwiegenden Anzahl der Messungen ergaben sich nach der Faulung kürzere CST-Werte als vorher, was auf verbesserte Entwässerungseigenschaften hinweist. Diese Datenpunkte liegen in Bild 4-9 unterhalb der Winkelhalbierenden. Dargestellt sind Werte für die PS aus Seelscheid und Eitorf, die ÜSS-Schlämme der konventionellen Stufe Eitorf und die MBR-Schlämme Konzen, Seelscheid und Eitorf.

Bei den ÜSS sowohl der konventionellen als auch der MBR-Schlämme lag der Mittelwert der CST-Messungen vor der Faulung bei 271 s, danach bei 247 s. Die Verbesserung beträgt also 25 s oder rund 9 %. Für die PS waren die CST-Werte vor der Faulung

wesentlich höher, im Mittel bei 485 s. Die Änderungen des CST lagen für die PS im Mittel bei 265 s entsprechend 55 %, so dass der CST nach Faulung durchschnittlich 220 s beträgt. Hieran ist zu erkennen, dass der Nutzen für die Entwässerungseigenschaften bei den bisher noch nicht oder wenig stabilisierten Schlämmen erwartungsgemäß größer ist.

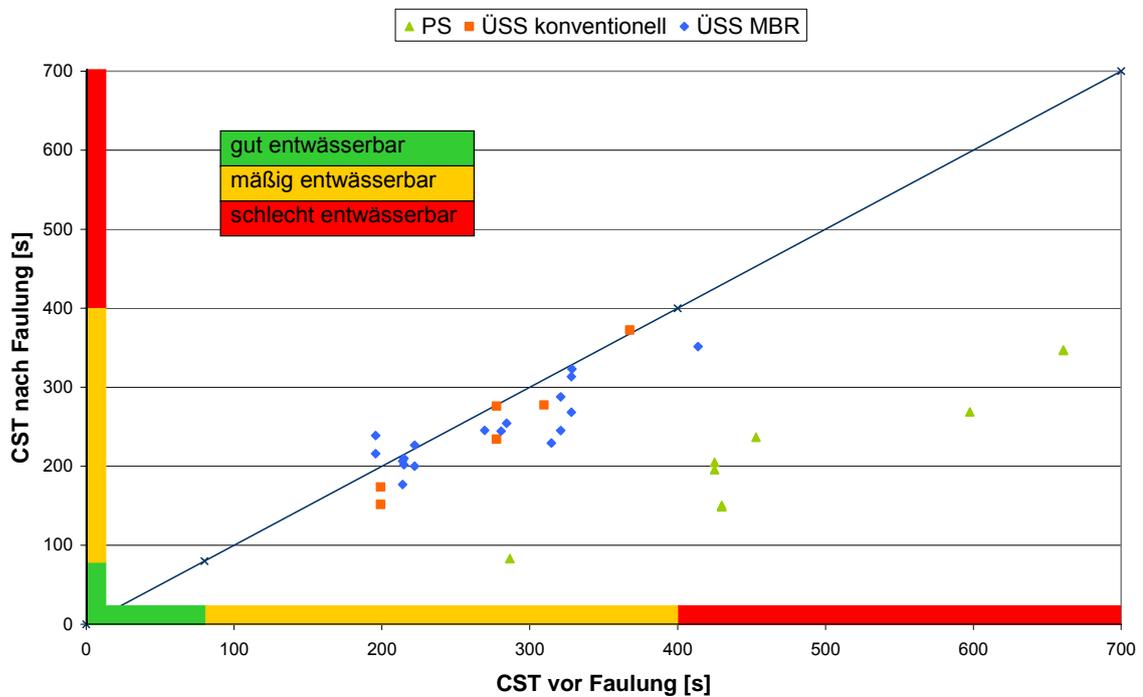


Bild 4-9: CST vor und nach der Faulung

Werden die Ergebnisse in die drei Kategorien gut (< 80 s), mittelmäßig (80-400 s) und schlecht entwässerbar (> 400 s) eingeteilt, befinden sich die konventionellen sowie die MBR-Schlämme sowohl vor als auch nach der Faulung im mittleren Bereich. Die PS lagen vor der Faulung zumeist im schlecht entwässerbaren Bereich, danach stets im mäßigen.

Fazit der Entwässerungsversuche

Zentrales Ergebnis der Untersuchungen ist, dass sich das Entwässerungsverhalten von MBR-Schlämmen und ÜSS-Schlämmen einer konventionellen Stufe nicht signifikant unterscheidet. Eine Verbesserung der Entwässerungseigenschaften durch die Faulung konnte beobachtet werden. Diese geben einen Hinweis auf mögliche Einsparungen beim Polymer- und Energieeinsatz bei der großtechnischen Schlammbehandlung. Eine Abschätzung der Größenordnung kann aufgrund der Datenbasis allerdings noch nicht erfolgen. Hier wird auf die in Phase 2 vorgesehenen Pilotversuche verwiesen, bei denen auch die zuvor geschilderten Probleme entfallen.

4.2. Beprobung der Vorklärung

Im Zu- und Ablauf der Vorklärbecken der Kläranlagen Eitorf und Seelscheid wurden im Rahmen des Forschungsvorhabens ProM (PINNEKAMP, 2011) 24 h-Mischprobennehmer installiert und anhand von neun Probenahmen ausgewertet. Die Ergebnisse sind in Bild 4-10 und Bild 4-11 dargestellt.

Die Aufenthaltszeit in der VK in Eitorf betrug im Zeitraum 01.01.2010 bis 12.08.2010 laut Betriebsbericht im Schnitt 2,85 h. Bei Trockenwetterzufluss lag die Aufenthaltszeit in diesem Zeitabschnitt durchschnittlich bei 3,3 h, bei Mischwasserzufluss im Mittel bei 2,5 h. Die Aufenthaltszeiten in der VK in Eitorf während der Probenahmetage sind in Tabelle 4-3 dargestellt.

Tabelle 4-3: Aufenthaltszeit in der VK während der Probenahmetage in Eitorf

	Aufenthaltszeit in der VK während der Probenahmetage [h]		
	Probetag 1	Probetag 2	Probetag 3
40. KW	1,7	2,2	2,5
43. KW	3,1	4,0	4,0
46. KW	0,64	0,9	1,5

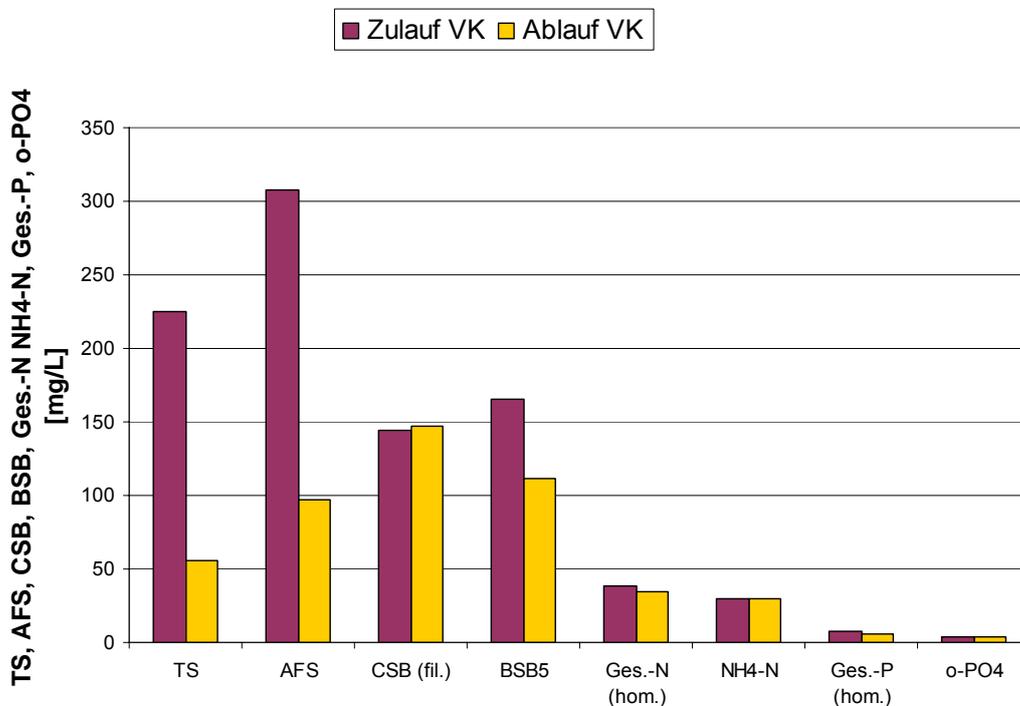


Bild 4-10: Änderung der Verschmutzungsparameter in der Vorklärung in Eitorf als Mittelwert aus neun 24 h-Mischproben

Die Parameter TS und AFS nehmen beide stark ab, im Durchschnitt um 75 % bzw. knapp 70 %. Der BSB₅ nimmt durchschnittlich um 32 % ab. Dies entspricht den Angaben nach ATV-DVWK-A 131 (2000), welche für eine 2-stündige Aufenthaltszeit in der VK eine Abnahme des TS von 64 % und des BSB von rund 33 % prognostizieren (siehe Bild 4-12). Die Konzentrationen der gelösten Fraktionen wie CSB_{fil.}, Stickstoff und Phosphor erfahren in der Vorklärung erwartungsgemäß keine starke Veränderung. Das für die Denitrifikation wichtige Verhältnis von BSB₅/Ges.-N beträgt vor der VK 4,3 danach 3,2 und verschlechtert sich demnach nicht signifikant. Die Bilder, die zu den einzelnen Parametern die Zu- und Ablaufwerte für jeden der neun Probenahmen ausweisen, befindet sich im Anhang A2. Aus diesen wird deutlich, dass es Unterschiede in der Abscheideleistung der VK je nach Aufenthaltszeit gibt. So nehmen die Parameter TS und AFS bei kürzeren Aufenthaltszeiten deutlich weniger ab, die Zulaufkonzentration zur VK ist jedoch auch schon geringer. Somit ist die ins BB gelangende Konzentration in etwa gleich. Beim BSB₅ ist die ins BB gelangende Konzentration sogar bei Mischwasserzufluss durch den Verdünnungseffekt wesentlich geringer, auch wenn hier ebenfalls die Reinigungsleistung der VK nachlässt.

Die Aufenthaltszeit in der VK in Seelscheid ist sehr hoch. Sie betrug nach Berechnungen aus Daten aus dem Betriebsbericht im Schnitt über die Monate September bis Dezember 2010 10 h. Bei Trockenwetterzufluss lag die Aufenthaltszeit in diesem Zeitraum im Schnitt bei 17 h, bei Mischwasserzufluss durchschnittlich bei 9 h. In Tabelle 4-4 ist die Aufenthaltszeit in der VK während der Probennahme dargestellt.

Tabelle 4-4: Aufenthaltszeit in der VK während der Probenahmetage in Seelscheid

	Aufenthaltszeit in der VK während der Probenahmetage [h]		
	Probetag 1	Probetag 2	Probetag 3
40. KW	7,1	8,7	9,7
43. KW	12,4	13,1	12,9
46. KW	4,1	5,9	7,0

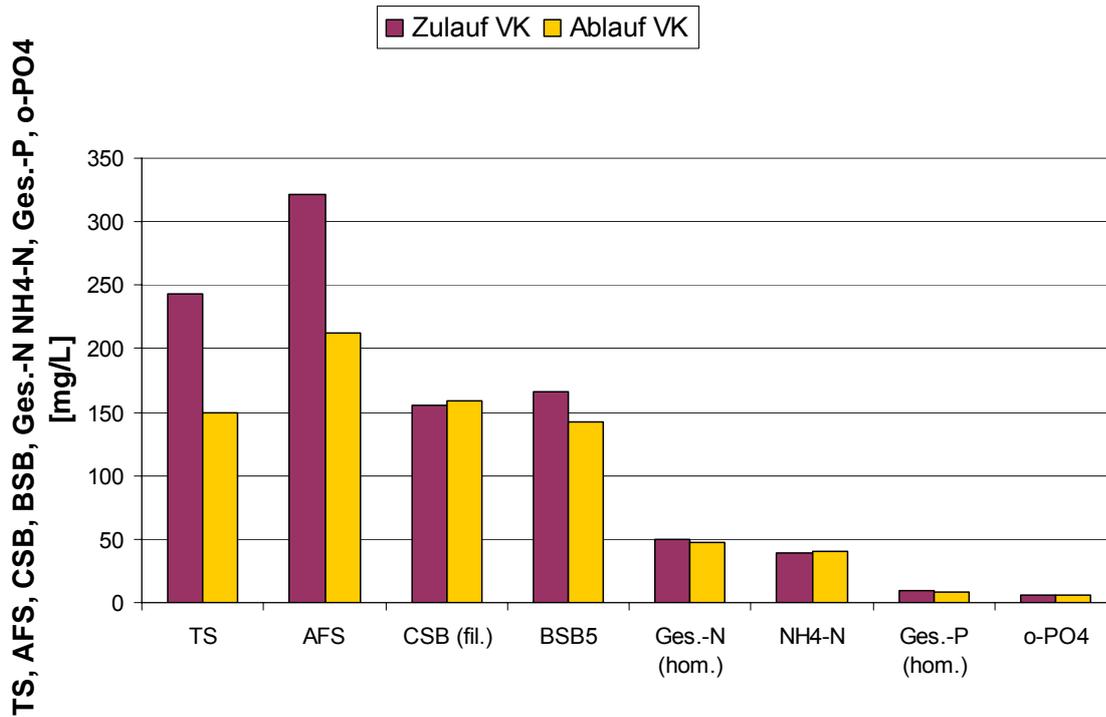


Bild 4-11: Änderung der Verschmutzungsparameter in der Vorklärung in Seelscheid als Mittelwert aus neun 24 h-Mischproben

Die Parameter TS und AFS nehmen beide deutlich ab, im Durchschnitt um 39 % bzw. 34 %. Der BSB₅ nimmt durchschnittlich um 14,5 % ab. Insgesamt bleiben diese Werte trotz der langen Aufenthaltsdauer aber hinter den Angaben in ATV-DVWK-A 131 (2000) zurück. Die Konzentrationen der gelösten Fraktionen wie CSB_{fil.}, Stickstoff und Phosphor erfahren in der Vorklärung erwartungsgemäß keine starke Veränderung. Das für die Denitrifikation wichtige Verhältnis von BSB₅/Ges.-N beträgt vor der VK 3,3 danach 2,9 und verschlechtert sich demnach nicht signifikant. Die Bilder zu den einzelnen Parametern und den neun Probenahmen befindet sich im Anhang A3. Hierbei sind ähnliche Unterschiede zwischen Trocken- und Mischwasserzufluss festzustellen wie in Eitorf.

Zu Vergleichszwecken sind hier die in ATV-DVWK-A 131 (2000) prognostizierten Konzentrationen bei Trockenwetter im Rohabwasser sowie nach 0,5 bis 2 h Aufenthaltszeit in der VK angegeben.

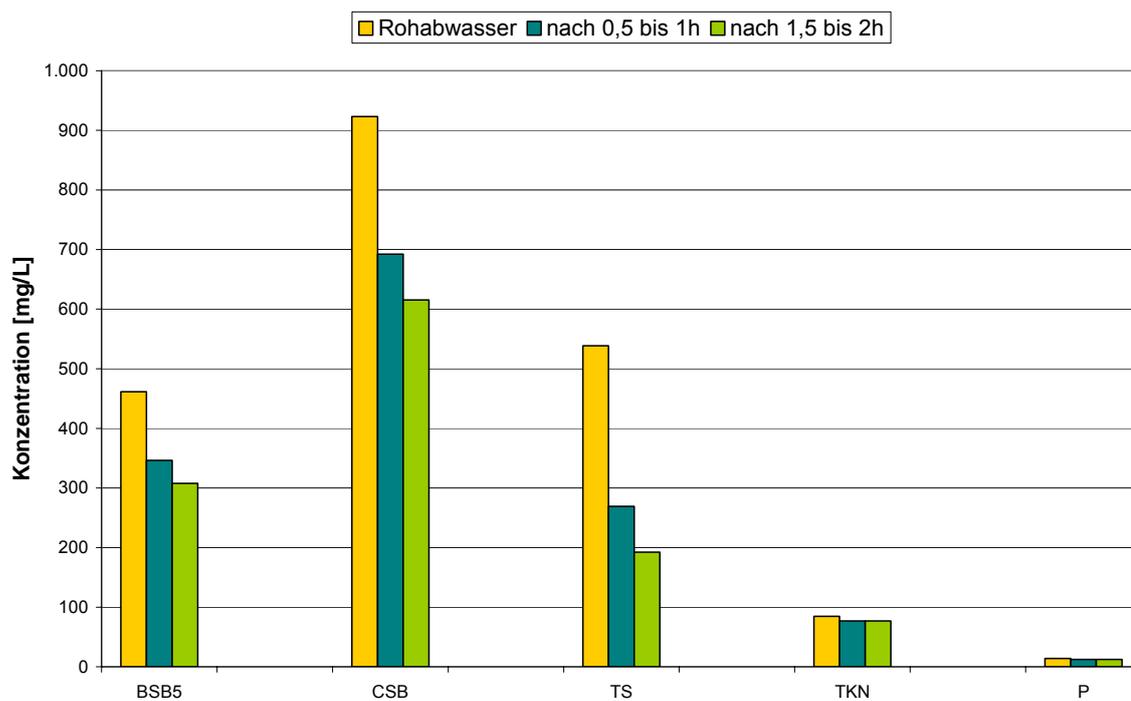


Bild 4-12: Konzentrationen der Verschmutzungsparameter im Rohabwasser sowie nach verschiedenen Aufenthaltszeiten in der Vorklärung in Anlehnung an das ATV-DVWK-A 131 (2000)

5. Modellanlage

Um anhand eines konkreten Beispiels den Energiebedarf von kommunalen Membranbioreaktoren betrachten zu können, wurde im nachfolgenden Kapitel eine Modellanlage berechnet und in vier verschiedenen Varianten ausgearbeitet. Mittels dieser Modellanlagen werden Energiebedarf, Kosten und CO₂-Bilanzen betrachtet. Bei den Ausführungen zur Modellanlage und den darauf aufbauenden Überlegungen wird von Energiebedarf und nicht mehr von Energieverbrauch gesprochen, da nach Definition von GREDIGK-HOFFMANN (2008) der Bedarf die theoretisch benötigte Energie beschreibt, während der Verbrauch auch die Einflussfaktoren erfasst, die zu einem gegenüber dem theoretisch ermittelten Bedarf erhöhten, tatsächlichen Verbrauch führt.

5.1. Grundlagen Modellanlage für 130.000 E

Zur Vergleichbarkeit der entwickelten Modellanlage mit bisherigen Literaturwerten erfolgt die Auslegung der Modellmembranbelebungsanlagen analog zum Vorgehen des Handbuchs „Energie in Kläranlagen“ (MURL, 1999) für konventionelle Kläranlagen und baut auf den Arbeiten von SIMSHEUSER (2009) auf. In Bild 5-1 ist das Fließschema der Modellanlage zu sehen.

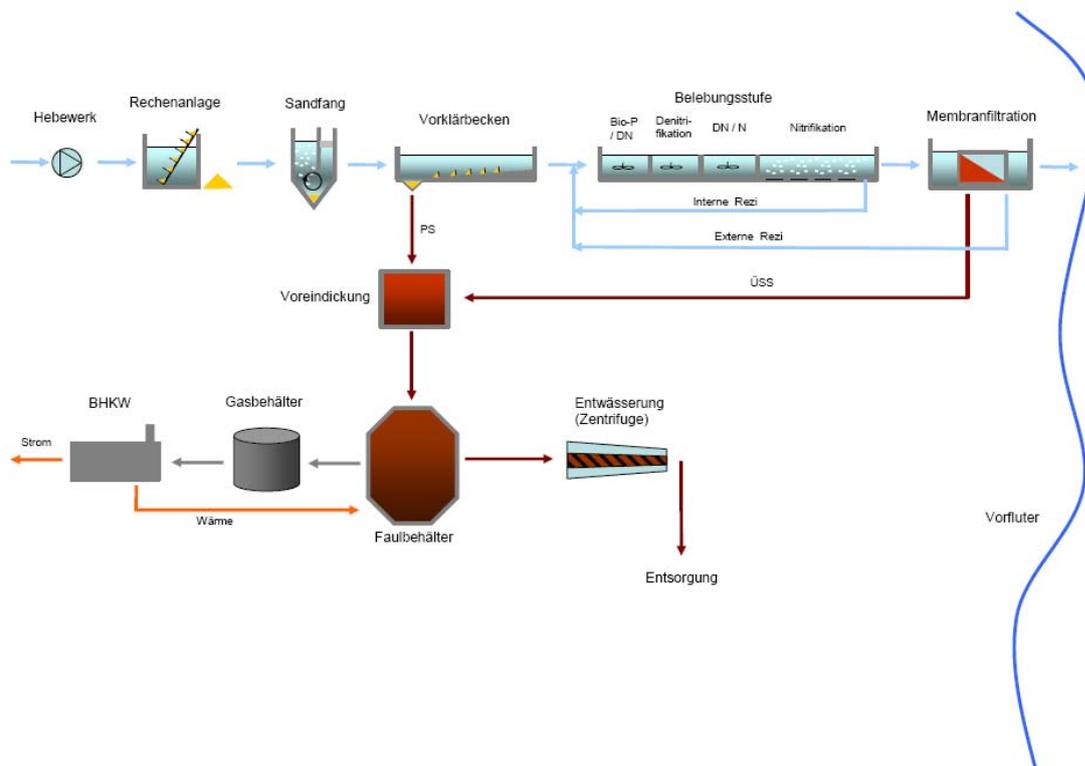


Bild 5-1: Fließschema der Modellanlage mit Schlammbehandlung

5.1.1. Wassermengen

Im Handbuch „Energie in Kläranlagen“ (MURL, 1999) werden verschiedene Modellanlagen, die mit einem konventionellen Belebtschlammverfahren mit herkömmlicher Nachklärung arbeiten, mit unterschiedlichen Ausbaugrößen beschrieben. Um einen Abgleich zwischen Anlagen derselben Größe zu ermöglichen, werden die Grundlagenansätze der auf 130.000 E ausgelegten konventionellen Modellanlage übernommen. Die daraus folgenden Angaben für den spezifischen Schmutz- und Fremdwasseranfall wurden nach Vorgaben des Handbuchs übertragen und angepasst und sind Tabelle 5-1 zu entnehmen. Der maximale Mischwasserabfluss Q_M ergibt sich nach folgender Gleichung:

$$Q_M = 2 \cdot Q_S + Q_F \text{ [l/s]}$$

Tabelle 5-1: Wassermengen für Mischwasserabfluss bei 130.000 E

<u>Einwohnerwerte</u>		<u>Bemessung</u>
Einwohnerwerte	E	130.000 [E]
<u>Wassermengen</u>		
Schmutzwasseranfall	q_s	140 [l/(E·d)]
Fremdwasseranfall	q_f	35 [l/(E·d)]
Niederschlagswasser	q_r	70 [l/(E·d)]
Jahreswassermenge Trockenwetter	Q_T	8.303.750 [m³/a]
Jahreswassermenge Mischwasser	Q_M	11.625.250 [m³/a]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	18.200 [m³/d]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	4.550 [m³/d]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	9.100 [m³/d]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	210,65 [l/s]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	52,66 [l/s]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	105,32 [l/s]
Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,aM}$	263,31 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,aM}$	368,63 [l/s]
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	22.750 [m³/d]
täglicher Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	31.850 [m³/d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	413,77 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	31.850 [m³/d]
maximaler Mischwasserabfluss	$Q_{M,max}$	774,88 [l/s]

Im Handbuch „Energie in Kläranlagen“ wird im Jahresmittel zusätzlich zu Schmutz- und Fremdwasser ein Niederschlagswasseranfall von 70 L/(E d) angesetzt. Insgesamt ergibt sich somit ein mittlerer Mischwasserzufluss von 245 L/(E d).

Aus den oben genannten Ansätzen ergibt sich für die Modellanlage ein zusätzlicher Regenwetterabfluss von 9.100 m³/d. Der tägliche Mischwasserabfluss im Jahresmittel ergibt sich demnach zu 31.850 m³/d.

5.1.2. Konzentrationen und Frachten

Die Werte der einwohnerspezifischen Frachten wurden gemäß den Vorgaben der ATV-DVWK-Arbeitsblattes 131 [ATV-DVWK-A 131, 2000] verwendet. Für die maßgebenden Schmutz- und Nährstoffparameter, außer dem aus energetischer Sicht untergeordneten Phosphor, decken sich diese mit den Ansätzen des Handbuchs.

Nach Errechnung der Frachten (siehe Tabelle 5-2) können nun über die tägliche Trockenwetterwassermenge die bemessungsrelevanten Konzentrationen errechnet werden. Für die Anteile von Ammonium und organischem Stickstoff am Kjeldahl-Stickstoff (TKN) wurde ein für kommunale Kläranlagen typisches Verhältnis von 7,5/3,5 angesetzt.

Tabelle 5-2: Schmutzfrachten im Zulauf zur Modellanlage

<u>Einwohnerwerte</u>		Bemessung
Einwohnerwerte	E	130.000 [E]
<u>Schmutzfrachten im Zulauf zur Kläranlage</u>		
einwohnerspezifische BSB ₅ -Fracht	B _{BSB, spez}	60 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische CSB-Fracht	B _{CSB, spez}	120 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische TS-Fracht	B _{TS, spez}	70 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische TKN-Fracht	B _{TKN, spez}	11 [g/(E·d)]
einwohnerspezifische P-Fracht	B _{P, spez}	1,8 [g/(E·d)]
BSB ₅ -Fracht im Zulauf zur KA	B _{d, BSB, Z}	7800 [kg/d]
CSB-Fracht im Zulauf zur KA	B _{d, CSB, Z}	15.600 [kg/d]
TS-Fracht im Zulauf zur KA	B _{d, TS, Z}	9100 [kg/d]
TKN-Fracht im Zulauf zur KA	B _{d, TKN, Z}	1430 [kg/d]
P-Fracht im Zulauf zur KA	B _{d, P, Z}	234 [kg/d]

5.2. Bemessung der Vorklärung

Die Bemessung der Vorklärung erfolgte in enger Anlehnung an das Handbuch „Energie in Kläranlagen“. Da sowohl die Einwohnerbelastung, als auch die Wassermengen identisch sind, konnte die Vorklärung gleich dimensioniert werden. Variable Parameter wie zum Beispiel Aufenthaltszeit oder Beckenabmessungen wurden nach Vorbild des Handbuchs gewählt, können aber bei gewünschten Variationen der Modellanlage angepasst werden. In Tabelle 5-3 kann die Bemessung der Vorklärung nachvollzogen werden.

Tabelle 5-3: Bemessungswerte der Vorklärung

<u>Einwohnerwerte</u>		Bemessung
Einwohnerwerte	E	130.000 [E]
<u>Wassermengen</u>		
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	22.750,00 [m ³ /d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	1489,58 [m ³ /h]
Mischwasserabfluss Jahresmittel	Q_M	31.850,0 [m ³ /d]
maximaler Mischwasserabfluss nach Ausgleichsbecken	Q_M	2789,58 [m ³ /h]
<u>Volumen und Aufenthaltszeit</u>		
Aufenthaltszeit im Vorklärbecken	t_R	0,80 [h]
Oberflächenbeschickung	q_A	3,5 [m/h]
<u>Bemessungsergebnisse</u>		
erforderliches Volumen	$V_{VKB,erf}$	1192 [m ³]
erforderliche Beckenoberfläche	$A_{VKB,erf}$	426 [m ²]
<u>gewählte Abmessungen</u>		
Anzahl der Becken	n	2,00 [stk]
Länge Vorklärbecken	l_{VKB}	30,00 [m]
Breite Vorklärbecken	b_{VKB}	8,00 [m]
Tiefe Vorklärbecken	h_{VKB}	2,60 [m]
Volumen Vorklärbecken	V_{VKB}	1248 [m ³]
Oberfläche Vorklärbecken	A_{VKB}	480 [m ²]

Durch den Betrieb der Vorklärung werden die Schmutzfrachten im Zulauf zur Belebungsstufe verringert. Je nach Aufenthaltszeit innerhalb der Vorklärung verändern sich die Eliminationsraten. Bei einer gewählten Aufenthaltszeit von 0,8 h und unter Berücksichtigung der Rückbelastung mit Prozesswässern aus der Schlammbehandlung (15 % bezogen auf TKN-Fracht im Zulauf der Vorklärung) ergeben sich im Zulauf der Belebung die folgenden, in Tabelle 5-4 tabellierten Frachten.

Tabelle 5-4: Elimination in der Vorklärung und Frachten zum Belebungsbecken

Eliminationsraten inkl. Berücksichtigung Rückbelastung		
BSB ₅ -Elimination	η_{BSB}	23,00 [%]
CSB-Elimination	η_{CSB}	23,00 [%]
TS-Elimination	η_{TS}	46,00 [%]
TKN-Elimination	η_{TKN}	-7,68 [%]
NH ₄ -N-Elimination	η_{NH4}	0,00 [%]
org. N-Elimination	η_{orgN}	23,00 [%]
P-Elimination	η_P	13,00 [%]
Schmutzfrachten im Zulauf zur Belebung inkl. Berücksichtigung Rückbelastung		
BSB ₅ -Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,BSB,ZB}$	6.006,00 [kg/d]
CSB-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,CSB,ZB}$	12.012,00 [kg/d]
TS-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,TS,ZB}$	4.914,00 [kg/d]
TKN-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,TKN,ZB}$	1.539,85 [kg/d]
NH ₄ -N-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,NH4,ZB}$	975,00 [kg/d]
org. N-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,orgN,ZB}$	350,35 [kg/d]
P-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,P,ZB}$	203,58 [kg/d]

5.3. Bemessung der biologischen Stufe

Wie auch im Handbuch „Energie in Kläranlagen“ und nach Empfehlung des Handbuchs „Abwasserreinigung mit Membrantechnik“ [MUNLV, 2006], wurde das Volumen des Belebungsbeckens mittels Hochschulgruppenansatz berechnet [BÖHNKE, 1989; DOHMANN, 1993]. Der TS-Gehalt im Ablauf des Belebungsbeckens wurde in Anlehnung an die Literaturangaben [MUNLV, 2006] zu 10 g/l gewählt. Die Berechnungen zur Auslegung der Belebung beziehen sich auf eine Temperatur von 12°C. Die Stickstoffrückbelastung im Zulauf zur Belebungsstufe wurde mit 15 % der TKN-Fracht im Zulauf zur Vorklärung angesetzt. Die vollständigen Berechnungstabellen zum Hochschulgruppenansatz inkl. aller Berechnungsparameter befinden sich im Anhang A4. In Tabelle 5-5 sind die Ergebnisse der Bemessung zusammengestellt. In einer alternativen Modellanlage wird zum Vergleich eine Modellanlage mit aerober Stabilisierung ohne Vorklärung und Faulung betrachtet. Dies wird in den folgenden Kapiteln beschrieben.

Tabelle 5-5: Bemessung des erforderlichen Belebungsbeckenvolumens nach HSG für die Anlage mit 130.000 E Ausbaugröße und Vorklärung

Berechnung der Beckenvolumina		
zu nitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{n,m}$	59,96 [mg/l]
Hilfsgröße P	P	209,94 [g/m ³]
Raumbeschickung	q_R	1,717 [m ³ /(m ³ ·d)]
erforderliches Gesamtvolumen der Belebung	V	13.248,0 [m ³]
erforderliches aerobes Volumen der Belebung	V_N	5.411 [m ³]
erforderliches anoxisches Volumen der Belebung	V_D	7.837 [m ³]

Das Belebungsbecken teilt sich in eine Denitrifikations- und eine Nitrifikationszone auf.

5.4. Auslegung der Membranstufe

Der Energiebedarf der Membranstufe hängt unmittelbar von den Eigenschaften und Anforderungen der eingesetzten Membranmodule ab. Die Arten der Membranen variieren zwischen flachen Membranen wie z.B. dem Plattenmodul oder Wickelmodul und auch rohrförmigen Membranen wie z.B. Hohlfaser-, Kapillar- oder Rohrmodul. Aus den modulabhängigen Spezifikationen resultieren unterschiedliche Vorgaben für Flussraten, Cross-Flow-Belüftungsintensitäten, spez. Sauerstoffeinträgen, Rückspülbedarf etc. Tabelle 5-6 und Tabelle 5-7 stellen die wichtigsten Verfahrensparameter der Membrane einander gegenübergestellt:

Tabelle 5-6: Vergleich von Membranmodulen (1)

Hersteller	Art der Membran [-]	Sauerstoffeintrag im Reinwasser [g O ₂ /(Nm ³ ·m)]	Üblicher Bruttofluss [l/(m ² ·h)]
Zenon	Hohlfaser	ca. 6,4	ca. 9,1 – 26,9
Kubota	Platten	ca. 5,5	ca. 20 - 30
A3	Platten	ca. 12,5	ca. 10 – 30
Microdyn Nadir	Platten	ca. 12,0 (3,0)	ca. 15 – 40 (28,5)
Toray	Platten	ca. 9,0 – 12,0	ca. 9 – 23,8

Tabelle 5-7: Vergleich von Membranmodulen (2)

Hersteller	Filtrieren [min]	Relaxation oder Rückspülen [min]	Rückspülfaktor [-]*	spez. Luftmenge [m ³ /(m ² ·h)]
Zenon	11	1	1,5	0,27
Kubota	9	1	0	0,75
A3	8 - 10	2	0	0,24 - 0,29
Microdyn - Nadir	8,5	1 - 1,5	0,3 – 1,0	0,2 - 0,35
Toray	9	1	0	0,32

Für die Anordnung der Module gibt es zwei Möglichkeiten, entweder im Nitrifikationsbereich der Belebungsbecken integriert oder in separaten Membranbecken, dem Belebungsbecken nachgeschaltet. Für die Auslegung der Modellanlage wird davon ausgegangen, dass sich die Membranmodule separat in einem eigenen Becken befinden.

Ein wichtiger Faktor zur Auslegung der Membrananlage ist der Fluss, mit dem die Anlage betrieben wird. Er ist definiert als der auf die Fläche bezogene Volumenstrom in L/(m²·h). Für die Charakterisierung des Energiebedarfs müssen zunächst die beiden Arten von Flüssen differenziert werden. Ein Filtrationszyklus besteht aus einer Zeitspanne, in der die Permeatpumpen das Filtrat absaugen, und aus einer Dauer, in der weiter belüftet wird, die Filtration jedoch unterbrochen (Relaxation) oder je nach Modulart mit Filtrat zurückgespült wird. Diese Phase dient zur Begrenzung der Deckschicht auf der Membranoberfläche. Die beiden verschiedenen zu unterscheidenden Flüsse sind somit: Der Nettofluss, der die Pausen- oder Rückspülzeiten berücksichtigt und geringer ist als der Bruttofluss, der sich nur auf den Filtrationsvorgang bezieht. Der Rückspülfaktor bezeichnet den Quotienten aus der Rückspülwassermenge und der Netto-Wassermenge. Er wird bei der Betrachtung des Zyklus aus Filtrieren und Rückspülen benötigt.

Der Auslegungswert (netto), der im Handbuch „Membrantechnik für die Abwasserreinigung“ [MUNLV, 2006] genannt wird, beträgt von 25 L/(m² h). Dieser wird auch für die Modellanlage verwendet. Ein zu hoch angesetzter Nettofluss könnte den spezifischen Energiebedarf der Modellanlage unrealistisch niedrig erscheinen lassen. Durch die nach Handbuch berechneten Wassermengen und die Angabe des Flusses kann nun die Membranfläche bemessen werden. Die Ergebnisse sind in Tabelle 5-8 dargestellt, die gewählten Membranparameter in Tabelle 5-9.

Tabelle 5-8: Dimensionierung der Membranfiltration

<u>Wassermengen</u>		
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	22.750 [m ³ /d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	413,77 [l/s]
maximaler Mischwasserabfluss nach Ausgleichsbecken	Q_M	774,88 [l/s]
<u>Eingabedaten</u>		
Bemessungsfluss bei 10 °C (netto)	$v_{F,netto}$	25,0 [l/(m ² ·h)]
Zuschlag für Reingung etc. (für Brutto-Fläche)	F	1,00 [-]
Packungsdichte Module im eingebauten Zustand	V_{Pack}	11 [m ² /m ³]
spez. Luftbedarf Crossflow	$Q_{L,CF,s}$	0,35 [Nm ³ /(m ² ·h)]
<u>Rezirkulation und TS-Gehalt</u>		
TS-Gehalt Belebung	TS_R	10,00 [g/l]
Rezirkulationsverhältnis	RZ	6 [-]
TS-Gehalt Membranbecken	TS_{MBR}	11,67 [g/l]
<u>Bemessung Membran</u>		
erforderliche Membranfläche	A_M	111.583 [m ²]
erforderliches Volumen Membrantank	V_M	9.990 [m ³]
Luftbedarf Crossflow	$Q_{L,CF}$	39.054 [Nm ³ /h]

Gewählt: Nettofluss: $v_{F, netto} = 25,0 \text{ L}/(\text{m}^2 \text{ h})$

Dadurch lässt sich die erforderliche Membranfläche wie folgt ermitteln:

$$\begin{aligned}
 A_M &= Q_M \cdot 3.600 / v_{F, netto} \\
 &= 774,88 \cdot 3.600 / 25,0 = 111.583 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Tabelle 5-9: gewählte Membranparameter

Parameter		
Nettofluss	25	[L/(m ² h)]
Spez. Luftbedarf	0,35	[Nm ³ /(m ² ·h)]
Rückspülfaktor	0,3	[-]

5.5. Berechnung des Energiebedarfs

Zur Bestimmung des gesamten Energiebedarfs der Modellanlage inklusive der Membranstufe werden die einzelnen Hauptverbraucher genauer betrachtet. Entgegen der bisherigen Anlagenbemessung mit 130.000 E wird die Modellanlage für die Energiebetrachtung mit der potenziellen Anschlussgröße von 100.000 E betrachtet. In der Praxis werden Kläranlagen grundsätzlich mit einer größeren Kapazität ausgelegt, als es

den real angeschlossenen Einwohnerwerten entspricht, um Pufferkapazitäten für extreme Belastungsfälle zu haben. Die zugrunde liegenden Wassermengen für 100.000 E werden in Tabelle 5-10 dargestellt. Verwendet wird für die weiteren Berechnungen der Mischwasserabfluss im Jahresmittel $Q_{M,d,aM}$. Im Folgenden wird nicht der Energiebedarf jedes einzelnen Aggregates in die Einheit kWh/(E a) umgerechnet sondern nur bei der Zusammenstellung des Gesamtenergiebedarfs.

Tabelle 5-10: Wassermengen für Mischwasserabfluss bei 100.000 E

<u>Einwohnerwerte</u>		Anschluss
Einwohnerwerte	E	100.000 [E]
<u>Wassermengen</u>		
Schmutzwasseranfall	q_s	140 [l/(E·d)]
Fremdwasseranfall	q_f	35 [l/(E·d)]
Niederschlagswasser	q_r	70 [l/(E·d)]
Jahreswassermenge Trockenwetter	Q_T	6.387.500 [m³/a]
Jahreswassermenge Mischwasser	Q_M	8.942.500 [m³/a]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	14.000 [m³/d]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	3.500 [m³/d]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	7.000 [m³/d]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	162,04 [l/s]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	40,51 [l/s]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	81,02 [l/s]
Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,aM}$	202,55 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,aM}$	283,56 [l/s]
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	17.500 [m³/d]
täglicher Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	24.500 [m³/d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	318,29 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	24.500 [m³/d]
maximaler Mischwasserabfluss	$Q_{M,max}$	596,06 [l/s]

5.5.1. Hebewerke

Das ankommende Abwasser muss zunächst häufig aus topografischen Gründen angehoben werden. Für Abwasserhebwerke im Zulauf der Kläranlage wird im Handbuch „Energie in Kläranlagen“ [MURL, 1999] bereits eine Aussage zum Energiebedarf getroffen. Für eine dort angenommene Förderhöhe von 3 m ergibt sich:

$$E_{\text{spez, H}} = 13,9 \text{ Wh/m}^3$$

Zum Vergleich wird der Energiebedarf des Hebewerks nach der allgemeinen Formel zur Ermittlung des Leistungsbedarfs von Pumpen berechnet. Diese lautet

$$P = (g \cdot Q \cdot h) / \eta$$

wobei die Erdbeschleunigung $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ bekannt ist. Als Wassermenge wird die gegebene Jahreswassermenge bei Mischwasserabfluss verwendet.

$$Q_a = 8.942.500 \text{ m}^3/\text{a} \text{ bzw. } 0,28 \text{ m}^3/\text{s}$$

Die Förderhöhe wird an dieser Stelle nach Angaben im Handbuch „Energie in Kläranlagen“ [MURL, 1999] zu 3 m gewählt:

$$h = 3 \text{ m}$$

Der Gesamtwirkungsgrad des Hebewerkes wird zu 60 % angesetzt. Somit ergibt sich für den Energiebedarf des Hebewerkes:

$$\begin{aligned} P &= (9,81 \cdot 0,28 \cdot 3) / 0,6 \\ &= 13,9 \text{ kW} \end{aligned}$$

Dies bezogen auf die Jahreswassermenge ergibt demnach einen spezifischen Energiebedarf von:

$$E_{\text{spez,H}} = 13,63 \text{ Wh/m}^3$$

Dieser berechnete Wert stimmt mit dem Wert des Handbuchs in der Größenordnung überein. Für die weiteren Berechnungen wird der ermittelte Wert verwendet.

5.5.2. Rechen

Für Rechen und Sandfang finden sich im Handbuch “Energie in Kläranlagen” [MURL, 1999] bereits errechnete spezifische Energiebedarfszahlen. Diese können übernommen werden.

Für eine Rechenanlage inklusive Räumern, Rechenguttransport, -entwässerung und -wäsche wird im Handbuch [MURL, 1999] folgender Wertebereich vorgeschlagen:

$$E_{\text{spez,R}} = 0,5 - 1,5 \text{ Wh/m}^3$$

Im Mittel wird ein Bedarfswert gewählt von:

$$E_{\text{spez,R}} = 0,8 \text{ Wh/m}^3$$

5.5.3. Sandfang

Ein belüfteter Sandfang inklusive Gebläse, Räumern, Entnahmepumpe und Wäsche verbraucht laut Handbuch [MURL, 1999]:

$$E_{\text{spez,SF}} = 5,5 \text{ Wh/m}^3$$

Durch Bestimmung des Energiebedarfs der aufgelisteten, einzelnen Verbraucher ergibt sich für die Modellanlage von 100.000 E ein Gesamtbedarf des Sandfangs von:

$$E_{\text{spez, SF}} = 5,1 \text{ Wh/m}^3$$

Dabei entfallen auf das Gebläse $2,9 \text{ Wh/m}^3$, auf den Räumler $0,3 \text{ Wh/m}^3$, auf die Entnahmepumpen $0,7 \text{ Wh/m}^3$ und auf die Sandwäsche $1,2 \text{ Wh/m}^3$. Da sich der berechnete Wert mit dem gegebenen Wert des Handbuchs nahezu deckt, wird dieser Wert ($5,1 \text{ Wh/m}^3$) auch für die weitere Betrachtung verwendet.

5.5.4. Membranfiltration

Membranbelüftung

Die Belüftung der Membranmodule erzeugt eine Cross-Flow-Strömung und sorgt damit für eine Begrenzung der Deckschichtbildung. Energetisch betrachtet verursachen diese Gebläse den größten Anteil des Energiebedarfs. Während eines Filtrationszyklus wechseln sich Filtrations- und Rückspül- bzw. Relaxationsphasen zur Reinigung der Membranen ab. Die Anforderung der verschiedenen Membranstraßen erfolgt in Abhängigkeit der Zulaufmenge. Ist eine Straße angefordert, erfolgt die Regelung des Permeatabzugs in Abhängigkeit des Höhenstandes im jeweiligen Becken. Es wird bis zum Erreichen eines definierten minimalen Wasserstandes filtriert, danach wird pausiert, bis bei Erreichen eines definierten maximalen Wasserspiegels der Filtrationszyklus erneut beginnt. Unmittelbar vor dem Starten und nach dem Ende des Filtrationszyklus erfolgt noch eine Vor- bzw. Nachbelüftung. Ziel ist es, während der Filtrationszyklen mit einem möglichst hohen Fluss zu filtrieren, um die Laufzeit der Membrangebläse zu minimieren.

Die Belüftung der Membranen erfolgt ursprünglich über die gesamte Membranfläche. Um Energiekosten durch Reduzierung der Luftmenge zu senken, können Hohlfasermembranen jedoch auch im Air-Cycling-Verfahren betrieben werden, wobei abwechselnd nur eine Hälfte eines Moduls belüftet wird. Hierbei wird die Luft wechselweise den beiden Anschlüssen einer Kassette für 10 Sekunden zugeleitet. Die zugehörigen Air-Cycling-Klappen werden abwechselnd geöffnet bzw. geschlossen, während über die gesamte Fläche filtriert wird. Die dynamische Umwälzung der Wassermasse wird dadurch nicht beeinträchtigt. Ein 10 s / 30 s-Rhythmus ist erst mit den Modulen neuerer Generation realisierbar. Die in Tabelle 5-7 genannten spezifischen Luftmengen unterstellen für die Hohlfasermodule bereits den Air-Cycling-Betrieb.

Zu beachten ist zusätzlich, dass durch den Eintrag der Luft mittels Crossflow-Belüftung ein gewisser Anteil der erforderlichen Sauerstoffmenge für die Belebung gedeckt wird. Auf diesen Aspekt wird im weiteren Verlauf genauer eingegangen.

Für die Berechnung des Energiebedarfs wird die spezifische Luftmenge gewählt zu:

$$Q_{L,M, \text{spez}} = 0,35 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

Mit der benötigten Membranfläche A_M lässt sich daraus die benötigte Luftmenge bestimmen:

$$\begin{aligned} Q_{L,CF} &= A_M \cdot 0,35 \\ &= 111.583 \cdot 0,35 = 39.054 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

Die Formel zur Berechnung der Gebläseleistung lautet nach dem Handbuch „Energie in Kläranlagen“ [MURL, 1999] wie folgt:

$$P = (Q_{L,CF, \text{str}} \cdot \Delta p \cdot g) / \eta_G$$

Der Wirkungsgrad η_G wird nach Handbuchangaben zu 60 % gewählt. Die Einblastiefe, und somit das Δp wird gewählt zu:

$$\Delta p = 3,50 \text{ m}$$

Die gesamte notwendige Gebläseleistung berechnet sich demnach zu

$$P_{CF} = (39.054 \cdot 3,50 \cdot 9,81) / (0,6 \cdot 3.600) = 621 \text{ kW}$$

Die Filtrationsdauer ist für die Energiebilanz der Membranbelebung von großer Bedeutung. Um das Permeat filtrieren zu können, müssen die Membranen belüftet werden. Bei der Ermittlung der Gebläselaufzeit ist die Vor- und Nachbelüftungszeit (ca. 1 Minute vor und 0,5 Minuten nach der Filtration) zu berücksichtigen. Welchen Einfluss diese hat, ist maßgeblich von der mittleren Filtrationsdauer abhängig, die aber theoretisch nicht zu ermitteln ist. Für die weitere Betrachtung wird diese zu zwei Zyklen mit jeweils 8,5 Minuten Länge und einer Pause von 1,5 Minuten zwischen den Filtrationszyklen festgelegt.

Wie im Folgenden noch gezeigt wird, ergeben sich für die energetischen Betrachtungen der Membranstufe wesentliche Unterschiede bei Trocken- und bei Regenwetter, da bei Regenwetter theoretisch der gesamte Sauerstoffbedarf der Belebung aus den Membrangebläsen gedeckt wird. Generalisierte Aussagen zu den hydraulischen Belastungssituationen verschiedener bestehender MBR-Anlagen sind nur schwierig machbar. Die im Folgenden ermittelten spezifischen Energiebedarfswerte beziehen sich daher immer auf den Mischwasserabfluss im Jahresmittel. Bei Trockenwetter werden höhere spezifische Energiebedarfswerte erwartet.

Die tägliche Laufzeit der Membrangebläse lässt sich unter den genannten Voraussetzungen anhand der Wassermenge und des Nettoflusses wie folgt bestimmen:

$$\begin{aligned} t_{G,CF} &= Q_{M,d,aM} / (A_M \cdot v_{F, \text{netto}} / 1.000) \cdot (1 + (8,5 + 1,5 + 8,5) + 0,5) / 18,5 \\ t_{G,CF} &= 24.500 / (111.583 \cdot 25 / 1.000) \cdot 20 / 18,5 = 9,49 \text{ h/d} \end{aligned}$$

Durch die errechnete gesamte Gebläseleistung und die Gebläselaufzeit eines Tages ist es nun möglich den Jahresenergiebedarf der Membrangebläse zu berechnen:

$$E_{a,CF} = P_{CF} \cdot t_{G,CF} \cdot 365$$

$$= 621 \cdot 9,49 \cdot 365 = 2.151.275 \text{ kWh/a}$$

In Abhängigkeit von der Jahreswassermenge bei Mischwasserabfluss ergibt sich der spezifische Energiebedarf.

$$E_{\text{spez, CF}} = E_{a,CF} / (Q_{M,d,aM} \cdot 365)$$

$$= 2.151.275 / (24.500 \cdot 365) = 0,24 \text{ kWh/m}^3$$

$$= 240,57 \text{ Wh/m}^3$$

Permeatabzug

Die Betrachtung der Permeatpumpen der Modellanlage wird unterteilt in die Arbeitsschritte Filtrieren und Rückspülen bzw. Relaxation. Der Energiebedarf jedes Vorganges wird zunächst einzeln berechnet und im Anschluss addiert.

Um die Leistung und anschließend die Energieaufnahme der Permeatpumpen bestimmen zu können, wird zuerst das Verhältnis von Brutto- zu Nettofluss genauer betrachtet. Eine Filtrationsphase der Membranstufe wird aus Tabelle 5-7 zu 8,50 Minuten gewählt, die Dauer der Rückspülphase zu 1,50 Minuten.

Ermittlung des Brutto/Netto-Verhältnisses:

Der Nettofluss ist mit $v_{F, \text{netto}} = 25,0 \text{ L/(m}^2 \text{ h)}$ gegeben. Der Rückspülfaktor ebenfalls aus Tabelle 5-9 zu 0,3 gewählt. Dies bedeutet, dass mit einem Fluss, der dem 0,3-fachen des zuletzt zur Filtration genutzten entspricht, zurückgespült wird.

$$v_{F, \text{netto}} = 25,0 \text{ L/(m}^2 \text{ h)} = 0,42 \text{ L/(m}^2 \text{ min)}$$

$$\text{RSF} = 0,3$$

$$t_F = 8,50 \text{ min}$$

$$t_{RS} = 1,50 \text{ min}$$

Zur Berechnung des Brutto/Netto-Verhältnisses wird folgende Formel verwendet:

$$v_{F, \text{brutto}} / v_{F, \text{netto}} = (t_{RS} + t_F) / (t_F - t_{RS} \cdot \text{RSF})$$

Bei gegebenem Nettofluss lässt sich die Formel umstellen nach

$$v_{F, \text{brutto}} = (t_{RS} + t_F) \cdot v_{F, \text{netto}} / (t_F - t_{RS} \cdot \text{RSF})$$

$$v_{F, \text{brutto}} = (1,50 + 8,50) \cdot 0,42 / (8,50 - 1,50 \cdot 0,3)$$

$$= 0,52 \text{ L/(m}^2 \text{ min)}$$

$$v_{F, \text{brutto}} = 31,06 \text{ L/(m}^2 \text{ h)}$$

Das Verhältnis Brutto-/Nettofluss beträgt somit:

$$v_{F, \text{brutto}} / v_{F, \text{netto}} = 31,06 / 25 = 1,24$$

Aus diesen Angaben lässt sich zunächst der Rückspülfluss bestimmen

$$v_{F, \text{RS}} = v_{F, \text{brutto}} \cdot \text{RSF}$$

$$v_{F, \text{RS}} = 0,52 \cdot 0,3 = 0,16 \text{ L/(m}^2 \text{ min)}$$

Durch Angabe der Brutto- und Nettoflüsse sowie der Filtrations- und Rückspülzeiten lassen sich weiterhin auch die während eines Filtrationszyklus pro Flächeneinheit filtrierte Wassermengen berechnen:

$$\begin{aligned} V_{\text{netto}} &= v_{F, \text{netto}} \cdot (t_{\text{RS}} + t_{\text{F}}) \\ &= 0,42 \cdot (1,50 + 8,50) = 4,17 \text{ L/m}^2 \end{aligned}$$

Die Durchflussmenge während der Filtrationsphase beträgt:

$$V_{\text{F}} = v_{F, \text{brutto}} \cdot t_{\text{F}} = 0,52 \cdot 8,50 = 4,40 \text{ L/m}^2$$

Die Durchflussmenge während der Rückspülphase beträgt:

$$V_{\text{RS}} = v_{F, \text{RS}} \cdot t_{\text{RS}}$$

$$V_{\text{RS}} = 0,16 \cdot 1,50 = 0,23 \text{ L/m}^2$$

Anmerkung: Bei den hier bestimmten Filtrations- und Rückspülzeiten und den darauf basierenden Flüssen handelt es sich um theoretische Werte, die zur Abbildung der idealen Modellanlage herangezogen wurden. In der Realität können diese Werte aufgrund von Verzögerungen durch Schaltvorgänge (Schieber, Anlaufzeiten Pumpen etc.) nicht erreicht werden. Je nach Anlagenkonfiguration und Komplexität verkürzen sich damit die Intervalle in denen effektiv filtriert oder rückgespült wird, bzw. wird das volle Rückspülverhältnis von 0,3 gar nicht erreicht. Diese Parameter sind also in höchstem Maße von der jeweiligen Anlagenkonfiguration abhängig und können in der theoretischen Modellanlage nur sehr schwer bzw. gar nicht abgebildet werden. Die hier ermittelten Werte sind als Optimalwerte zu verstehen, die in der Realität höchstwahrscheinlich nicht erreicht werden können sondern nur als Orientierung zu verstehen sind. Für Anlagen ohne Rückspülung die nur mit Relaxationszeiten arbeiten, wird der Rückspülfaktor zu 0 gesetzt (siehe Tabelle 5-7)

Filtrieren:

Um den Energiebedarf der Permeatpumpen während des Abzugvorgangs zu bestimmen, muss zunächst der Durchfluss, bezogen auf die Mischwassertagesmenge im Jahresmittel, bestimmt werden. Durch das Brutto/Netto-Verhältnis lässt sich die veränderte Wassermenge berechnen

$$Q_{\text{BNV}} = Q_{\text{M,d,aM}} \cdot \text{BNV}$$

$$Q_{\text{BNV}} = 24.500 \cdot 1,24 = 30.435 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{F,BNV} = Q_{BNV} / (24 \cdot 3.600)$$

$$Q_{F,BNV} = 30.435 / (24 \cdot 3.600) = 0,35 \text{ m}^3/\text{s}$$

Der Saugdruck der Permeatpumpen wird gemäß Erfahrungswerten realer Anlagen gewählt zu:

$$\Delta p_s = 0,12 \text{ bar} = 1,20 \text{ m}$$

Der Gesamtwirkungsgrad wird hier zu 60 % gewählt. Durch diese Angaben lassen sich nun die erforderliche Leistung und Energie des Abpumpvorganges bestimmen:

$$P_{PP} = (\Delta p_s \cdot Q_{F,BNV} \cdot g) / \eta_G$$

$$P_{PP,1} = (1,20 \cdot 0,35 \cdot 9,81) / 0,6 = 6,91 \text{ kW}$$

$$E_{d,PP,1} = 24 \cdot P_{PP,1} = 24 \cdot 6,91 = 166 \text{ kWh/d}$$

$$E_{\text{spez,PP,1}} = 166 / 24.500 = 0,0068 \text{ kWh/m}^3$$

$$= 6,77 \text{ Wh/m}^3$$

Rückspülen

Für den Vorgang des Rückspülens muss speziell das Rückspülverhältnis bestimmt werden. Dazu wird der Quotienten aus Rückspülwassermenge und Netto-Wassermenge berechnet.

Betrachtet man einen Zyklus aus Filtern und Rückspülen, wie unter Ermittlung des Brutto-Netto-Verhältnisses dargestellt wurde, so lässt sich daraus das Rückspülverhältnis eines Zyklus bestimmen:

$$RSV = V_{RS} / V_{\text{netto}}$$

$$RSV = 0,16 / 4,17 = 0,056$$

Die reduzierte Jahreswassermenge der Rückspülzyklen beträgt somit:

$$Q_{RSV} = Q_{M,d,aM} \cdot 365 \cdot RSV$$

$$Q_{RSV} = 24.500 \cdot 365 \cdot 0,056 = 499.891 \text{ m}^3/\text{a}$$

der Durchfluss somit

$$Q_{F,RSV} = Q_{RV} / (365 \cdot 24 \cdot 3.600)$$

$$Q_{F,RSV} = 499.894 / (365 \cdot 24 \cdot 3.600) = 0,02 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Der Spüldruck während der Rückspülphase liegt deutlich über dem mittleren Saugdruck:

$$\Delta p_{sp} = 0,25 \text{ bar} = 2,50 \text{ m}$$

$$P_{PP,2} = (\Delta p_{sp} \cdot Q_{F,RSV} \cdot g) / \eta_G$$

$$P_{PP,2} = (2,50 \cdot 0,02 \cdot 9,81) / 0,6 = 0,65 \text{ kW}$$

$$E_{d,PP,2} = 24 \cdot P_{PP,2} = 24 \cdot 0,65 = 16 \text{ kWh/d}$$

$$E_{spez,PP,2} = 16 / 24.500 = 0,635 \text{ Wh/m}^3$$

Der gesamte Energiebedarf der Permeatpumpen setzt sich nun als Summe der einzelnen spezifischen Energiewerte aus Filtrieren und Rückspülen zusammen:

$$\begin{aligned} E_{spez,PP} &= E_{spez,PP,1} + E_{spez,PP,2} \\ &= 6,77 + 0,635 = 7,4 \text{ Wh/m}^3 \end{aligned}$$

5.5.5. Rezirkulation

Die Auslegung der Rezirkulationspumpen erfolgt in Abhängigkeit der Abwassermenge bei mittlerem Mischwasserzufluss. Bei der Modellanlage werden eine vorgeschaltete Denitrifikation sowie eine separate Anordnung der Membranmodule gewählt. Daraus ergibt sich, dass neben der internen Rezirkulation innerhalb des Belebungsbeckens zwischen Nitrifikation und Denitrifikation zusätzlich noch eine Rezirkulation aus der Membranfiltration in die Belebung erfolgt.

Interne Rezirkulation

Für die interne Rezirkulation innerhalb des Belebungsbeckens werden folgende Ausgangswerte angenommen (siehe MURL, 1999):

$$Q_d = 24.500 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$h = 0,5 \text{ m}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\eta_G = 70 \%$$

$$RZ = 3$$

$$Q_{a,RZ} = Q_a \cdot RZ = 24.500 \cdot 3 = 73.500 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\begin{aligned} Q_{RZ} &= Q_{a,RZ} / (24 \cdot 3.600) \\ &= 73.500 / (24 \cdot 3.600) \\ &= 0,85 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Daraus lässt sich die benötigte Leistung berechnen zu

$$\begin{aligned} P_{RZ} &= (h \cdot Q_{RZ} \cdot g) / \eta_G \\ &= (0,5 \cdot 0,85 \cdot 9,81) / 0,7 = 5,96 \text{ kW} \end{aligned}$$

und anschließend umwandeln in die benötigte spezifische Energie

$$E_{a,RZ} = 24 \cdot 5,96 = 143 \text{ kWh/d}$$

$$E_{spez,RZ} = 143 / 24.500 = 5,84 \text{ Wh/m}^3$$

Externe Rezirkulation

Die Rezirkulation des belebten Schlammes aus der Membranfiltration zurück in die Belebung wird analog berechnet. Einige Ausgangswerte wie Förderhöhe und Rezirkulationsverhältnis werden leicht abgeändert.

Zur Begrenzung des TS-Gradienten innerhalb der Anlage und um unnötig hohe TS-Gehalte im Membranbelebungsbecken zu vermeiden, wird ein für Membranbelebungsanlagen übliches Rezirkulationsverhältnis von 6 der energetischen Beurteilung zu Grunde gelegt. Ein Wirkungsgrad von 70 % wurde angenommen.

$$\begin{aligned}
 Q_d &= 24.500 \text{ m}^3/\text{d} \\
 h &= 0,5 \text{ m} \\
 g &= 9,81 \text{ m/s}^2 \\
 \eta_G &= 70 \% \\
 RZ &= 6 \\
 Q_{a,RZ} &= Q_a \cdot RZ = 24.500 \cdot 6 = 147.000 \text{ m}^3/\text{d} \\
 Q_{RZ} &= Q_{a,RZ} / (24 \cdot 3.600) \\
 &= 147.000 / (24 \cdot 3.600) \\
 &= 1,7 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Daraus lässt sich die benötigte Leistung berechnen zu

$$\begin{aligned}
 P_{RZ} &= (h \cdot Q_{RZ} \cdot g) / \eta_G \\
 &= (0,5 \cdot 1,7 \cdot 9,81) / 0,7 = 11,92 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

und anschließend umwandeln in die benötigte spezifische Energie

$$\begin{aligned}
 E_{a,RZ} &= 24 \cdot 11,92 = 286 \text{ kWh/d} \\
 E_{\text{spez},RZ} &= 286 / 24.500 = 11,68 \text{ Wh/m}^3
 \end{aligned}$$

5.5.6. Belüftung Belebungsbecken

Der erforderliche Sauerstoffbedarf des Belebungsbeckens wird zum Teil bereits durch die Crossflow-Belüftung der Membranmodule gedeckt. Es muss also nicht mehr die gesamte Sauerstoffmenge durch die Belebungsgebläse gestellt werden, sondern die erforderliche Gesamtsauerstoffmenge abzüglich des anrechenbaren Sauerstoffs der Membrangebläse. Auch hier sind die unterschiedlichen Belüftungsstrategien der Membranmodule zu betrachten.

Die von den 10 Membrangebläsen eingetragene Luftmenge eines Tages wird in Abhängigkeit der Gebläselaufzeit bestimmt zu:

$$Q_{L,d} = Q_{L,CF} \cdot t_G = 39.054 \cdot 9,49 = 370.811 \text{ m}^3/\text{d}$$

Laut Literaturangaben [KRAUSE, 2005] beträgt der Sauerstoffeintrag der Crossflow-Belüftung eines MBR mit Hohlfasermodule unter Betriebsbedingungen $3,5 \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{m})$.

$$\alpha OC_{L,h} = 3,5 \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{m})$$

Mit diesem Wert lässt sich die Sauerstoffmenge bestimmen, die mit der Luftmenge über die Membrangebläse eingetragen wird. Die Einblastiefe der Luft wird zu $h_E = 3 \text{ m}$ gewählt und die Sauerstoffmenge der Crossflow-Belüftung eines Tages lässt sich anschließend berechnen zu:

$$\begin{aligned} \alpha OC_{CF} &= \alpha OC_{L,h} \cdot h_E \cdot Q_{L,d} / 1.000 \\ &= 3,5 \cdot 3 \cdot 370.811 / 1.000 = 3.894 \text{ kg}_{O_2}/\text{d} \end{aligned}$$

Die mittlere täglich erforderliche Sauerstoffzufuhr für eine Temperatur von 12°C wurde nach ATV-DVWK A 131 berechnet zu (detaillierte Tabellen im Anhang A6):

$$\alpha OC_d = 9.503 \text{ kg}_{O_2}/\text{d}$$

Betrachtet man nun den im Mittel stündlich benötigten Sauerstoff, so erhält man:

$$\alpha OC_h = 9.503 / 24 = 396 \text{ kg}_{O_2}/\text{h}$$

Anhand der Filtrationsdauer von 9,44 Stunden am Tag und der Sauerstoffmenge der Crossflow-Belüftung lässt sich ebenfalls der stündliche Eintrag bestimmen:

$$\begin{aligned} \alpha OC_{CF,h} &= \alpha OC_{CF} / t_{G,CF} \\ &= 3.894 / 9,49 = 410 \text{ kg}_{O_2}/\text{h} \end{aligned}$$

Wie erkennbar ist, wird durch die Crossflow-Belüftung pro Stunde mehr Sauerstoff eingetragen als eigentlich benötigt wird und verbraucht werden kann. Die überschüssige Menge Sauerstoff darf nicht angerechnet werden.

Die tatsächlich anrechenbare Sauerstoffmenge ist somit:

$$\alpha OC_{CF,d} = 396 \cdot 9,49 = 3.760 \text{ kg}_{O_2}/\text{d}$$

In das Belebungsbecken muss nun noch folgende Sauerstoffmenge eingetragen werden (sie ergibt sich aus der Differenz dieser zwei Werte):

$$\begin{aligned} \alpha OC_{BB} &= \alpha OC_d - \alpha OC_{CF,d} \\ &= 9.503 - 3.760 = 5.743 \text{ kg}_{O_2}/\text{d} \end{aligned}$$

Um daraus den restlichen fehlenden Luftbedarf für die Belebung zu ermitteln, muss über den Literaturwert der spezifischen Sauerstoffzufuhr zurückgerechnet werden:

$$\begin{aligned} OC_{L,h} &= 18 \text{ g}/(\text{Nm}^3 \cdot \text{m}) \\ OC_{BB} &= \alpha OC_{BB} / \alpha_{BB} \end{aligned}$$

$$OC_{BB} = 5.760 / 0,69 = 8.324$$

$$\begin{aligned} Q_{L,d,Rest} &= OC_{BB} \cdot 1.000 / (h_E \cdot OC_{L,h}) \\ &= 8.324 \cdot 1.000 / (3 \cdot 18) \\ &= 92.488 \text{ Nm}^3/\text{d} \end{aligned}$$

Über die Gebläseformel und unter der Annahme von ca. 1 m Rohrleitungs- und Belüfterverlusten kann der spezifische Energiebedarf der Belebungsgebläse bestimmt werden:

$$\begin{aligned} \eta_G &= 60 \% \\ \Delta p &= 6,0 \text{ m} \\ E_{a, BB} &= Q_{L,d,Rest} \cdot \Delta p / (\eta_G \cdot 367) \\ &= 92.488 \cdot 6 / (0,6 \cdot 367) = 2.520 \text{ kWh/d} \\ E_{spez, BB} &= 2.520 / 24.500 = 102,86 \text{ Wh/m}^3 \end{aligned}$$

5.5.7. Umwälzung/ Rührwerke

Die Auslegung der Rührwerke erfolgt in Abhängigkeit des Denitrifikationsvolumens. Gerundet ergibt das Volumen des gesamten Belebungsbeckens nach Berechnung mit Hochschulgruppenansatz:

$$\begin{aligned} V_{BB} &= 13.248 \text{ m}^3 \\ V_D &= 7.837 \text{ m}^3 \\ V_N &= 5.411 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Im Handbuch "Energie in Kläranlagen" [MURL, 1999] wird für den Energiebedarf der Rührwerke ein Wert zwischen 1,5 und 2 Watt pro m³ Volumen bei optimalen Beckenabmessungen angegeben. Inzwischen wird dieser Wert laut verschiedenen Herstellern auch unterschritten (ca. 1,2 W/m³).

Es ist somit davon auszugehen, dass bei geometrisch optimaler Beckengestaltung in den Denitrifikations- und Variozonen ein Energieeintrag < 2 W/m³ ausreichend ist. Es wird daher der Wert von 1,5 W/m³ angesetzt. Weiterhin wird davon ausgegangen, dass die Variozonen über das gesamte Jahr ohne Belüftung betrieben werden, da gemäß Bemessung ausreichend Nitrifikationsvolumen vorhanden ist.

$$\begin{aligned} E_{d, RW} &= V_D \cdot 1,5 = 7.837 \cdot 1,5 = 11.755 \text{ W/d} \\ &= 282.132 \text{ Wh/d} \end{aligned}$$

Der spezifische Energiebedarf der Rührwerke errechnet sich zu:

$$E_{spez, RW} = E_{d, RW} / Q_{M,d,aM}$$

$$= 282.132 / 24.500$$

$$= 11,52 \text{ Wh/m}^3$$

5.5.8. Infrastruktur

Der Energiebedarf für die Infrastruktur der konventionellen Modellanlage, die in ihrer Größenordnung auch mit der MBR-Modellanlage vergleichbar ist, wird im Handbuch "Energie in Kläranlagen" [MURL, 1999] zu 1,6 kWh/(E a) bestimmt. In diesem Wert sind der Energiebedarf für Licht, Werkstatt, Labor, Trink- und Brauchwasserversorgung, Heizung, Lüftung und Abluftbehandlung enthalten. Dies entspricht bei der Modellanlage somit einem spezifischen Energiebedarf von

$$E_{\text{spez, Inf}} = 17,78 \text{ Wh/m}^3$$

5.5.9. Voreindickung

Für eine vorhandene statische Voreindickung wird laut Handbuch kein Energiebedarf angerechnet. Die Beschickung der statischen Voreindickung ist im Überschussschlammabzug beinhaltet. Somit wird für die Modellanlage lediglich die Eindickung mittels Siebbandeindicker energetisch betrachtet.

Für Siebbänder werden Energiebedarfswerte zwischen 0,2 und 0,4 kWh pro m³ ÜSS angegeben. Bei einem Überschussschlammfall von ca. 340 m³/d errechnet sich ein absoluter Bedarf von 136 kWh/d. Bezogen auf die zufließende Wassermenge heißt dies:

$$E_{\text{spez, Sch}} = 5,54 \text{ Wh/m}^3$$

5.5.10. Stabilisierung

Durch den Betrieb einer Vorklärung und die hohe Zahl an angeschlossenen Einwohnern wird für die Modellanlage eine anaerob - mesophile Stabilisierung im Faulbehälter betrachtet. Laut MURL (1999) wird für die Modellanlage mit 100.000 E ein Faulbehältervolumen von $V = 4.300 \text{ m}^3$ gewählt. Der Energiebedarf der Faulanlage setzt sich aus Pumpen für die Beschickung, Heizschlammumpen zur Förderung des Schlammes über Wärmetauscher und Umwälzung des Faulraumes zusammen. Insgesamt wird im Handbuch für den auf Rohschlamm bezogenen Energiebedarf ein Wertebereich von

$$E_{\text{spez, F}} = 1,6 - 2,3 \text{ kWh/m}^3 \text{ (gewählt 2,0)}$$

angegeben. Es ergibt sich daraus ein absoluter Bedarf von:

$$E_{\text{abs, F}} = 300 \text{ kWh/d}$$

Bezogen auf die Wassermenge entsteht ein spezifischer Bedarf von

$$E_{\text{spez, F}} = 13,50 \text{ Wh/m}^3$$

5.5.11. Entwässerung

Für die Entwässerung des ausgefaulten Schlammes stehen unterschiedliche Varianten zur Verfügung. Es kann zwischen Dekantern, Zentrifugen, Siebbandpressen und Membran- oder Kammerfilterpressen unterschieden werden. Im Rahmen der Energiebetrachtung der Modellanlage wird eine Hochleistungszentrifuge als Entwässerungsaggregat angenommen. Der Energiebedarf bezogen auf die entwässerte Schlammmenge liegt laut Handbuch in einem Wertebereich von

$$E_{\text{abs, Entw}} = 30 - 56 \text{ kWh/ t TR (gewählt 40)}$$

Bei einer Feststoffmenge von ca. 5 t TR/d ergibt sich ein absoluter Bedarf von

$$E_{\text{abs, Entw}} = 200 \text{ kWh/ d}$$

Bezogen auf die Abwassermenge ergibt sich ein spezifischer Energiebedarf von

$$E_{\text{spez, Entw}} = 8,16 \text{ Wh/m}^3$$

5.5.12. Gasertrag

Der zu erwartende Gasertrag der Stabilisierungsstufe hängt weitestgehend von den Eigenschaften des in die Faulung eingetragenen Schlammes ab. Durch die Vorklärung wird abgesetzter Primärschlamm der Faulung zugeführt, durch die Biologie und Membranfiltration zusätzlicher Überschussschlamm. Die jeweiligen Eigenschaften der Schlämme wurden nach Literaturwerten [IMHOFF UND KLAUS, 1999] gewählt, da die durchgeführten kleinmaßstäbigen Laborversuche noch keine belastbaren Werte ergeben haben. In Tabelle 5-11 sind alle Angaben zum Gasanfall und Schlammbeschaffenheit dargestellt.

Tabelle 5-11: Schlammeigenschaften und Gasertrag

		Anschluss
Einwohnerwerte		100.000 [E]
Faulbehältervolumen	V_F	4.300 [m ³]
Aufenthaltszeit Bessungsfall	t_{bem}	20 [d]
Aufenthaltszeit Jahresmittel	t_{mittel}	27 [d]
<u>Gasanfall</u>		
<u>Primärschlamm aus Vorklä rung</u>		
TS Anfall Primärschlamm	TS_{PS}	32 [g/(E·d)]
Fracht TS Primärschlamm	TS_{PS}	3.220 [kg _{TS} /d]
TS Gehalt Primärschlamm	TS_{PS}	2,5 [%]
GV bzw oTS	GV_{PS}	65,0 [%]
Fracht oTS	oTS_{PS}	2.093,0 [kg _{oTS} /d]
Aufenthaltszeit Vorklä rung	t_R	1,0 [h]
Temperatur	T	15,0 [°C]
<u>Schlamm aus BB / Membranfiltration</u>		
Schlammanfall		5,0 [l/(E·d)]
TS Anfall ÜSS	$TS_{ÜSS}$	34 [g/(E·d)]
Fracht TS ÜSS	$TS_{ÜSS}$	3.393 [kg _{TS} /d]
TS Gehalt Überschussschlamm	TS_{PS}	1,0 [%]
GV bzw oTS	$GV_{ÜSS}$	65,0 [%]
Fracht oTS	$oTS_{ÜSS}$	2.205 [kg _{oTS} /d]
<u>Rohschlamm gemischt und statisch eingedickt</u>		
Fracht TS RS	TS_{RS}	6.613 [kg _{TS} /d]
Fracht oTS RS	oTS_{RS}	4.298 [kg _{oTS} /d]
Rohschlammmenge	m_{TS}	6,6 [t TS /d]
TS Gehalt Rohschlamm	TS_{RS}	4 [%]
Rohschlammmenge	Q_{RS}	165 [m ³ /d]
Gasausbeute Richtwert	Gas	400 [l/kg _{oTS}]
Gasproduktion gesamt	Q_{Gas}	1.719 [m ³ /d]

Für die Gasausbeute wird nach Literaturangaben ein Richtwert von 450 L/kg oTS genannt. Dieser wird bei der Betrachtung der Modellanlage aufgrund der vorangehend beschriebenen Faulversuche etwas geringer zu 400 L/kg oTS gewählt.

5.6. Gesamter Energiebedarf für 100.000 E mit Vorklärung/ Faulung

Durch Addition der einzelnen Bedarfswerte lässt sich der gesamte Energiebedarf der Modellanlage ermitteln. In Tabelle 5-12 sind die Verfahrensstufen detailliert aufgelistet.

Tabelle 5-12: Gesamter Energiebedarf der einzelnen Verfahrensstufen für 100.000 E mit Vorklärung/ Faulung

Verbraucher	Wh/m ³	kWh/(E a)
Hebewerk	13,63	1,22
Rechen	0,80	0,07
Sandfang	5,09	0,46
Vorklärung	4,70	0,42
Belüftung Crossflow	240,57	21,51
Rezipumpen intern	5,84	0,52
Rezipumpen Membran	11,68	1,04
Permeatpumpen	7,40	0,66
Belüftung BB	102,86	9,20
Rührwerke	11,52	1,03
Voreindickung	5,54	0,50
Stabilisierung	13,50	1,21
Entwässerung	8,16	0,73
Infrastruktur	17,78	1,59
Gesamt	449	40

Eine prozentuale Aufteilung des Energiebedarfs ist in Bild 5-2 dargestellt:

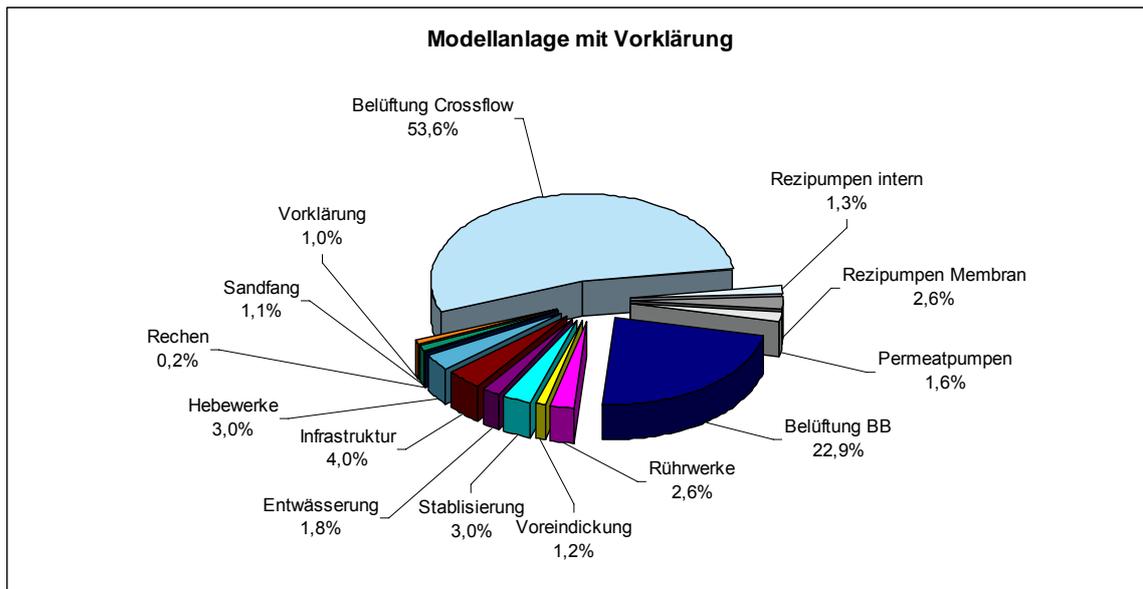


Bild 5-2: Prozentuale Aufteilung des Energiebedarfs auf die einzelnen Verfahrensstufen (100.000 E mit Vorklärung/ Faulung)

Der gesamte Energiebedarf ist nach der aktuellen Bemessung geringer als in der Betrachtung von SIMSHEUSER (2009). Dies ist vor allem darauf zurückzuführen, dass mit der steigenden Zahl der Anlagen technische Optimierungen vor allem im Bereich der Cross-Flow-Belüftung zu einem deutlich geringeren Energiebedarf führen.

5.7. Energieerzeugung durch das BHKW

Das in der Faulung entstehende Gas kann im Anschluss durch den Betrieb eines BHKW's auf der Kläranlage in Strom umgewandelt werden. Die Menge an Energie ist abhängig von den Gaseigenschaften und den Wirkungsgraden des BHKW's. Für die Berechnung der Energieerzeugung innerhalb der Modellanlage wurden Mittelwerte aus Literatur und Betriebserfahrungen verwendet. In Tabelle 5-13 sind die Berechnungsdaten zur Energieerzeugung dargestellt.

Tabelle 5-13: Energieerzeugung durch Blockheizkraftwerk

		Anschluss
Einwohner	E	100.000 [E]
Gasproduktion Faulung, Tagesmittelwert	Q_{Gas}	1.719 [m ³ /d]
elektrischer Wirkungsgrad BHKW	η_{el}	0,35 [-]
thermischer Wirkungsgrad BHKW	η_{th}	0,49 [-]
Heizwert Faulgas	H_{U}	6,4 [kWh/Nm ³]
mittlere elektrische Leistung	$P_{\text{el.mitt}}$	160 [kW]
Faktor Leistungsverminderung Teillastbetrieb	η_{Teillast}	10 [%]
Energieerzeugung	$Q_{\text{el,d}}$	3.466 [kWh/d]
Wärmeerzeugung aus BHKW pro Jahr	$Q_{\text{W,a}}$	1.968 [MWh/a]
Energieerzeugung pro Jahr	$Q_{\text{el,a}}$	1.265.130 [kWh/a]
Energieerzeugung spezifisch	$Q_{\text{el,a}}$	141,47 [Wh/m ³]

Die Energieerzeugung durch das BHKW beläuft sich auf 141,47 Wh/m³ (12,65 kWh/(E a)). Bezogen auf den gesamten Energiebedarf der Kläranlage entspricht dies einem Anteil der Eigenversorgung von rund 28 %.

5.8. Wärmebedarf und Wärmeerzeugung durch das BHKW

Durch den Betrieb einer Stabilisierungsanlage entsteht ein Wärmebedarf für die Aufheizung des Rohschlammes. Zusätzlich wird durch das vorhandene Blockheizkraftwerk auch Wärme erzeugt. Die folgende Bilanz stellt den Wärmebedarf (Tabelle 5-14) der Wärmeerzeugung gegenüber. Dabei wird benötigte Wärme für Betriebsgebäude durch eine Kesselanlage nicht betrachtet, da diese Werte für Kläranlagen mit oder ohne Vorklärung bzw. Faulung als gleichwertig angesetzt werden können. Betrachtet wird demnach nur der Wärmebedarf für das Betreiben der Stabilisierungsanlage. Verwendete Temperaturwerte für die Sommer- und Winterperiode sind geschätzte Mittelwerte.

Tabelle 5-14: Wärmebedarf Stabilisierung

<u>Eingangsdaten mesophil Stufe</u>		
Rohschlammmenge	Q	165 m ³ /d
Massenstrom	m	164.987 kg/d
Schlammtemperatur im Faulraum	T _{FS}	37,0 °C
Faulbehältervolumen	V	4.300 m ³
Mantelfläche	A	1.406 m ²
spez. Wärmekapazität	c _p	4,18 kJ/kg*K
spez. Wärmekapazität	c _p	0,00116 kWh/kg*K
Wärmedurchgangskoeffizient	k	0,30 W/m ² K
<u>Wärmebedarf Winter</u>		
Dauer Winterperiode		183 d
Außentemperatur		7,00 °C
Rohschlammtemperatur		13,50 °C
Zuschlag sonstige Transmissionsverluste (Rohre etc.)		10 %
Transmissionwärmebedarf		14 kW
Wärmebedarf Rohschlammaufheizung		188 kW
<u>Wärmebedarf Sommer</u>		
Dauer Sommerperiode		183 d
Außentemperatur		17,00 °C
Rohschlammtemperatur		17,00 °C
Zuschlag sonstige Transmissionsverluste (Rohre etc.)		10 %
Transmissionwärmebedarf		9 kW
Wärmebedarf Rohschlammaufheizung		160 kW
<u>Jahreverbrauch Prozesswärme</u>		
Jahreswärmeverbrauch		1.627 MWh/a

Diesem Jahresbedarf an Prozesswärme steht die Wärmeerzeugung durch das BHKW gegenüber (Tabelle 5-13).

Es ist erkennbar, dass die durch das BHKW entstehende Wärme theoretisch ausreichend ist, um den Wärmebedarf der Faulung zu decken (Bild 5-3). Dennoch sollte angemerkt werden, dass gerade im Winter evtl. ein Zukauf von Wärmeenergie (bspw. Erdgas) nötig ist, um Spitzen abdecken zu können. Die Kosten dafür werden aber bei dieser Betrachtung als eher gering eingeschätzt und demnach nicht mit erfasst.

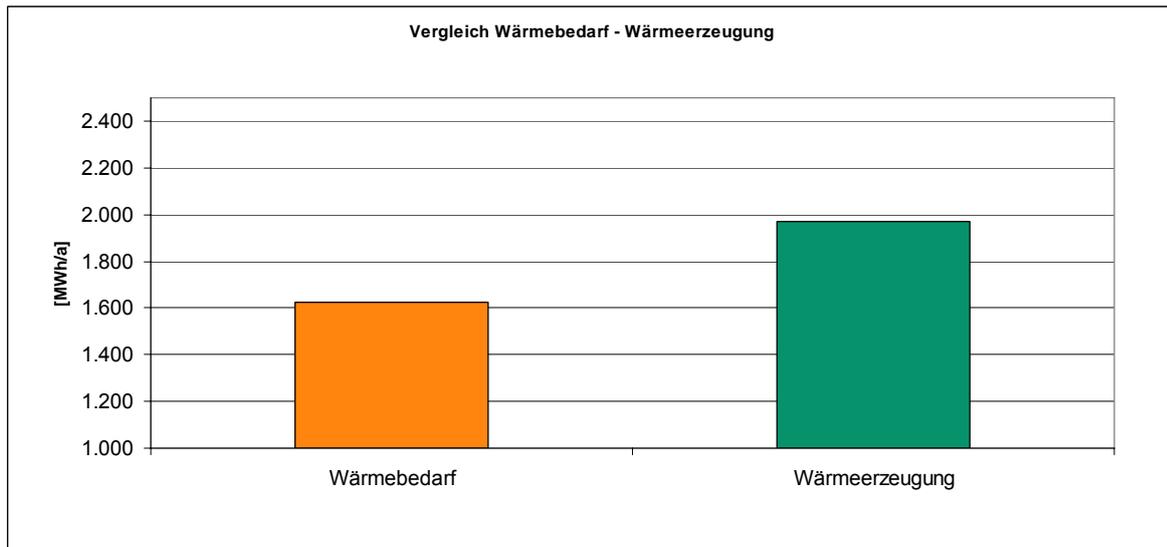


Bild 5-3: Gegenüberstellung von Wärmebedarf und Wärmeerzeugung

5.9. Modellanlage für 100.000 E ohne Vorklärung/ Faulung

Um die Auswirkungen einer Vorklärung innerhalb einer Membranbelebungsanlage bewerten und analysieren zu können, wurde eine zweite Vergleichsmodellanlage erstellt. Diese wurde nach den gleichen Ansätzen (Handbuch „Energie in Kläranlagen“ [MURL, 1999]) erstellt, jedoch ohne die Verfahrensbereiche Vorklärung, Schlammbehandlung und Faulung. Durch den Wegfall einer anaerob mesophilen Stabilisierung, wird somit auch kein Gas erzeugt aus dem Energie in einem BHKW gewonnen werden könnte. Weiterhin wirkt sich das Fehlen der Vorklärung auf die Frachten im Zulauf zur Belebung und das Belebungsvolumen an sich aus, da sich durch eine aerobe Schlammstabilisierung innerhalb des Belebungsbeckens ein Schlammalter von $t = 25$ d einstellen sollte. Das Fließschema dieser Modellanlage ohne Vorklärung/ Faulung ist in Bild 5-4 dargestellt.

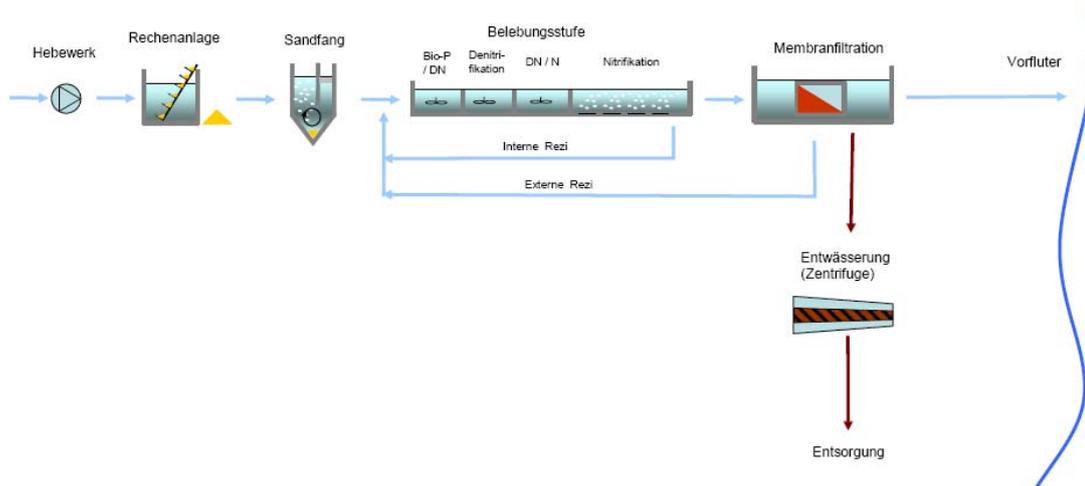


Bild 5-4: Fließschema der Modellanlage ohne Vorklärung

Die bedeutendsten Änderungen der Anpassungen der Modellanlage und deren Auswirkungen auf den Energiebedarf der Verfahrensstufen werden im Folgenden näher erläutert.

Die zur Bemessung der Modellanlage berechneten Wassermengen haben sich nicht verändert. Es ist von den gleichen Werten wie in Tabelle 5-1 auszugehen. Wie auch zuvor erfolgt die Bemessung der Kläranlage und der einzelnen Becken auf einer Einwohnerzahl von 130.000 E. Der eigentliche Energiebedarf wird für die Anschlussgröße 100.000 E bestimmt. Die Frachten im Zulauf zur Belebungsstufe werden durch die fehlende Vorklärung nicht reduziert und betragen die in Tabelle 5-15 aufgeführten Werte.

Tabelle 5-15: Schmutzfrachten zum BB, ohne Elimination durch Vorklärung

<u>Wassermengen</u>		
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	22.750 [m ³ /d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	1.489,6 [m ³ /h]
maximaler Mischwasserabfluss nach Ausgleichsbecken	Q_M	31.850 [m ³ /h]
<u>Schmutzfrachten im Zulauf zur Belebung</u>		
BSB ₅ -Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,BSB,ZB}$	7.800,00 [kg/d]
CSB-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,CSB,ZB}$	15.600,00 [kg/d]
TS-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,TS,ZB}$	9.100,00 [kg/d]
TKN-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,TKN,ZB}$	1.430,00 [kg/d]
NH ₄ -N-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,NH4,ZB}$	975,00 [kg/d]
org. N-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,orgN,ZB}$	455,00 [kg/d]
P-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,P,ZB}$	234,00 [kg/d]

Bei der Berechnung des Belebungsvolumens ist zu beachten, dass der Zielwert für das Schlammalter von $t_{TS} = 25$ d durch iteratives anpassen des erforderlichen aeroben Schlammalters erreicht wird. Das Volumen der Belebung fällt größer aus, als es für die Kläranlage mit Vorklärung der Fall ist (siehe Tabelle 5-16).

Tabelle 5-16: Belebungsvolumen ohne vorherige Vorklärung, mit einem $t_{TS} = 25$ d

<u>Berechnung der Beckenvolumina</u>		
zu nitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{n,m}$	52,89 [mg/l]
Hilfsgröße P	P	338,33 [g/m ³]
Raumbeschickung	q_R	1,037 [m ³ /(m ³ -d)]
erforderliches Gesamtvolumen der Belebung	V	21.933,7 [m ³]
erforderliches aerobes Volumen der Belebung	V_N	13.492 [m ³]
erforderliches anoxisches Volumen der Belebung	V_D	8.442 [m ³]

Da die Membranstufe in einem externen Becken angeordnet ist, hat die fehlende Vorklärung keine Auswirkung auf die Bemessung der Membranstufe. Die benötigte Anzahl an Modulen bzw. erforderliche Membranfläche verändert sich nicht und wird wie bereits erläutert angesetzt.

Durch ein verändertes Belebungsvolumen ändern sich in erster Linie der Energiebedarf der Rührwerke und der Energiebedarf der Belüftung für die Belebungsstufe. Die Auswirkungen auf den Gesamtenergiebedarf sind in Tabelle 5-17 dargestellt.

Tabelle 5-17: Gesamter Energiebedarf der einzelnen Verfahrensstufen für 100.000 E ohne Vorklämung/ Faulung

Verbraucher	Wh/m ³	kWh/(E a)
Hebewerk	13,63	1,22
Rechen	0,80	0,07
Sandfang	5,09	0,46
Belüftung Crossflow	240,57	21,51
Rezipumpen intern	5,84	0,52
Rezipumpen Membran	11,68	1,04
Permeatpumpen	7,40	0,66
Belüftung BB	160,86	14,38
Rührwerke	12,40	1,11
Entwässerung	8,16	0,73
Infrastruktur	17,78	1,59
Gesamt	484	43

Eine Darstellung nach prozentualen Anteilen der Verfahrensstufen am Gesamtenergiebedarf ist in Bild 5-5 dargestellt:

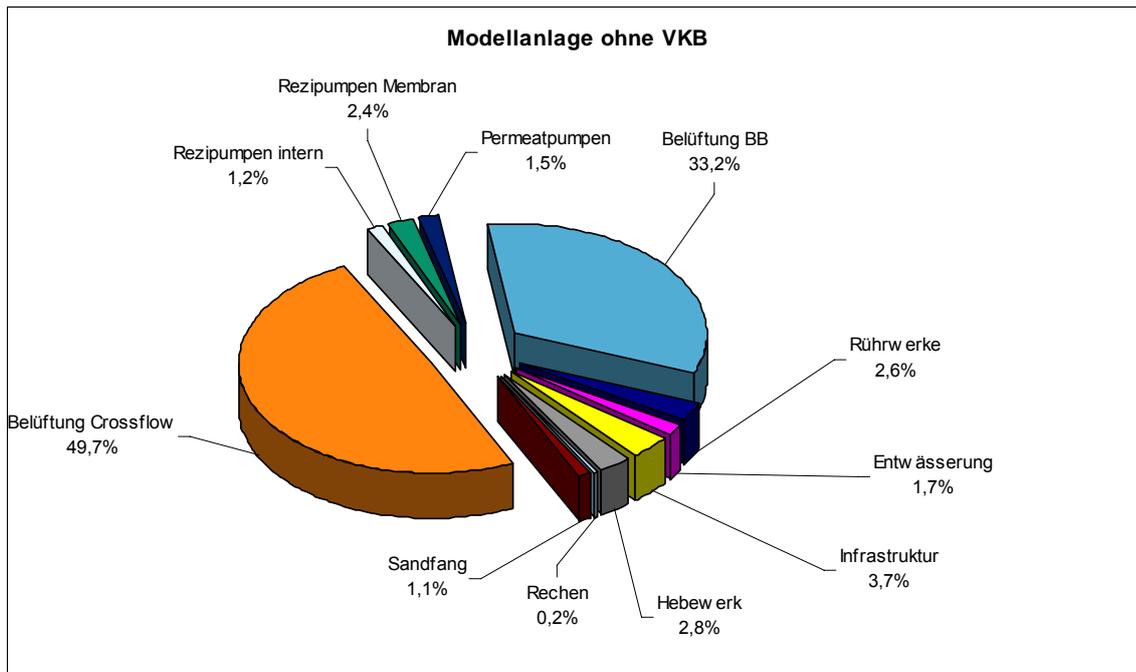


Bild 5-5: Prozentuale Aufteilung des Energiebedarfs auf die einzelnen Verfahrensstufen (100.000 E ohne Vorklärung/ Faulung)

Da durch eine fehlende Vorklärung kein Primärschlamm abgezogen werden kann, entfällt der Großteil der Schlammbehandlung, wie Voreindickung und Stabilisierung. Der in der Membranfiltration entstehende Überschussschlamm wird abgezogen, entwässert und anschließend abgefahren. Der Verbraucher „Entwässerung“ bzw. Zentrifuge bleibt somit auch bei der Modellanlage ohne Vorklärung bestehen.

Dadurch, dass kein Schlamm ausgefault werden kann, ist auch keine Gasproduktion vorhanden. Ein BHKW zur Eigenenergieerzeugung kommt somit nicht zum Einsatz und kann nicht positiv auf den Gesamtbedarf angerechnet werden.

Insgesamt können beide Modellanlagen mit und ohne Vorklärung und der jeweilige Energiebedarf einander gegenübergestellt werden. Bild 5-6 verdeutlicht die Unterschiede der einzelnen Verfahrensstufen und auch den wirksamen Anteil an Eigenerzeugung:

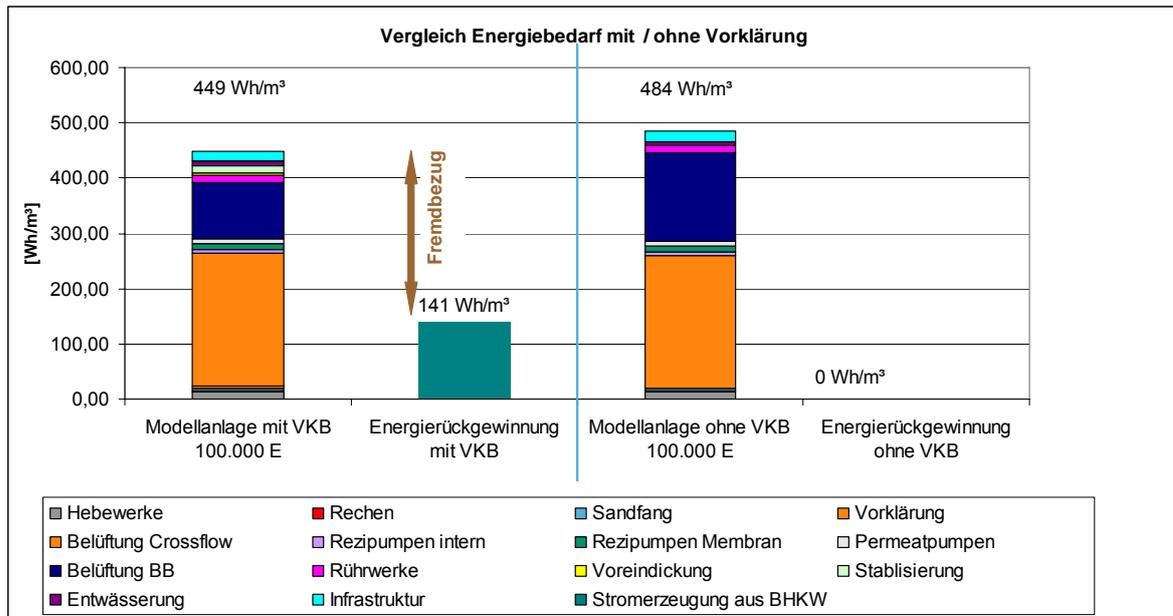


Bild 5-6: Vergleich des Energiebedarfs der Modellanlagen für 100.000 E mit und ohne Vorklärung/ Faulung

Es wird deutlich, dass die Modellanlage mit Vorklärung in Summe einen um etwa 35 Wh/m³ (3,1 kWh/E a) geringeren Energiebedarf aufweist als die Modellanlage ohne Vorklärung. Durch die Eigenerzeugung von Energie, die in der Verfahrenskonfiguration mit Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung möglich wird, können etwa 141 Wh/m³ (12,6 kWh/E a) erzeugt werden, was ca. 28 % des Gesamtbedarfs entspricht. Abzüglich dieser Eigenerzeugung benötigt die Modellanlage mit Vorklärung nur noch ca. 308 Wh/m³ (27,5 kWh/E a), was somit einer Differenz von 176 Wh/m³ (15,7 kWh/(E a)) zur Modellanlage ohne Vorklärung entspricht.

5.10. Modellanlage für 20.000 E mit und ohne Vorklärung/ Faulung

Neben der Modellanlage für eine Einwohnerbelastung von 130.000 E wurde anhand des Handbuchs „Energie in Kläranlagen“ eine weitere, deutlich kleinere Anlage für eine Einwohnerzahl von 14.000 E (Auslegung auf 20.000 E) erstellt. Die Berechnungsansätze wurden analog ausgeführt und sind weitestgehend die Gleichen. Weiterhin wurde auch hier der Vergleich erstellt, wie sich der Betrieb einer Vorklärung bzw. Faulung im Vergleich zur Modellanlage gleicher Größe ohne Vorklärung in der Energiebilanz auswirkt. Die Bemessungsgrundlagen für die kleinere Kläranlage werden nach Handbuch leicht abgeändert. So wird z.B. eine andere spezifische Wassermenge angesetzt. Tabelle 5-18 stellt die grundlegenden Ausgangswerte dar:

Tabelle 5-18: Wassermengen für Mischwasserabfluss bei 20.000 E

<u>Einwohnerwerte</u>		Bemessung
Einwohnerwerte	E	20.000 [E]
<u>Wassermengen</u>		
Schmutzwasseranfall	q_s	125 [l/(E·d)]
Fremdwasseranfall	q_f	62,5 [l/(E·d)]
Niederschlagswasser	q_r	70 [l/(E·d)]
Jahreswassermenge Trockenwetter	Q_T	1.368.750 [m³/a]
Jahreswassermenge Mischwasser	Q_M	1.879.750 [m³/a]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	2.500 [m³/d]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	1250 [m³/d]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	1400 [m³/a]
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{S,aM}$	28,94 [l/s]
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{F,aM}$	14,47 [l/s]
Regenwasserzufluss im Jahresmittel	$Q_{R,aM}$	16,20 [l/s]
Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,aM}$	43,40 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,aM}$	59,61 [l/s]
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	3.750 [m³/d]
täglicher Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	5.150 [m³/d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	83,91 [l/s]
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	5.150 [m³/d]
maximaler Mischwasserabfluss	$Q_{M,max}$	153,36 [l/s]

Für die Bemessung wurde für die kleinere Anlage eine Ausbaugröße von 20.000 E nach Vorgabe des Handbuchs gewählt. Die Betrachtung des Energiebedarfs erfolgt dann für die theoretisch angeschlossene Einwohnerzahl von 14.000 E.

Die Auslegung der einzelnen Verfahrensstufen, sowie die Einschätzung der entsprechenden Energiebedarfswerte wurden analog der Auslegung und Bemessung der Modellanlage für 100.000 E ausgeführt. Die Details können den Tabellen im Anhang A8 entnommen werden

In der Auswertung wurde auch für die kleinere Modellanlage der Gesamtenergiebedarf für die Anlage mit und ohne Vorklärung gegenübergestellt. Dies ist in Bild 5-7 gegenübergestellt.

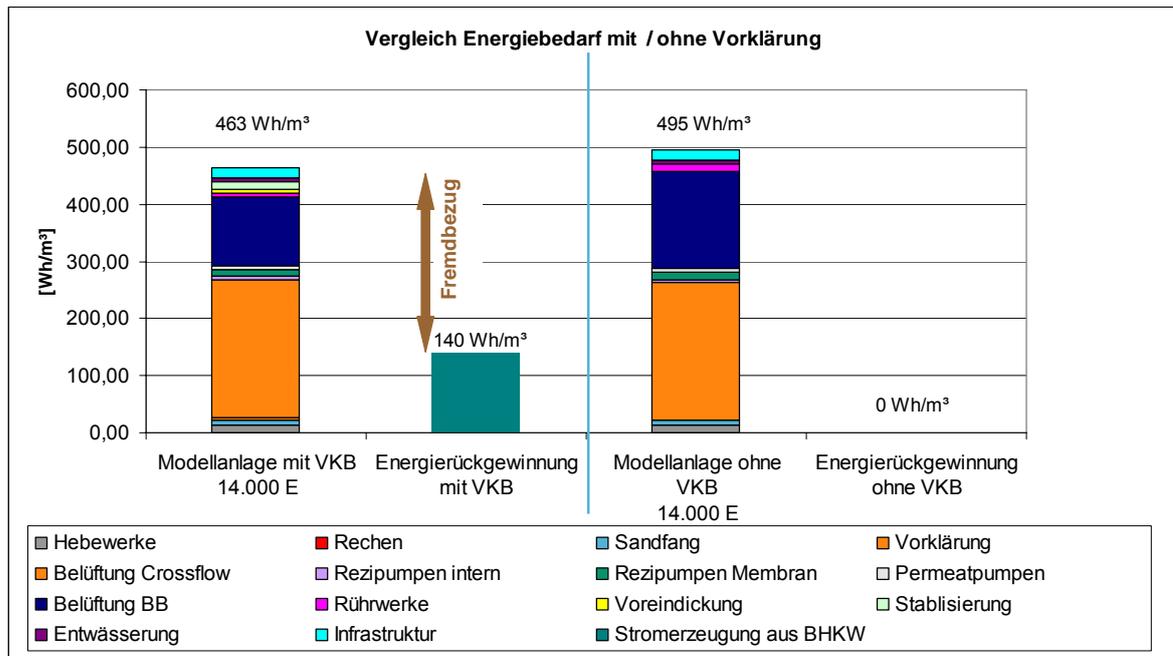


Bild 5-7: Vergleich des Energiebedarfs der Modellanlagen für 14.000 E mit und ohne Vorklärung/ Faulung

Mit den hier ausnahmsweise verwendeten Wassermengen von 257,5 L/(E d) (da die kleine Modellanlage auf diese Wassermenge ausgelegt wurde, siehe Kapitel 5.10) ergibt sich für die Modellanlage mit Vorklärung ein Energiebedarf von 43,52 kWh/(E a) für die Modellanlage ohne Vorklärung von 46,52 kWh/(E a).

Auch hier ergibt sich, dass die Modellanlage mit Vorklärung einen etwas geringeren Energiebedarf als die Modellanlage ohne Vorklärung aufweist, in Summe etwa 32 Wh/m³ (3,0 kWh/(E a)). Durch die Eigenerzeugung von Energie, die in der Verfahrenskonfiguration mit Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung möglich wird, können wie schon bei der großen Modellanlage etwa 140 Wh/m³ (13,2 kWh/(E a)) erzeugt werden. Abzüglich dieser Eigenerzeugung benötigt die Modellanlage mit Vorklärung nur noch ca. 323 Wh/m³ (30,4 kWh/E a), was somit einer Differenz von 172 Wh/m³ (16,2 kWh/E a) zur Modellanlage ohne Vorklärung entspricht.

6. CO₂-Bilanzen

Wie in Kapitel 2.6 erläutert, gehen in eine CO₂-Bilanz der Energiebedarf sowie direkte Emissionen ein. CO₂ gilt hierbei als klimaneutral, da es nicht fossilen Ursprungs ist. Methanemissionen sind 25-fach klimawirksamer als CO₂, Lachgasemissionen 298-fach. Da bei den direkten Emissionen noch erheblicher Forschungsbedarf besteht und sie sich nicht ohne weiteres quantifizieren lassen, werden im Folgenden nur die Methanemissionen berücksichtigt, die sich durch den Betrieb einer anaeroben Schlammstabilisierung ergeben. Die Berücksichtigung weiterer Methan- und Lachgasemissionen würden im Vergleich zu Anlagen mit und ohne anaerobe Schlammstabilisierung keinen Unterschied ergeben, da sie auf beiden Seiten zu addieren wären. Da die Zahlen mit erheblichen Unsicherheiten behaftet sind, wird an dieser Stelle darauf verzichtet. Die CO₂-Bilanz der Entsorgungswege des Klärschlammes bleibt ebenfalls an dieser Stelle unberücksichtigt. Der Schlammanfall eines MBR unterscheidet sich nicht wesentlich von dem einer konventionellen Belebungsanlage und die Entsorgungswege sind gleich.

Die Umrechnung der in der Modellanlage ermittelten Energiebedarfswerte kann mittels des CO₂-Emissionsfaktors des deutschen Strommixes von 0,575 kg CO₂/kWh erfolgen [UMWELTBUNDESAMT, 2010]. Für die Modellanlage ohne VK und mit simultaner aerober Stabilisierung ergibt sich die CO₂-Emission zu 2.490 t CO₂/a für 100.000 E bzw. 375 t CO₂/a für 14.000 E ohne die Möglichkeit einer Einsparung durch Eigenstromproduktion. Die detaillierten Ergebnisse sind Tabelle 6-1 zu entnehmen.

Tabelle 6-1: CO₂-Emission der Modellanlage für 100.000 E und 14.000 E ohne VK und mit simultaner aerober Schlammstabilisierung

Verbraucher	100.000 E			14.000 E		
	Wh/m ³	kg CO ₂ /m ³	kg CO ₂ /a	Wh/m ³	kg CO ₂ /m ³	kg CO ₂ /a
Hebewerk	13,63	0,0078	70.085	13,63	0,0078	10.312
Rechen	0,80	0,0005	4.114	0,80	0,0005	605
Sandfang	5,09	0,0029	26.172	7,84	0,0045	5.932
Membrangebläse	240,57	0,1383	1.236.996	240,59	0,1383	182.030
Rezi intern	5,84	0,0034	30.029	5,84	0,0034	4.419
Rezi extern	11,68	0,0067	60.058	11,68	0,0067	8.837
Permeatpumpen	7,40	0,0043	38.050	7,40	0,0043	5.599
Belüftung BB	160,86	0,0925	827.132	169,99	0,0977	128.614
Rührwerk	12,40	0,0071	63.760	12,67	0,0073	9.586
Zentrifuge	8,16	0,0047	41.958	7,77	0,0045	5.879
Infrastruktur	17,78	0,0102	91.424	16,92	0,0097	12.802
	484,21	0,2784	2.489.778	495,13	0,2847	374.615

Für die Anlage mit Vorklärung und anaerober Stabilisierung ist das Ergebnis in Tabelle 6-2 dargestellt.

Tabelle 6-2: CO₂-Emission der Modellanlage für 100.000 E und 14.000 E mit VK und anaerober Schlammstabilisierung

Verbraucher	100.000 E			14.000 E		
	Wh/m ³	kg CO ₂ /m ³	kg CO ₂ /a	Wh/m ³	kg CO ₂ /m ³	kg CO ₂ /a
Hebewerk	13,63	0,0078	70.085	13,63	0,0078	10.312
Rechen	0,80	0,0005	4.114	0,80	0,0005	605
Sandfang	5,09	0,0029	26.172	7,84	0,0045	5.932
Vorklärung	4,70	0,0027	24.167	4,70	0,0027	3.556
Membrangebläse	240,57	0,1383	1.236.996	240,59	0,1383	182.030
Rezi intern	5,84	0,0034	30.029	5,84	0,0034	4.419
Rezi extern	11,68	0,0067	60.058	11,68	0,0067	8.837
Permeatpumpen	7,40	0,0043	38.050	7,40	0,0043	5.599
Belüftung BB	102,86	0,0591	528.900	119,12	0,0685	90.126
Rührwerk	11,52	0,0066	59.235	8,38	0,0048	6.340
Voreindickung	5,54	0,0032	28.486	5,04	0,0029	3.813
Stabilisierung	13,50	0,0078	69.416	13,37	0,0077	10.116
Zentrifuge	8,16	0,0047	41.958	7,77	0,0045	5.879
Infrastruktur	17,78	0,0102	91.424	16,92	0,0097	12.802
	449,07	0,2582	2.309.090	463,08	0,2663	350.366

Die Modellanlage mit Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung verursacht demnach eine Emission von ca. 2.309 t CO₂/a bei 100.000 E und 350 t CO₂/a bei 14.000 E. Wird die Energieerzeugung durch das BHKW berücksichtigt, können rund 141 Wh/m³ (12,6 kWh/(E a)) zurückgewonnen werden. Dies entspricht bei der Anlage für 100.000 E 1.258.478 kWh/a. Ausgedrückt in CO₂-Äquivalenten bedeutet dies eine Einsparung von 724 t CO₂/a. Für die 14.000-er Anlage sind dies 185.176 kWh/a Energiegewinn und entsprechend 106 t CO₂/a.

Außerdem müssen noch die direkten Methanemissionen während der Schlammbehandlung berücksichtigt werden. Je nachdem, welche Daten hier zugrunde gelegt werden, ergibt sich ein sehr unterschiedliches Bild. Nach BOLLE ET AL. (2010) werden für eine Anlage mit 100.000 E rund 985 t CO₂-Äquivalente/a aus Methanemissionen frei (siehe Kapitel 2.6). Damit wären die CO₂-Einsparungen der 100.000-er Anlage durch die Stromerzeugung mehr als kompensiert. Da ein Verlust von 10 % der Faulgasmenge aber eher einem Worst-Case-Szenario entspricht, werden im Folgenden die von VROM (2008) veröffentlichten Emissionsfaktoren herangezogen. Die Ergebnisse sind in Tabelle 6-3 dargestellt.

Tabelle 6-3: Methanemissionen durch die anaerobe Schlammstabilisierung

	14.000 E	100.000 E
kg CSB/d	1.680	12.000
kg CH ₄ / kg CSB	0,0015 (VROM, 2008)	
kg CH ₄ /d	2,52	18
kg CO ₂ /kg CH ₄	25	
kg CO ₂ /d	63	450
t CO ₂ /a	23	164

Demnach werden die Einsparungen, die sich aus der Stromproduktion ergeben durch die direkten Methanemissionen aus der anaeroben Behandlung nicht kompensiert. Es ergibt sich für die Anlage für 100.000 E mit anaerober Schlammstabilisierung insgesamt eine CO₂-Bilanz von 2.309 - 724 + 164 = 1.749 t CO₂/a. Es ergibt sich für die Anlage für 14.000 E mit anaerober Schlammstabilisierung insgesamt eine CO₂-Bilanz von 350 - 106 + 23 = 267 t CO₂/a. Die Ergebnisse der CO₂-Bilanz sind in Tabelle 6-4 zusammengefasst.

Tabelle 6-4: CO₂-Bilanz für 100.000 E und 14.000 E

		100.000 E	14.000 E
Ohne VK und anaerobe Schlammstabilisierung			
	Energiebedarf	t CO ₂ /a	2.490
			375
Mit VK und anaerobe Schlammstabilisierung			
	Energiebedarf	t CO ₂ /a	2.309
			350
	Energiegewinn	t CO ₂ /a	-724
			-106
	Methan Betrieb Faulung	t CO ₂ /a	+164
			+23
		t CO ₂ /a	= 1.749
			= 267
	△	t CO ₂ /a	- 741
			- 108

Der Unterschied zwischen der Anlage mit Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung und der Anlage ohne beträgt demnach 741 t CO₂/a für 100.000 E und 108 t CO₂/a für 14.000 E.

7. Kostenschätzung und -vergleichsbetrachtungen

Die in den vorangegangenen Kapiteln bemessenen und erläuterten Modellanlagen wurden für die Kostenschätzung und -vergleichsbetrachtungen, basierend auf einer Investitions- und Betriebskostenbetrachtung zu einem Variantenvergleich der Jahreskosten gemäß den Leitlinien zur Durchführung von Kostenvergleichsrechnungen nach [LAWA, 1994] herangezogen.

7.1. Investitionskosten

Die Investitionskosten wurden auf Basis der Auslegungsgröße der Modellanlagen in den vier Varianten

1. 20.000 E ohne Vorklärung und Faulung,
2. 20.000 E mit Vorklärung und Faulung,
3. 130.000 E ohne Vorklärung und Faulung und
4. 130.000 E mit Vorklärung und Faulung

betrachtet. Die Betriebskosten werden im Späteren anhand der Anschlussgröße von 100.000 E und 14.000 E berechnet (siehe Kapitel 7.2) Den jeweiligen Investitionskostenschätzungen für die Anlagen ohne Vorklärung und Faulung liegen die Datenerhebungen von PINNEKAMP (2007) zugrunde. Darin wurden Fragebögen an verschiedenen Hersteller und Betreiber von Membrananlagen gesendet und daraus die Informationen für eine Kostenfunktion bezüglich der Investitionskosten einer Membranbelebungsanlage ermittelt.

Zunächst wird nun erläutert, wie durch die Indizierung der Kostenkennwerte von den Baukosten eines bereits bestehenden Bauteils auf die Baukosten eines geplanten Neubaus geschlossen werden kann.

Indizierung

Um Kostenkennwerte aus verschiedenen Jahren miteinander zu vergleichen, werden Preisindizes verwendet. Somit kann unter Berücksichtigung der Entwicklung der Baupreise von den Baukosten eines bereits bestehenden Bauteils auf die Baukosten eines geplanten Neubaus geschlossen werden.

Die wesentlichen Kostenblöcke die beim Bau einer Kläranlage eine Rolle spielen, sind die Bautechnik, die Maschinenteknik und die Elektrotechnik. Aus diesen drei Kostenblöcken müssen sich folglich auch die Indizes zusammensetzen mit deren Hilfe die Investitionskosten auf das aktuelle Preisniveau angepasst werden. Es wird ein prozentualer Mischindex aus den drei genannten Bestandteilen festgesetzt.

Um einen Mischindex für die Indizierung von Investitionskosten für Kläranlagen festzusetzen, kann man aus verschiedenen Ansätzen wählen. Nachfolgend werden die hier verwendeten Ansätze aus der Literatur vorgestellt:

- ATV (1995) (Verteilungsansatz für Indizierung)
- MUNLV / ISA (2003) (Verteilungsansatz für Investitionskosten)

Mit diesen beiden Verteilungsansätzen werden die nachfolgend aufgelisteten Indizes des Statistischen Bundesamtes als Mischindizes in diesem Bericht verwendet:

- Bautechnik (für Kläranlagen wird „Brücken im Straßenbau“ verwendet)
- Maschinenteknik (Gewerbliche Arbeitsmaschinen)
- Elektrotechnik (Elektrische Ausrüstung)

Die Anteile in denen diese Indizes in den beiden o.g. Ansätzen Verwendung finden sind, sind in Tabelle 7-1 aufgeführt.

Tabelle 7-1: Gegenüberstellung der Verteilungsansätze

	ATV (1995)	MUNLV / ISA (2003)	
Bautechnik	72 %	40 %	Bautechnik und Nebenkosten
Maschinenteknik	22,4 % (0,8)	47 %	Maschinenteknik und Membranen
und	28 % (0,2)		
Elektrotechnik	5,6 %	13 %	EMSR-Technik

Ein deutlicher Unterschied bei den beiden Ansätzen ist die Tatsache, dass in einer konventionellen Belebungsanlage über 70 % der Kosten in dem Bereich der Bautechnik anfallen, in einer Membranbelebungsanlage der größte Anteil der Kosten aber bei der Maschinenteknik (inkl. Membranen) mit 47 % zu finden ist.

Die Investitionskostenanteile der Membranbelebungsanlagen, welche sich von der Verteilung einer konventionellen Belebungsanlage deutlich unterscheiden, wurden nach MUNLV / ISA (2003) in überarbeiteter Form gewählt:

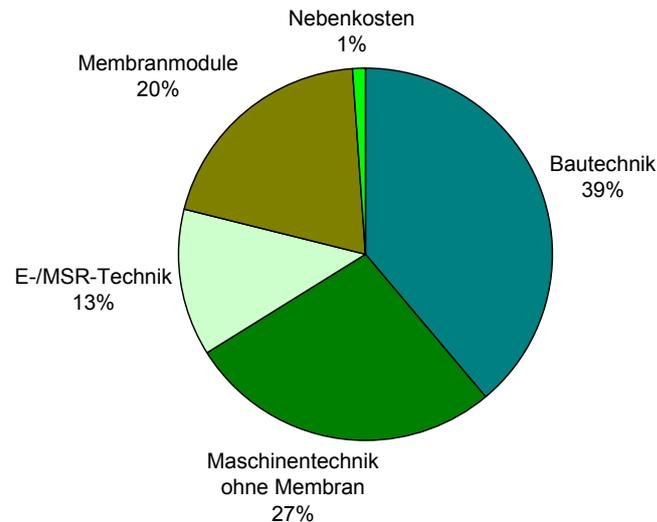


Bild 7-1: Anteile Investitionskosten Abwasseranlagen [nach MUNLV / ISA, 2003]

Der gewählte Ansatz für die Indizierung der Investitionskosten mittels Mischindizes wird anhand der „Langen Reihen“ des Statistischen Bundesamtes in Wiesbaden [DESTATIS, 2011] auf der Basis der Laspeyres-Indizes ermittelt.

Der Laspeyres-Index definiert sich wie folgt [DESTATIS, 2011]:

$$p_L = \frac{\sum p_n \cdot q_0}{\sum p_0 \cdot q_0} \cdot 100 \quad [-] \quad \text{Gleichung 6}$$

mit p_n = Preis im Berichtsjahr
 p_0 = Preis im Basisjahr und
 q_0 = Bezugsmenge im Basisjahr

Bei dem Laspeyres-Index stammen die Bezugsmengen aus dem Basisjahr. Mithilfe des Indexes kann der Preis eines definierten Warenkorbes in einem bestimmten Jahr, bezogen auf den Preis des gleichen Warenkorbes im Basisjahr ermittelt werden.

Es wird untersucht, was der alte Warenkorb heute kosten würde. Basis der Betrachtung ist die Unterstellung, dass die Mengen und Qualitäten der Güter im Warenkorb im Zeitverlauf konstant sind, so dass sich Veränderungen des Indexes nur durch Veränderungen der Güterpreise ergeben können. Damit die Indizes repräsentativ bleiben, werden sie in der amtlichen Statistik – ebenso wie die Zusammensetzung des Warenkorbes – regelmäßig (i.d.R. alle 5 Jahre) aktualisiert.

Die Indizes des Statistischen Bundesamtes wurden zur Ermittlung der Investitionskosten verwendet. Für die Kosten der Membranbelebungsanlagen wurde eine Verteilung nach MUNLV / ISA (2003) angewendet.

Die Ermittlung der Investitionskosten nach PINNEKAMP (2007) kann auf zwei verschiedene Arten erfolgen. Entweder wird die Bezugsgröße Einwohnerwerte (Bemessungsgröße) oder die Bezugsgröße Wassermenge verwendet, wie folgende Formeln verdeutlichen.

$$\begin{array}{ll} \text{IK} = 19.325 \cdot \text{EW}^{-0,3654} & \text{[EUR/E]} \\ \text{oder} & \\ \text{IK} = 6.8230 \cdot \text{Q}^{-0,3865} & \text{[EUR/m}^3\text{]} \end{array} \quad \text{Gleichung 7}$$

IK: Investitionskosten
EW: Einwohnerwerte
Q: Abwassermenge

Für die Modellanlagen wurde zwischen den beiden Varianten eine deutliche Abweichung festgestellt (siehe Tabelle 7-2, Kosten sind indiziert). Die nachfolgende Kostenbetrachtung ist gemäß dem niedrigeren Ansatz auf Basis der Einwohnerwerte erstellt worden. Mit Hilfe dieser Formel wurden die Investitionskosten für die Membranbelebungsanlagen ohne Vorklärung und Faulung ermittelt. Die daraus resultierenden spezifischen Kosten wurden mit Hilfe der beschriebenen Indizierung auf das aktuelle Bezugsjahr hochgerechnet.

¹ **Bezugsjahr 2007 siehe [PINNEKAMP, 2007]**

Tabelle 7-2: Detaillierte Investitionskosten der Modellanlagen 20.000 E und 130.000 E ohne VK / Faulung (Bezugsjahr 2011)

<u>Einwohnerwerte</u>			
Einwohnerwerte Bemessung	E	20.000 [E]	130.000 [E]
Einwohnerwerte angeschlossen an KA	E	14.000 [E]	100.000 [E]
<u>Wassermengen</u>			
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	3.750,0 [m³/d]	22.750,0 [m³/d]
Mischwasserabfluss Jahresmittel	$Q_{M,d,aM}$	5.150,0 [m³/d]	31.850,0 [m³/d]
<u>Investitionskosten anhand E</u>			
<i>MBR-Anlage</i>		589,00 [EUR/E]	297,22 [EUR/E]
<i>MBR-Anlage</i>		11.780.000 [EUR]	38.639.000 [EUR]
<u>Investitionskosten anhand Abwassermenge</u>			
MBR-Anlage		2.850,73 [EUR/E]	1.409,67 [EUR/E]
MBR-Anlage		14.681.000 [EUR]	44.898.000 [EUR]
<u>Einzelkosten</u>			

<u>Investitionskosten Gesamt</u>		11.780.000 [EUR]	38.639.000 [EUR]

In diesen Investitionskosten sind die nachfolgend aufgelisteten Positionen für die beiden Modellanlagen enthalten:

- Sieb-/Rechenanlage
- Sand-/Fettfang
- Belebungsstufe
- Filtrationsstufe (Membranbecken)
- Schlammstapelbehälter
- Entwässerung (nur für die Modellanlage 130.000 E).

Gemäß den Daten aus PINNEKAMP (2007) sind die ausgewerteten Kläranlagen der Größenordnung GK 3 und größer bereits mit einem Schlammstapelbehälter versehen. Dieser wird für die Modellanlagen im Anschluss an die Faulung vorgesehen. Auch eine Schlammentwässerungseinrichtung ist bei den größeren Kläranlagen im Investitionspreis für die Gesamtanlage bereits berücksichtigt. Bei den kleineren Anlagen sind keine Investitionen für Entwässerungsaggregate vorgesehen. Aus diesem Grund wird für die Modellanlage für 20.000 E der Einsatz eines Lohnunternehmers in regelmäßigen Abständen zur Entwässerung des aerob stabilisierten Schlammes vorgesehen. Diese Aufwendungen tauchen dann in den Betriebskosten auf.

Die Investitionskosten wurden für die Anlagen der Varianten 2 und 4 mit Vorklärung und Faulung um die zusätzlichen Investitionskosten der notwendigen Aggregate und Behälter ergänzt. Dies sind im Einzelnen:

- Vorklärbecken,
- Statischer Voreindicker PS,
- Mechanische Überschussschlammeindickung,
- Schlammfaulung,
- BHKW,
- Gasfackel und
- Gasbehälter.

Des Weiteren wurden die Investitionskosten des Belebungsbeckens genauer betrachtet, da sich hier Einsparungen in Bauvolumen und daher auch bei den Investitionskosten durch den Betrieb einer Vorklärung ergeben.

Für die Indizierung der Investitionskosten für die Belebungsbecken und die Schlammfaulung wurde der Verteilungsansatz nach ATV (1995) verwendet. Die Investitionskosten für das BHKW wurden anhand eines Mischindex (80 % Maschinenteknik und 20 % Elektrotechnik) indiziert, da Bautechnik dabei nur eine untergeordnete Rolle spielt und für die Vorklärbecken wurden nur mit dem Bautechnikindex (Brücken im Straßenbau) indiziert, da keine wesentlichen Maschinen- und Elektrotechikanteile bei der Behältererstellung zu erwarten sind. Die Investitionskosten für den Gasbehälter und die Gasfackel beziehen sich auf aktuelle Richtpreisangebote und sind aus diesem Grund nicht indiziert.

Die Kostenfunktionen wurden gemäß GÜNTHERT UND REICHERTER (2001) angesetzt, bzw. aus dem ATV-Handbuch „Betriebstechnik, Kosten und Rechtsgrundlagen der Abwasserreinigung“ [ATV, 1995] abgeleitet. Selbige wurden wie vorangehend erläutert [DESTATIS, 2011] indiziert. Auch wurden vereinzelt Richtpreise bei Herstellern der Einzelaggregate angefragt und diese mit Erfahrungswerten abgeglichen.

Nachfolgend finden sich die Formeln, sowie die Trendlinien nach denen die Investitionskosten ermittelt wurden.

Vorklärbecken:

Die Investitionskosten für das Vorklärbecken lassen sich nach Gleichung 8 berechnen:

$$IK = 4.852,2 \cdot V_{VKB}^{-0,4196} \quad [EUR/m^3] \quad \text{Gleichung 8}$$

IK: Investitionskosten [EUR/m³]

V_{VKB}: Volumen Vorklärbecken [m³]

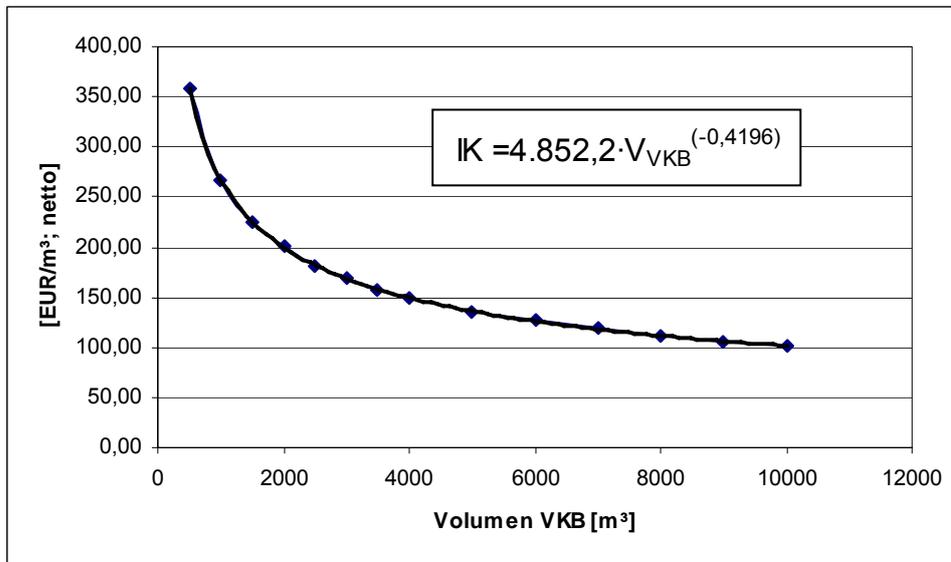


Bild 7-2: Investitionskosten Vorklärbecken (korrigierter Preisindex 2011; netto) [auf Basis von GÜNTHERT UND REICHERTER, 2001]

Somit ergeben sich die in Tabelle 7-3 angegebenen Investitionskosten.

Tabelle 7-3: Volumen und Investitionskosten der Vorklärbecken

Variante 1	Variante 2	Variante 3	Variante 4
20.000 E	20.000 E	130.000 E	130.000 E
ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung	ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung
-	429 m ³	-	1.248 m ³
-	381 EUR/m ³	-	243 EUR/m ³
-	164.000 EUR	-	304.000 EUR

Belebungsbecken:

Wie vorangehend erläutert, bezieht sich die Kostenbetrachtung der Membranbelebungsanlage auf die durch PINNEKAMP (2007) ermittelten Beträge, in denen die Kosten für das Belebungsbecken bereits enthalten sind. Für die vorliegende Betrachtung ist es jedoch wesentlich, dass zum einen der Bau einer Vorklärung, zum anderen die Reduzierung des Schlammalters in der Vergleichsbetrachtung eine Reduzierung des notwendigen Belebungsvolumens zur Folge haben und sich daraus ebenfalls eine Reduzierung der Kosten für den Bau des Belebungsbeckens ergibt. Daher werden für alle vier Varianten die Investitionskosten des Belebungsbeckens ermittelt und die jeweilige Differenz zwischen den Anlagen mit und ohne Vorklärung der günstigeren Anlage (mit Vorklärung) gutgeschrieben. Die Investitionskosten von Belebungsbecken ergeben sich nach Gleichung 9, welche für das Bezugsjahr 2011 indiziert wurde:

$$IK = 5.963 \cdot V_{BB}^{-0,3408} \quad [EUR/m^3] \quad \text{Gleichung 9}$$

IK: Investitionskosten [EUR/m³]

V_{BB}: Volumen Belebungsbecken [m³]

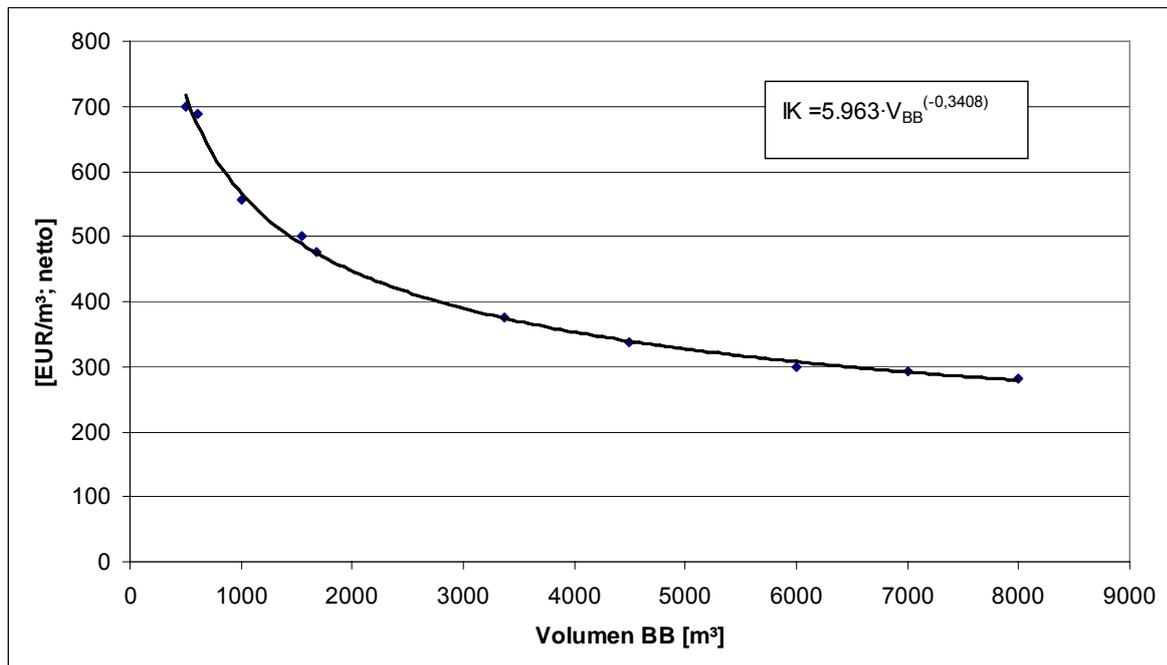


Bild 7-3: Investitionskosten Belebungsbecken (korrigierter Preisindex 2011; netto) [auf Basis von PINNEKAMP, 2007]

In Tabelle 7-4 finden sich die bemessenen Belebungsbeckenvolumen, sowie die spezifischen Investitionskosten pro m³ Beckenvolumen für die vier Modellanlagen.

Tabelle 7-4: Volumen und Investitionskosten der Belebungsbecken

Variante 1	Variante 2	Variante 3	Variante 4
20.000 E	20.000 E	130.000 E	130.000 E
ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung	ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung
3.368 m ³	1.684 m ³	21.934 m ³	13.248 m ³
372 EUR/m ³	475 EUR/m ³	200 EUR/m ³	238 EUR/m ³
1,25 Mio. EUR	0,80 Mio. EUR	4,39 Mio. EUR	3,15 Mio. EUR
Δ 450.000		Δ 1.240.000	

Die Differenzen von 450.000 EUR für die kleine Modellanlage und 1.240.000 EUR für die große Modellanlage können der jeweiligen Variante mit VKB gutgeschrieben werden.

Statische Voreindickung PS und mechanische ÜSS-Eindickung

Für die Ermittlung der Investitionskosten der Voreindickung wurde, ebenso wie für die Investitionskosten der Schlammfäulung der Investitionskostenansatz gemäß ATV (1995) mit Kostenstand 1992 gewählt. Die angesetzten spezifischen Investitionskosten bezogen auf das Beckenvolumen des Voreindickers wurden dem Bild 7-4 entnommen. Diese Preise wurden in Euro umgerechnet und mittels der vorab beschriebenen Mischindizes [ATV, 1995] indiziert.

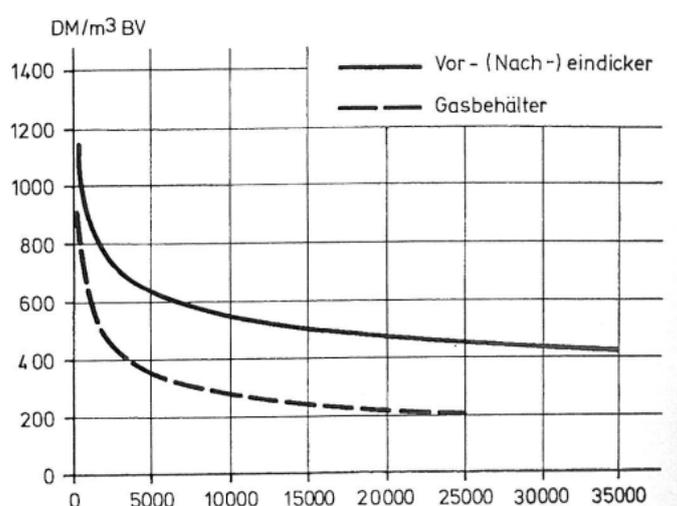


Bild 7-4: Investitionskosten Voreindicker [auf Basis von ATV, 1995] (Bezugsjahr 1992)

Anhand der Kurven in Bild 7-4 werden für die Voreindickung der kleinen Modellanlage mit einer Größenordnung von 170 m³ Investitionskosten in Höhe von 1.150 DM/m³ abgelesen, für die große Modellanlage mit einem Voreindicker von 905 m³ werden spezifische Investitionskosten in Höhe von 900 DM/m³ abgelesen.

Für die statische Voreindickung des Primärschlammes ergeben sich somit Investitionskosten in Höhe von rund 123.000 EUR für die Modellanlage 20.000 E, analog rund 514.000 EUR für die Modellanlage 130.000 E.

Für die Voreindickung des Überschussschlammes wird auf einen Bändeindicker zurückgegriffen. Die Investitionskosten wurden anhand von aktuellen Richtpreisangeboten für die entsprechende Bemessungsgröße abgeschätzt.

Für die kleine Modellanlage ergeben sich Kosten in Höhe von 33.000 EUR, für die größere Modellanlage 65.000 EUR.

Schlammfäulung

Für die Ermittlung der Investitionskosten der Schlammfäulung stehen in der Literatur verschiedene Ansätze zur Verfügung. GÜNTHERT UND REICHERTER (2001) haben die Ansätze einiger Autoren zusammengetragen und tabellarisch aufgearbeitet, so dass man iterativ daraus den Anteil der Kosten für die Schlammfäulung aus den Gesamtinvestitionskosten ermitteln kann. In der Literatur [ATV, 1995] werden die Investitionskosten für Faulbehälter in Spannbeton- und Stahlbauweise mit Kostenstand 1992 grafisch dargestellt. Aus Bild 7-5 wurden die hier angesetzten spezifischen Investitionskosten ermittelt.

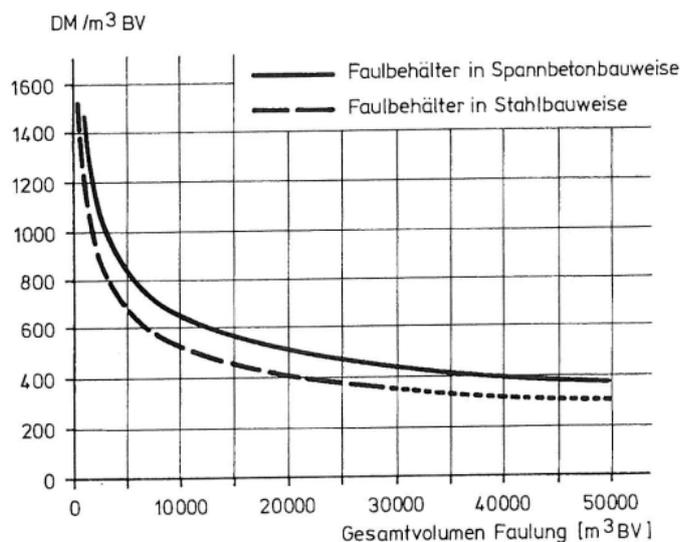


Bild 7-5: Investitionskosten Fäulung [auf Basis von ATV, 1995] (Bezugsjahr 1992)

In der Bemessung der Modellanlagen wurden Volumen für die Faulbehälter von 800 m³ für die Anlage für 20.000 E und 4.300 m³ für die Anlage für 130.000 E bestimmt.

Die Rohschlammmenge Q_{RS} , setzt sich aus dem Primärschlamm und dem Überschussschlamm zusammen., Mit der mittleren Aufenthaltszeit im Bemessungsfall t_{mit} in Höhe von ca. 27 d ergeben sich die gewählten Faulbehältervolumen analog zum Handbuch „Energie aus Kläranlagen“ [MURL, 1999].

Die angegebenen spezifischen Investitionskosten für den Faulbehälter, welche auf das Jahr 1992 bezogen sind, wurden wiederum mittels der Mischindizes nach ATV (1995) des Statistischen Bundesamtes [DESTATIS, 2011] indiziert.

Es ergeben sich Investitionskosten für die Faulbehälter für die Anlage mit 130.000 E in Höhe von 2.441.000 EUR und für die Anlage mit 20.000 E in Höhe von 707.000 EUR.

BHKW

Die Investitionskosten für das BHKW wurden anhand der BHKW-Kenndaten 2005 der Arbeitsgemeinschaft für sparsamen und umweltfreundlichen Energieverbrauch e.V. [ASUE, 2005] ermittelt. Die Bemessung der BHKW-Größen, welche für die Modellanlagen benötigt werden, können im Anhang A9 und A10 nachvollzogen werden. Für die Modellanlage mit 20.000 E wurde ein Modul mit einer elektrischen Leistung von 35 kW gewählt, für die Modellanlage mit 130.000 E zwei Module mit jeweils 120 kW elektrischer Leistung.

$$IK = 4.639 \cdot p_{el}^{-0,3333} \quad [EUR/kW_{el}] \quad \text{Gleichung 10}$$

IK: spezifische Investitionskosten [EUR/kW_{el}]

p_{el} : Elektrische Leistung [kW]

Für die Peripherie wurde ein Ansatz in Containerbauweise gewählt, welcher bei dem kleinere Modul etwa 30 % der Investitionskosten ausmacht, bei den beiden größeren Modulen, davon ausgehend, dass diese platzsparend in einem gemeinsamen Container untergebracht werden, 15 % der Investitionskosten.

Somit ergeben sich Investitionskosten für die BHKW in Höhe von 342.000 EUR für die Anlage mit 130.000 E und 71.000 EUR für die Anlage mit 20.000 E.

Gasfackel und Gasbehälter

Die Investitionskosten für die Gasfackel und den Gasbehälter wurden anhand von Erfahrungswerten ermittelt und mit aktuellen Richtpreisangeboten abgeglichen. Für

Einbindung und Montage der Gasfackel und des Gasbehälters wurden pauschale Sätze in Höhe von 30 % für die Gasfackel bzw. 15 % für den Gasbehälter angenommen.

Somit ergeben sich für die Gasfackel der kleinen Modellanlage Investitionskosten in Höhe von 20.000 EUR, für die große Modellanlage in Höhe von 26.000 EUR. Für den Gasbehälter werden 159.000 EUR für die kleine bzw. 380.000 EUR für die große Modellanlage berücksichtigt.

Die Einzelkosten der beschriebenen Aggregate inklusive der Bautechnik und Peripherie, sowie die Einsparung aus der geringer dimensionierten Belebungsstufe sind in Tabelle 7-5 zusammengestellt.

Tabelle 7-5: Detaillierte Investitionskosten der Modellanlagen 20.000 E und 130.000 E mit VK / Faulung

<u>Einwohnerwerte</u>			
Einwohnerwerte Bemessung	E	20.000 [E]	130.000 [E]
Einwohnerwerte angeschlossen an KA	E	14.000 [E]	100.000 [E]
<u>Investitionskosten anhand E</u>			
MBR-Anlage		589,00 [EUR/E]	297,22 [EUR/E]
MBR-Anlage		11.780.000 [EUR]	38.639.000 [EUR]
<u>Kostenreduktion aus Belebungsbecken</u>			
Minderkosten Investition Belebungsbecken		-453.000 [EUR]	-1.241.000 [EUR]
<u>Zusätzliche Einzelkosten</u>			
Vorklärbecken		164.000 [EUR]	304.000 [EUR]
Statischer Voreindicker PS		123.000 [EUR]	514.000 [EUR]
Voreindickung ÜSS Bandeindicker		33.000 [EUR]	65.000 [EUR]
Schlammfaulung		707.000 [EUR]	2.441.000 [EUR]
BHKW		71.000 [EUR]	342.000 [EUR]
Gasfackel		20.000 [EUR]	26.000 [EUR]
Gasbehälter		159.000 [EUR]	380.000 [EUR]
<u>Investitionskosten Gesamt</u>		12.604.000 [EUR]	41.470.000 [EUR]

In Tabelle 7-6 sind die Investitionskosten aller 4 Varianten gegenübergestellt.

Tabelle 7-6: Zusammenfassung der Investitionskosten

Variante 1	Variante 2	Variante 3	Variante 4
20.000 E ohne VK/ Faulung	20.000 E mit VK/ Faulung	130.000 E ohne VK/ Faulung	130.000 E mit VK/ Faulung
11,78 Mio EUR	12,60 Mio EUR	38,64 Mio EUR	41,47 Mio EUR
589 EUR/E	630 EUR/E	297 EUR/E	319 EUR/E

Aus den vorangehenden Erläuterungen ergeben sich für die Modellanlagen spezifische Investitionskosten in Höhe von ca. 590 bis 630 EUR/E für die Modellanlage mit 20.000 E und ca. 300 bis 320 EUR/E für die Modellanlagen mit 130.000 E. In der Literatur [MUNLV ISA, 2003] werden zur Membrantechnik einwohnerspezifische Kosten zwischen 250 und 1.400 EUR/E angegeben, wobei die große Bandbreite aus der Unterscheidung von Misch- und Trennwassersystemen herrührt. Für die Kläranlage Nordkanal (80.000 E) wurden Angebote von 254 bis 276 EUR/E im Jahr 2001 abgegeben. Mit den beschriebenen Indizes versehen, entsprechen diese heutigen einwohnerspezifischen Investitionskosten in Höhe von 299 bis 325 EUR/E. Die ermittelten spezifischen Investitionskosten für die Modellanlagen sind daher als plausibel anzusehen.

7.2. Betriebskosten

Die Betriebskosten wurden auf Basis der tatsächlichen Belastung der Modellanlagen, also 14.000 E und 100.000 E, und nicht auf Basis der Auslegungsgrößen berechnet. Es werden die folgenden Kostenblöcke berücksichtigt:

- Personal,
- Betriebsmittel,
- Energie,
- Wartung / Reparatur / Instandhaltung,
- Reststoffentsorgung und
- Sonstiges.

Die Abwasserabgabe wurde in den Betriebskosten nicht berücksichtigt. Diese Position als durchlaufender Posten, führt lediglich zu einer vergleichbaren Betriebskostenerhöhung, die für den Ansatz der vergleichenden Kostenbetrachtung nur eine untergeordnete Rolle spielt.

Nachfolgend werden die Rahmenbedingungen, nach denen die einzelnen Positionen ermittelt wurden, beschrieben.

Personal

Zur Ermittlung der Personalkosten für die Modellanlagen wurde das Merkblatt ATV-M 271 (1998) herangezogen. Es wird die Ausbaugröße der jeweiligen Kläranlage zu Grunde gelegt, nicht die tatsächliche Anschlussgröße. Da das Merkblatt keinen gesonderten Ansatz über den Betrieb von Membranbelebungsanlagen enthält, wurde für die Position Belebung und Filtration aus Erfahrung ein Ansatz gewählt, welcher in etwa dem doppelten Aufwand wie für das klassische Belebungsbecken entspricht. Für die beiden Modellanlagen mit Vorklärung und Faulung wurde dieser Ansatz aufgrund der verringerten Größe des Belebungsbeckens um 20 % abgemindert. Der Aufwand für die Tätigkeiten die im Bereich der M+E-Technik, welche bei der MBR-Anlage auszuführen sind, wird um 30 % höher angesetzt als bei der konventionellen Technik. Der Aufwand für die maschinelle Schlammwässerung wurde für die beiden Modellanlagen mit Vorklärung und Faulung um 10 % reduziert, da die Menge an maschinell zu entwässerndem Schlamm durch den vorherigen Abzug des Primärschlammes leicht reduziert ist. Mit diesen Ansätzen wurden die einzelnen Arbeitsplätze betrachtet mit einer jährlichen Arbeitszeit eines Mitarbeiters von 1.530 h/a (unter Berücksichtigung von Urlaubs- und Krankheitstagen) Festlegungen für die monatlichen Arbeitsaufwendungen getroffen. Die ausführliche Tabelle befindet sich im Anhang A11.

Die notwendige Mitarbeiterzahl für die Anlagen mit und ohne Vorklärung sind in Tabelle 7-7 dargestellt. Ebenso finden sich hier die Jahreskosten für das Personal, welche gemäß ATV-M 271 (1998) mit 40,00 EUR/h berechnet wurden.

Tabelle 7-7: Mitarbeiterzahl und Jahreskosten Personal

	Variante 1 14.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 2 14.000 E mit VK/ Faulung	Variante 3 100.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 4 100.000 E mit VK/ Faulung
Mitarbeiterzahl	1,69	1,93	5,88	6,43
Jahreskosten	103.000 EUR/a	117.000 EUR/a	360.000 EUR/a	393.000 EUR/a

Auf dem Klärwerk Nordkanal, welches eine Ausbaugröße von 80.000 E hat, sind aktuell 6 Mitarbeiter beschäftigt [DRENSLA, 2011]. Die Ermittlung der Mitarbeiterzahl, wie in Tabelle 7-7 dargestellt und vorangehend erläutert, konnte somit für die Modellanlage 100.000 E bestätigt werden.

Betriebsmittel

Ein anderer wesentlicher Bestandteil der Betriebskosten bei der Betrachtung der Membranbelebungsverfahren ist der Verbrauch an Reinigungschemikalien. Auch die Fällungschemikalien werden berücksichtigt, jedoch aufgrund des geringen Aufwandes mit einem pauschalen Betrag. Für die Ansätze bezüglich der betrachteten Modellanlagen wurden die Erfahrungswerte aus PÖYRY (2009c) herangezogen und somit 5.000 EUR/a für die kleine und 40.000 EUR/a für die große Anlage berücksichtigt.

Für den Bedarf an Reinigungschemikalien haben MUNLV / ISA (2003) spezifische Kosten in Höhe von 0,2 bis 1,1 EUR/(m²·a) ermittelt. Ebenfalls in PÖYRY (2009c) werden spezifische Chemikalienkosten in Höhe von 1,08 bis 1,63 EUR/(m²·a) ermittelt. Diese liegen an der oberen Grenze der Bandbreite bzw. deutlich über den Kosten, die in der Literatur angesetzt wurden, jedoch beziehen sich die Angaben in der Kostenschätzung der Modellanlagen auf die Herstellerangaben der Membrananlagen, so dass diese Angaben in der vorliegenden Betrachtung Verwendung finden. Mit den Membranflächen von 22.083 m² für die kleine und 111.583 m² für die große Modellanlage ergeben sich somit Betriebskosten für die Reinigung der Membranen in Höhe von 36.000 EUR/a bzw. 120.000 EUR/a.

Energie

Die Ermittlung der Energiebedarfswerte der Modellanlagen in allen vier Varianten wurde in den vorangehenden Kapiteln erläutert. Kostenseitig wurden sowohl der Energiebedarf, als auch im Fall der beiden Anlagenvarianten mit Vorklärung und Faulung, die im BHKW erzeugten Strommengen in die Bilanzierung einbezogen. Es wurde davon ausgegangen, dass der im BHKW erzeugte Strom direkt auf der Kläranlage verbraucht wird und somit nicht mehr vom Stromanbieter bezogen werden muss. Für alle Modellanlagen ist gleichermaßen ein Strompreis von 0,15 EUR/kWh angesetzt worden. Unterschiede aufgrund der Anlagengröße wurden im Bezugspreis nicht berücksichtigt, da diese zu großen Schwankungsbreiten unterliegen und keiner einheitlichen Linie folgen. Es ergeben sich somit Energiekosten für die Anlagen wie in Tabelle 7-8 nachfolgend dargestellt.

Tabelle 7-8: Energiebedarf und -kosten (0,15 EUR/kWh)

Variante 1	Variante 2	Variante 3	Variante 4
14.000 E ohne VK/ Faulung	14.000 E mit VK/ Faulung	100.000 E ohne VK/ Faulung	100.000 E mit VK/ Faulung
495 Wh/m ³	323 Wh/m ³	484 Wh/m ³	308 Wh/m ³
98.000 EUR/a	64.000 EUR/a	650.000 EUR/a	413.000 EUR/a

Im Hinblick auf den Wärmebedarf der Faulbehälter ist festzuhalten, dass die Wärmeerzeugung im BHKW für die Deckung grundsätzlich ausreichend ist. Lediglich zur Abdeckung von gelegentlichen Spitzenlasten ist davon auszugehen, dass Primärenergie ergänzt werden muss. Aus diesem Grund wird hier keine separate Betrachtung der Wärmeenergie angestellt. Dies deckt sich mit den Angaben aus der Literatur [MURL, 1999], in der festgehalten wurde, dass die Kläranlagen, die ihren Wärmebedarf mit dem eigenen Faulgas decken, dies zu 98 bis 100 % erreichen.

Wartung / Reparatur / Instandhaltung

Eine Membranbelebungsanlage benötigt erfahrungsgemäß etwa 30 % mehr Maschinen- und Elektrotechnik als eine konventionelle Anlage. Für die Ermittlung von Ansätzen zur Bestimmung der jährlichen Aufwendungen für Wartung/ Reparatur und Instandhaltung gibt es verschiedene Ansätze. In der Veröffentlichung ATV (1995) wurden Werte zwischen minimal 1 % und maximal 8 % der Jahreskosten ermittelt. Dieser Ansatz wird hier jedoch nicht verwendet, da in den Jahreskosten auch der Anteil der Energiekosten eine wesentliche Rolle spielt. Diese würden, aufgrund der berücksichtigten Energieerzeugung, zu vermeintlich niedrigeren Wartungskosten führen, welche aber aufgrund der zusätzlichen Technik und den zusätzlichen Aggregaten eine Verfälschung des Ansatzes darstellen.

Ein Ansatz aus Erfahrungswerten, der hier gewählt wurde, ist der Ansatz eines pauschalen Prozentsatzes bezogen auf die Investitionskosten. Dieser verändert sich jedoch mit der Größe der Kläranlage. Für die vorliegende Kostenbetrachtung wurden 1 % der Investitionssumme für die kleine Modellanlage mit und ohne Vorklärung angesetzt und 0,7 % der Investitionssumme für die große Modellanlage mit und ohne Vorklärung.

Reststoffentsorgung

Für die Reststoffentsorgung werden zunächst die einzelnen Fraktionen der auf einer Kläranlage anfallenden Reststoffe betrachtet.

Die erste anfallende Fraktion ist das Sieb- und Rechengut. Um die Membranbelebungsanlage vor Verzopfungen zu schützen wird hier zunächst mittels eines Grobrechens eine erste Abtrennung der Grobstoffe vorgenommen. Nach dem Langsandfang und vor dem Eingang in die Belebungsanlage wird zum Schutz der Membranmodule dann ein Feinsieb vorgeschaltet, welches die Membranbelebungsanlage von der konventionellen Anlage unterscheidet. Unter der Annahme, dass mit dem Grobrechen zunächst 5 L/(E a) Grobstoffe entfernt werden und mit dem Feinrechen anschließend noch einmal 15 L/(E a) wird ein Mengenansatz von 20 l/(E·a) an Sieb- und Rechengut im oberen Bereich gewählt [SCHNEIDER, 2006]. Das gepresste Rechengut hat eine Dichte von etwa 0,8 t/m³. Mit diesen Werten wurde eine Sieb- und Rechengutmenge der Modellanlagen für 100.000 angeschlossene Einwohnerwerten zu 1.600 t/a und für 14.000 E zu 224 t/a ermittelt. Ein spezifischer Entsorgungspreis von 180 EUR/t wurde angesetzt. [SCHULTE-BAHRENBERG, 2009]

Für das Sandfanggut wird ein mittlerer Ansatz gewählt. Die Tabellenwerke nach [SCHNEIDER, 2006] geben einen Bereich von 2 – 5 l/(E·a) als Anfallgröße an. Es wird ein Ansatz von 3,5 l/(E·a) Sandfanggut gewählt und eine Dichte von 1,6 kg/m³ angenommen. Analog zu der Berechnung der Sieb- und Rechengutmengen ergeben sich daraus zu entsorgende Sandfanggutmengen in Höhe von 78 t/a und 560 t/a für die beiden Modellanlagen, die zu einem spezifischen Entsorgungspreis von 88 EUR/t entsorgt werden. [SCHULTE-BAHRENBERG, 2009]

Die Klärschlammengen werden über die TS-Gehalte in den Zu- und Abläufen des Vorklärbeckens und über die Berechnung des Überschussschlamms in der Belebung in der Bemessung der Modellanlagen bestimmt (Tabelle 7-9). Die ermittelten Mengen korrelieren mit dem Ansatz aus den Bemessungstabellen nach IMHOFF UND KLAUS (1999), der 50 g/(E d) ansetzt.

Nach der aeroben Stabilisierung (Variante 1 und 3) wird ein TS-Gehalt von 2,5 % angenommenen. Bei Variante 2 und 4 wird angenommen dass etwa 65 % der Trockensubstanz organisch sind und von der organischen Trockensubstanz wiederum im Faulbehälter 50 % abgebaut werden. Es wird ein TS-Gehalt von 2,7 % im Ablauf des Faulbehälters angesetzt.

Tabelle 7-9: Ermittlung der Klärschlammengen

	Variante 1	Variante 2	Variante 3	Variante 4
	14.000 E	14.000 E	100.000 E	100.000 E
	ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung	ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung
Primärschlamm [g/(E d)]		36,40		32,20
Überschussschlamm [g/(E d)]	57,10	32,46	57,61	35,42
Rohschlammanfall [g/(E d)]	57,10	68,86	57,61	67,62
tTS/a	292	238 (nach Faulung)	2.103	1.666 (nach Faulung)
m³/a	12.000	9.000	84.110	61.700

In den Investitionskosten für die kleinere Modellanlage ist eine Schlammmentwässerung nicht enthalten. Dies wird in der Regel über den Einsatz eines Lohnentwässerungsunternehmens abgebildet. Für diese Dienstleistung können 5 bis 12 EUR/m³ Rohschlamm aus der Erfahrung angenommen werden. Für die Modellanlage 14.000 E wird einen Wert von 7,50 EUR/m³ angenommen.

Mit einer zu entsorgenden Schlammmenge von ca. 12.000 m³/a sind somit Entwässerungskosten in Höhe von rund 88.000 EUR/a für die Variante 1 zu berücksichtigen. Eine Schlammmenge von ca. 9.000 m³ verursacht bei Variante 2 Entwässerungskosten in Höhe von 66.000 EUR/a. Diese werden den Kosten für die Klärschlammmentsorgung zugerechnet.

Für alle vier Varianten sind des Weiteren die Entsorgungskosten zu berücksichtigen. Die spezifischen Entsorgungskosten wurden nach den Angaben für Klärschlamm aus der Erhebung des MUNLV ISA (2006) zur Klärschlammmentsorgung angesetzt. Unter der Annahme, dass eine thermische Klärschlammverwertung in einem Kohlekraftwerk zur Mitverbrennung vorgenommen wird, wird ein mittlerer Kostenansatz von 248 EUR/t_{TS} angenommen.

Es ergeben sich daraus Entsorgungskosten für die vier Varianten der Modellanlagen wie Tabelle 7-10 angegeben.

Tabelle 7-10: Entsorgungskosten [EUR/a]

	Variante 1 14.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 2 14.000 E mit VK/ Faulung	Variante 3 100.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 4 100.000 E mit VK/ Faulung
Sieb-/Rechengut	40.000	40.000	288.000	288.000
Sandfanggut	7.000	7.000	49.000	49.000
Klärschlamm	160.000*	130.000*	521.000	428.000
Entsorgungs- kosten [EUR/a]	207.000	172.000	858.000	750.000

* inkl. Lohnentwässerung

Sonstiges

Unter der Position „Sonstiges“ wurde eine Pauschale in Höhe von 10 % der Betriebskosten für anderweitig nicht aufgeführte Kosten, wie z.B. Versicherungen und ähnliches, angesetzt. Die Höhe beruht auf betrieblichen Erfahrungswerten für vergleichbare Kläranlagen.

Zusammenfassend stellen sich die Betriebskosten für die Modellanlagen mit und ohne Vorklärbecken wie folgt (Tabelle 7-11) dar:

Tabelle 7-11: Detaillierte Betriebskosten der Modellanlagen

Personal	14.000 E	14.000 E mit VKB	100.000 E	100.000 E mit VKB
(40,00 EUR/h)	103.000 [EUR/a]	117.000 [EUR/a]	360.000 [EUR/a]	393.000 [EUR/a]
Chemikalien				
Reinigungschemikalien	36.000 [EUR/a]	36.000 [EUR/a]	120.000 [EUR/a]	120.000 [EUR/a]
Fällmittel + Sonstiges	5.000 [EUR/a]	5.000 [EUR/a]	40.000 [EUR/a]	40.000 [EUR/a]
Wartung				
Ansatz 0,7 - 1% der Investitionskosten	118.000 [EUR/a]	126.000 [EUR/a]	270.000 [EUR/a]	290.000 [EUR/a]
Reststoffentsorgung				
Rechen- & Siebgutentsorgung	40.000 [EUR/a]	40.000 [EUR/a]	288.000 [EUR/a]	288.000 [EUR/a]
Sandfanggutentsorgung	7.000 [EUR/a]	7.000 [EUR/a]	49.000 [EUR/a]	49.000 [EUR/a]
Klärschlamm	160.000 [EUR/a]	125.000 [EUR/a]	521.000 [EUR/a]	413.000 [EUR/a]
Abwasserabgabe				
	0 [EUR/a]	0 [EUR/a]	0 [EUR/a]	0 [EUR/a]
Energie				
	98.000 [EUR/a]	64.000 [EUR/a]	650.000 [EUR/a]	413.000 [EUR/a]
Sonstiges				
Versicherung, Sonstiges	5.000 [EUR/a]	5.000 [EUR/a]	22.000 [EUR/a]	22.000 [EUR/a]
Betriebskosten Gesamt				
	572.000 [EUR/a]	525.000 [EUR/a]	2.320.000 [EUR/a]	2.028.000 [EUR/a]

Tabelle 7-12: Zusammenstellung der Betriebskosten

Variante 1	Variante 2	Variante 3	Variante 4
14.000 E	14.000 E	100.000 E	100.000 E
ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung	ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung
572.000 EUR/a	525.000 EUR/a	2.320.000 EUR/a	2.028.000 EUR/a

Auf die Jahreswassermenge Q_M bezogen ergeben sich daraus folgende Betriebskosten:

1. Variante 1: 572.000 EUR/a : 1.315.825 m³ = 43,47 Ct/m³
2. Variante 2: 525.000 EUR/a : 1.315.825 m³ = 39,90 Ct/m³
3. Variante 3: 2.320.000 EUR/a : 8.942.500 m³ = 25,94 Ct/m³
4. Variante 4: 2.028.000 EUR/a : 8.942.500 m³ = 22,68 Ct/m³

In Relation zu Literaturangaben für die Anlage Nordkanal [ENGELHARDT ET AL., 2007], die mit 26 bis 28 Ct/m³ in 2005 angegeben wurden, ergeben sich plausible Betriebskosten für die Modellanlagen.

7.3. Ermittlung der Jahreskosten - Vergleichsbetrachtung

Auf Basis der Leitlinien zur Durchführung von Kostenvergleichsrechnungen der Länderarbeitsgemeinschaft Wasser [LAWA, 1994] wurden die derart zusammengestellten Investitions- und Betriebskosten zu Jahreskosten umgerechnet. Das Ziel dieser Kostenvergleichsrechnung ist die Betrachtung der Jahreskosten im Vergleich der Modellanlagen in den beiden verschiedenen Größenordnungen mit und ohne Vorklärung.

Tabelle 7-13: Verteilung der Investitionskosten

Invest	%	Variante 1 20.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 2 20.000 E mit VK/ Faulung	Variante 3 130.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 4 130.000 E mit VK/ Faulung
Bautechnik	39	4.594.200	4.915.560	15.069.210	16.173.300
M-Technik	27	3.180.600	3.403.080	10.432.530	11.196.900
E-/MSR-Technik	13	1.531.400	1.638.520	5.023.070	5.391.100
Membranmodule	20	2.356.000	2.520.800	7.727.800	8.294.000
Nebenkosten	1	117.800	126.040	386.390	414.700
Σ		11.780.000	12.604.000	38.639.000	41.470.000

Nachdem die Investitionskosten wie in Bild 7-1 dargestellt auf die verschiedenen Positionen verteilt wurden, werden für einzelne Positionen Nutzungsdauern festgelegt. Es wird ein Realzinssatz von 3 % angesetzt und daraus der Kapitalwiedergewinnungsfaktor ermittelt.

Die Formel dazu lautet:

$$\text{KFAKR}(i;n) = \frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} = \frac{(q-1) \cdot q^n}{q^n - 1}$$

Gleichung 11

KFAKR: Kapitalwiedergewinnungsfaktor

i: Zinssatz

q: Zinsfaktor (q = 1 + i)

Tabelle 7-14: Nutzungsdauer der Positionen und ermittelter KFAKR

	Nutzungsdauer [a]	Faktor KFAKR [-]
Bautechnik	40	0,0433
Maschinenteknik	15	0,0838
E-/MSR-Technik	15	0,0838
Membranmodule	10	0,1172
Nebenkosten	40	0,0433

Nachdem die Investitionskosten unter Berücksichtigung der methodischen Ansätze der LAWA (1994) mit dem Kapitalwiedergewinnungsfaktor (KFAKR) multipliziert wurden, tauchen sie als Kapitalkosten auf n Jahre verteilt in den Jahreskosten auf.

Tabelle 7-15: Investitionskostendarstellung als Jahreskosten nach [LAWA, 1994] in [EUR/a]

	Variante 1 20.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 2 20.000 E mit VK/ Faulung	Variante 3 130.000 E ohne VK/ Faulung	Variante 4 130.000 E mit VK/ Faulung
Bautechnik	198.756	212.659	651.930	699.695
M-Technik	266.428	285.064	873.897	937.926
E-/MSR-Technik	128.280	137.253	420.765	451.594
Membranmodule	276.195	295.515	905.934	972.310
Nebenkosten	5.096	5.453	16.716	17.941
Σ	874.756	935.944	2.869.243	3.079.466

In den vorangehend gegenübergestellten Investitions- und Betriebskosten zeigt sich, dass sich die Mehrkosten der Investitionen für die Vorklärung, die Schlammfäulung, das BHKW und die Gasbehandlung, sowie die damit einhergehende Peripherie, auf eine Größenordnung von 8 % für beide Modellanlagen belaufen. Im Gegensatz dazu sind die Betriebskosten bei der Modellanlage 20.000 E mit Vorklärung um ca. 8 % niedriger als bei der Modellanlage ohne Vorklärung, bei der Modellanlage 130.000 E mit Vorklärung aber

bereits um 12 % geringer als bei der Anlage ohne Vorklärung, da die Einsparungen aus der Energieerzeugung bei dieser Kläranlagengröße einen deutlich positiven Ausschlag geben.

Tabelle 7-16: Gesamtjahreskostenvergleich nach LAWA (1994) (umgerechnete Investitionskosten + Betriebskosten) [EUR/a]

Variante 1	Variante 2	Variante 3	Variante 4
20.000 E	20.000 E	130.000 E	130.000 E
ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung	ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung
1,45 Mio.	1,46 Mio.	5,19 Mio.	5,11 Mio.
$\Delta + 14.188 \text{ EUR/a}$		$\Delta - 81.766 \text{ EUR/a}$	

In der vorliegenden Betrachtung über die Jahreskosten zeigt sich, dass der Betrieb einer Vorklärung und Faulung bei einer Modellanlage der Größenordnung 20.000 E keinen wirtschaftlichen Vorteil bringt. Bei der Modellanlage der Größenordnung 130.000 E ist ein geringfügiger wirtschaftlicher Vorteil zu erkennen. Die Betrachtung über die Jahreskostenermittlung nach LAWA ergibt wirtschaftliche Vorteile im Rahmen einer jährlichen Kosten-Einsparung von ca. 82.000 EUR/a oder ca. 1,6 %.

Im Fall der Modellanlage 20.000 E steigen die Jahreskosten nach der Betrachtung gemäß der LAWA-Leitlinien um 14.188 EUR/a, in der Betrachtung der Modellanlage 130.000 E sinken die Jahreskosten um 81.766 EUR/a. Obwohl in den Betriebskosten eine deutliche Reduzierung durch die erzeugte Energie zu verzeichnen ist, ist diese bei der Jahreskostenbetrachtung nach LAWA der beiden Modellanlagen durch die hohen Investitionen der Membrankläranlagen, welche in erster Linie aus Bestandteilen der Maschinenteknik bestehen, nur noch in geringem Maß vorhanden.

Die Ergebnisse sind vor dem Hintergrund zu betrachten, dass mit Hinblick auf die gemachten Faulversuche der Gasanfall in der Faulung mit 400 L/(kg oTR) deutlich niedriger gewählt wurde als die sonst in der Literatur üblichen Angaben von 450 bis 475 L/(kg oTR).

8. Entscheidungsmatrix als Planungshilfe

In Tabelle 8-1 ist die vorläufige Entscheidungsmatrix zur Gegenüberstellung möglicher Energiebedarfsdaten, Energieerträge und CO₂-Emissionen aus MBR bei verschiedenen Verfahrenskonfigurationen dargestellt. Sie liefert einen raschen Überblick über die anhand der Modellanlage ermittelten Energiebedarfs- und -ertragswerte sowie die CO₂-Bilanz.

Tabelle 8-1: Entscheidungsmatrix der Variantenuntersuchung am Beispiel der Modellanlage

Parameter	Anlagengröße	14.000 E	14.000 E	100.000 E	100.000 E
		ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung	ohne VK/ Faulung	mit VK/ Faulung
Gesamtenergiebedarf	Wh/m ³	495	463	484	449
Gesamtenergiebedarf	kWh/(E a)	47	44	43	40
davon aus Membranstufe	Wh/m ³	260	260	260	260
davon aus Belebung	Wh/m ³	189	133	179	120
davon aus Schlammbeh.	Wh/m ³	8	27	8	27
Energieertrag aus Faulung	Wh/m ³	-	141	-	141
Fremdenergiebezug	Wh/m ³	495	322	484	308
CO₂-Bilanz	t CO ₂ /a	375	267	2.490	1.749

Für die Membranstufe sind das Membrangebläse, die externe Rezirkulationspumpe sowie die Permeatpumpe berücksichtigt. Hier ändert sich durch die Einführung von Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung nichts. Die spezifischen Kosten sind auch für beide Größen gleich. Für die Belebung sind die Belüftung im Belebungsbecken, Rührwerke sowie die interne Rezirkulation (vom Nitrifikationsbereich in den Denitrifikationsbereich) berücksichtigt. Dieser Wert wird mit der Einführung einer Vorklärung kleiner, da weniger zu oxidierende Fracht ins Belebungsbecken geleitet wird und somit die Position Belüftung geringer ausfällt. Des Weiteren ist das Belebungsbecken kleiner, was sich auf den Energiebedarf der Rührwerke auswirkt. Bei der Schlammbehandlung ist ohne anaerobe Stabilisierung eine Zentrifuge berücksichtigt, mit anaerober Stabilisierung ein Eindicker, der Faulbehälter sowie eine Zentrifuge. Bei allen Anlagen sind zusätzlich der Energiebedarf für die mechanische Reinigung sowie die Infrastruktur zu berücksichtigen.

Die CO₂-Bilanz berücksichtigt den Energiebedarf, gegebenenfalls den Energiegewinn sowie die CH₄-Emissionen aus der anaeroben Schlammstabilisierung.

Nach aktuellem Bearbeitungsstand ergeben sich sowohl aus energetischen Gesichtspunkten als auch auf Basis der CO₂-Emissionen Vorteile für die Variante mit Vorklärung und anaerober Schlammstabilisierung. Ob eine solche Lösung aber auch aus wirtschaftlichen Aspekten vorzuziehen ist, bleibt vor allem bei kleineren Anlagen eine Einzelfallentscheidung.

9. Zusammenfassung und Fazit

Der Energieverbrauch von Membranbelebungsanlagen (MBR) ist im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen üblicherweise um den Faktor 2 bis 3 höher und bewegt sich in einer Spannweite von 0,73 bis 1,83 kWh/m³ bzw. 49 bis 208 kWh/(Ea) [PINNEKAMP, 2011]. Dies ist zu großen Teilen darauf zurückzuführen, dass die Membranen, welche die Separation des belebten Schlammes vom gereinigten Wasser gewährleisten, zur Begrenzung der Deckschichtbildung mit grobblasiger Luft beaufschlagt werden. Ein weiterer energetischer Nachteil liegt darin, dass MBR als simultan aerob stabilisierende Anlagen ohne Vorklärung betrieben werden. Dadurch ist der Sauerstoffbedarf und somit der Energieverbrauch zu Belüftungszwecken erhöht. Zudem kann das im Klärschlamm enthaltene Energiepotential nicht optimal durch anaerobe Stabilisierung und Verstromung des anfallenden Faulgases erschlossen werden.

Vor diesem Hintergrund wurden im Rahmen des Forschungsvorhabens die Möglichkeiten des Betriebes eines MBR in Kombination mit einer anaeroben Schlammfäulung mit dem Fokus auf eine energetische Optimierung des Gesamtsystems untersucht. In Phase eins des Projektes sind neben der Recherche bisheriger Erkenntnisse zur Thematik anhand einer Literaturstudie die Ermittlung der möglichen Gasausbeuten von Primär- und Sekundärschlämmen verschiedener kommunaler MBR anhand von Versuchen im Labormaßstab durchgeführt worden. Hierbei wurde kein Unterschied im Gasertrag zwischen den MBR-Schlämmen und Schlämmen aus einer konventionellen Belebung mit hohem Schlammalter ermittelt. Gegenüber Schlämmen aus Anlagen mit weniger weitgehender aerober Stabilisierung sind die Gaserträge erwartungsgemäß geringer. Absolute Werte zum möglichen Gasertrag konnten aufgrund der Bedingungen im sehr kleinmaßstäbigen Batch-Laborversuch bisher nicht ermittelt werden. Nach derzeitigem Kenntnisstand kann für MBR ohne Vorklärung von einem ähnlichen Gasanfall ausgegangen werden, wie er für konventionelle Anlagen mit hohem Schlammalter in der Literatur dokumentiert ist, d.h. rund 300 L/(kg oTR). Der positive Beitrag von Primärschlämmen in einer anaeroben Stabilisierung konnte durch das Erzielen der höchsten Gaserträge in den Versuchen hervorgehoben werden.

Des Weiteren wurden die Entwässerungseigenschaften der Schlämme vor und nach der anaeroben Stabilisierung bestimmt. Es ergaben sich keine Unterschiede hinsichtlich des Entwässerungsverhaltens zwischen MBR-Schlämmen und Schlämmen einer konventionellen Stufe mit hohem Schlammalter. Die überwiegende Anzahl der Messungen ergab nach der Fäulung kürzere CST-Werte als vorher, was auf verbesserte Entwässerungseigenschaften hinweist.

Die Berechnung des Energiebedarfs von Membrankläranlagen erfolgte am Beispiel von Modellanlagen mit unterschiedlichen Anschlussgrößen sowie mit und ohne Vorklärung und anaeroben Stabilisierungsstufe. Außerdem wurde die Bilanzierung der

aufzubringenden und eingesparten CO₂-Äquivalente für die Modellanlage hinsichtlich des Energieaufwandes für Abwasser- und Klärschlammbehandlung sowie direkter Methanemissionen aus der anaeroben Stabilisierung vorgenommen. Hierbei ergaben sich sowohl aus energetischer als auch aus ökologischer Sicht Vorteile für die Verfahrensvariante mit Vorklärung und anaerober Stabilisierung. Anschließend wurde eine Kostenabschätzung und -vergleichsbetrachtung angestellt. Hierzu wurden Investitionskosten ermittelt, auf 2011 indiziert und in Jahreskosten umgerechnet. Weiterhin wurden Betriebskosten kalkuliert. Für die Modellanlage mit 100.000 E ergab sich durch die Einführung von Vorklärung und Faulung ein wirtschaftlicher Vorteil. Bei der Modellanlage mit 14.000 E stiegen die Jahreskosten durch diese Maßnahmen leicht an.

Da zum Erreichen einer optimalen Gas- und damit auch Energieausbeute die Installation einer Vorklärung zum Primärschlammabzug und das Herabsetzen des Schlammalters in der Belebungsstufe zur Erhöhung des in die Faulung eingetragenen organischen Materials anzustreben sind, sind für einen derart umgestellten Betrieb eines MBR zusätzlich die Auswirkungen auf die Schlammigenschaften und damit der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranstufe zu berücksichtigen. Tendenziell scheinen ein hohes Schlammalter und eine geringe Schlammbelastung innerhalb der untersuchten Spannweiten günstig für die Filtrierbarkeit des Schlammes und die Foulingneigung der Membranen zu sein. Hierzu kann allein auf Grundlage der Literaturrecherche jedoch keine abschließende Beurteilung abgegeben werden.

Dieser Fragestellung soll in einer zweiten 18-monatigen Projektphase nachgegangen werden. Auf der halbtechnischen Kläranlage des Landesumweltamtes NRW in Neuss sollen an einem MBR im Pilotmaßstab bei Variation der relevanten Betriebsparameter und unter Implementierung einer Vorklärung die optimalen Randbedingungen zur Maximierung der Gasausbeute unter Berücksichtigung der Filtrationsleistung der Membranstufe ermittelt werden. Hierzu sollen ein MBR und eine konventionelle Referenzstraße parallel betrieben und die Schlämme einer ebenfalls zweistraßigen Schlammfaulung zugeführt werden. Die zu variierenden Betriebseinstellungen des MBR betreffen die Aufenthaltszeit in der Vorklärung, den Feststoffgehalt, die Schlammbelastung und das Schlammalter. Somit können die erzielbare Gasausbeute sowie die Schlammigenschaften und die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membranen in Abhängigkeit der Betriebseinstellungen präzise verfolgt werden.

Die Arbeitsergebnisse der Variantenuntersuchungen sollen in die Aktualisierung und Fortschreibung der Entscheidungsmatrix einfließen. Diese erlaubt eine schnelle Übersicht über Energiebedarfsdaten, mögliche Energieerträge und CO₂-Emissionen von Membranbelebungsanlagen mit und ohne anaerobe Schlammstabilisierung.

10. Literaturverzeichnis

- AL-HALBOUNI, D., TRABER, J., LYKO, S., WINTGENS, T., MELIN, T., TACKE, D., JANOT, A., DOTT, W., HOLLENDER, J. (2008): Correlation of EPS content in activated sludge at different sludge retention times with membrane fouling phenomena. *Water Research* 42 (2008) pp. 1475 – 1488
- ALT, K., WEDI, D. (2007): Bemessung, Konstruktion und Ausschreibung kommunaler Membranbelebungsanlagen. In: Melin, T., Pinnekamp, J., Dohmann, M. (Hrsg.): *Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Begleitband zur 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen vom 30.-31.10.2007*, ISBN 3-86130-888-6
- ASUE (2005): BHKW-Kenndaten 2005. Arbeitsgemeinschaft für sparsamen und umweltfreundlichen Energieverbrauch e.V., Energiereferat der Stadt Frankfurt (Hrsg.), Verlag Rationeller Erdgaseinsatz, Kaiserslautern (Vertrieb)
- ATV (1992): Entwässerungskennwerte. ATV-Arbeitsbericht 3.1. In: *Korrespondenz Abwasser*, 3/1992, S. 401–408
- ATV (1995): *ATV-Handbuch Betriebstechnik. Kosten und Rechtsgrundlagen der Abwasserreinigung*, 4. Auflage, Ernst & Sohn Verlag, Berlin, ISBN 3-433-00910-4
- ATV (1996): *ATV-Handbuch Klärschlamm*. 4. Auflage, Ernst & Sohn Verlag, Berlin, ISBN 3-433-00909-0
- ATV-DVWK-A 131 (2000): Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. *Arbeitsblatt des ATV-DVWK Regelwerkes*, ISBN 3-933707-41-2
- ATV-DVWK-M 363 (2002): Herkunft, Aufbereitung und Verwertung von Biogasen. *Merkblatt des ATV-DVWK Regelwerkes*, ISBN 3-936514-11-9
- ATV-DVWK-M 366 (2000): Maschinelle Schlamm entwässerung. *Merkblatt des ATV-DVWK Regelwerkes*, ISBN 3-933707-60-9
- ATV-M 271 (1998): Personalbedarf für den Betrieb kommunaler Kläranlagen. *Merkblatt des ATV-DVWK Regelwerkes*, ISBN 3-927729-52-3
- BARJENBRUCH, M., BOLLE, F.-W., FIRK, W. (2010): Anthropogene Spurenstoffe: Auswirkungen der 4. Reinigungsstufe auf die Energie- und Klima-Bilanz. DWA Bundestagung, Bonn
- BAUMANN, A., LOPP, M. (2008): Möglichkeiten zur Energieeinsparung in der Abwassertechnik. Im Tagungsband zur DWA – Landesverbandstagung, LV Nord-Ost, 30.05.2008 in Merseburg
- BEIER, S., PINNEKAMP, J., SIEGRIST, H., ABEGGLEN, C., BÖHLER, M., MAUER, C. (2010): Energieumsatz von Maßnahmen zur Elimination von Mikroverunreinigungen in der ARA und energetischer Ausblick: Einführung. VSA-Fachtagung Energieeffizienz in ARA 29. September 2010, Zürich

- BfE (2002): Bundesamt für Energie (Hrsg.), Ökobilanz Klärschlammverstromung, im Internet unter www.naturemade.ch, 17.08.2010
- BÖHNKE, B. (1989): Bemessung der Stickstoffelimination in der Abwasserreinigung- Ergebnisse eines Erfahrungsaustausches der Hochschulen. Korrespondenz Abwasser, 36 (9) S. 1046-1061
- BOLLE, F.-W., GENZOWSKY, K. (2011): Treibhausgasemissionen bei der Abwasserreinigung. Acwa aktuell, Ausgabe 5, 01/2011, Herausgeber Acwa- Aachen Wasser, Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen, Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft an der RWTH Aachen, Prüf- und Entwicklungsinstitut für Abwassertechnik an der RWTH Aachen e. V.
- BOLLE, F.-W., PINNEKAMP, J., GENZOWSKY, K. (2010): Treibhausgasemissionen bei der Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung. Vortrag bei der DWA-Bundesversammlung, 25.11.2010, Bonn
- BREPOLS, C., SCHÄFER, H. (2009): Kläranlage Glessen: Planung, Bau und Betrieb der dritten Membranbelebungsanlage des Erftverbandes. In: Pinnekamp (2009) (Hrsg.) Gewässerschutz, Wasser, Abwasser 217, Begleitband zur 42. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft vom 18. - 20.3.2009 in Aachen, ISBN 978-3-938996-23-2
- BROOKES, A., JUDD, S., REID, E., GERMAIN, E., SMITH, S., ALVAREZ-VAZQUEZ, H., LE-CLECH, P., STEPHENSON, T., TURRA, E., JEFFERSON, B. (2003): Biomass characterisation in membrane bioreactors. In: Proceedings of the IMSTEC, Sydney, Australia, 2003
- BROOKES, A., JEFFERSON, B., GUGLIELMI, G., JUDD, S.J. (2006): Sustainable flux fouling in a membrane bioreactor: impact of flux and MLSS. Sep. Sci. Technol. 41 (2006) pp. 1279–1291
- BRUUS, J., NIELSEN, P., KEIDING, K. (1992): On the stability of activated sludge flocs with implications to dewatering. Water Research 26 (12) pp. 1597-1604
- CICEK, N., FRANCO, J.P., SUIDAN, M.T., URBAIN, V., MANEM, J. (1999): Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compounds. Water Environ. Res. 71 (1999) pp. 64–70
- CRITTENDEN, J.C., TRUSSEL, R. R., HAND, D., HOWE, K. J., TCHOBANOGLIOUS, G. (2005): Water treatment: Principles and Design. 2. Auflage, MHW, John Wiley and Sons, Inc., Hoboken, NJ (USA)
- CZEPIEL, P., CRILL, P., HARRISS, R. (1995): nitrous oxide emissions from municipal wastewater treatment. Environmental Science and Technology 29 (9), pp. 2352-2356
- DENKERT, R. (1988): Einflüsse auf die Leistungsfähigkeit und Wirtschaftlichkeit einer prozessgesteuerten Dekantier-Zentrifuge zur Überschussschlammeindickung, Bochum, Schriftenreihe Siedlungswasserwirtschaft, Band 12

- DENTEL, S. K.; ABU-OFR, M. M. (1995): Laboratory and full-scale studies of liquid stream viscosity and streaming current for characterization and monitoring of dewaterability, *Water Research*, Vol. 29, No. 12, pp. 2663-2672, 1995
- DESTATIS (2011): Internetseite des Statistischen Bundesamtes am 13.04.2011 [http://www.destatis.de/jetspeed/portal/cms/Sites/destatis/Internet/DE/Navigation/Statistiken/Preise/ Fachserie17, Reihe 4; Index der Erzeugerpreise gewerblicher Produkte \(Inlandsabsatz\) nach dem Güterverzeichnis für Produktionsstatistiken, Ausgabe 2009 \(GP 2009\): Lange Reihen von Januar 1995 bis Februar 2011; Verbraucherpreisindizes für Deutschland: Lange Reihen ab 1948](http://www.destatis.de/jetspeed/portal/cms/Sites/destatis/Internet/DE/Navigation/Statistiken/Preise/Fachserie17_Reihe_4;Index_der_Erzeugerpreise_gewerblicher_Produkte_(Inlandsabsatz)_nach_dem_Güterverzeichnis_für_Produktionsstatistiken,Ausgabe_2009_(GP_2009):_Lange_Reihen_von_Januar_1995_bis_Februar_2011;Verbraucherpreisindizes_für_Deutschland:_Lange_Reihen_ab_1948)
- DE WEVER, H., BRANNOCK, M., LESLIE, G., BREPOLS, C. (2008): Inside or outside submerged MBR: which one is better?
- DICHTL, N., MEYER, H., NIEHOFF, H.-H. (1997): Technisch/ wirtschaftliche Aspekte der Faulgasverwertung in Gasmotoren auf Kläranlagen im Zusammenwirken von Abwasserreinigung, Schlammbehandlung, Energieautarkie und Berücksichtigung weitergehender Emissionsaspekte. *Mitteilungen Oswald-Schulze-Stiftung*, Heft 22
- DICHTL, N., KOPP, J. (1999): Entwässerungsverhalten von Klärschlämmen aus Anlagen mit Membranfiltration, *WAP Wasser Abwasser Praxis* 01-1999, S. 35-38
- DICHTL, N., KOPP, J. (2001): Kennwerte zur Entwässerbarkeit von Klärschlämmen. In: Dohmann, M. (Hrsg.): *Gewässerschutz, Wasser, Abwasser 184, Begeleitband zur 34. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft vom 14. – 16.03.2001 in Aachen*, ISBN 3-932590-77-5
- DIN EN 14701-1 (2006a): Charakterisierung von Schlämmen – Filtrationseigenschaften – Teil 1: Bestimmung der kapillaren Fließzeit; Deutsche Fassung EN 14701-1:2006
- DIN EN 14701-2 (2006b): Charakterisierung von Schlämmen – Filtrationseigenschaften – Teil 2: Bestimmung des spezifischen Filtrationswiderstandes; Deutsche Fassung EN14701-2:2006
- DIN 38414-8 (1985): Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung – Schlamm und Sedimente (Gruppe S) – Bestimmung des Faulverhaltens (S 8)
- DOHMANN, M. (1993): Bemessung der Belebungsbecken nach dem Ansatz der Hochschulgruppe (HSG-Ansatz). *Korrespondenz Abwasser*, 40 (8) S. 1240
- DRENSLA (2011): Persönliche Mitteilung: Frau Kinga Drensla, Erftverband, Tel.: 02271-88-1274, Mai 2011
- DWA KA-Betriebs-Info (2010): *Korrespondenz Abwasser, Abfall, Betriebs- Info* 2010 (40) Nr. 4
- DWA-M 383 (2008): Kennwerte der Klärschlammmentwässerung, Merkblatt des DWA-Regelwerkes, ISBN 978-3-941089-29-7

- EL-FADEL, M., MASSOUD, M. (2001): Methane emissions from wastewater management. *Environmental Pollution* 114 (2001) pp.177-185
- ENERGIEAGENTUR NRW (2009): Energiepreise in Deutschland im Vergleich, Internetveröffentlichung, <http://www.ea-nrw.de/infografik/grafik.asp?TopCatID=3106&CatID=3131&RubrikID=3131>, 2009
- ENGELHARDT, N. (2003): Membranbelebungsverfahren – eine beherrschbare und erfolgreiche Technik – Erfahrungen nach vierjährigem Betrieb. In: Melin, T., Dohmann, M. (Hrsg.): *Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Begleitbuch zur 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik vom 30.09 – 01.10.2003 in Aachen*, ISBN 3-921955-28-9
- ENGELHARDT, N., JANOT, A., DRENSLA, K., GRÖNING, N. (2007): Die Membranbelebungsanlage GWK Nordkanal – Betriebsergebnisse mit neuer mechanischer Vorreinigung. In: Melin, T., Pinnekamp, J., Dohmann, M. (Hrsg.): *Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Begleitband zur 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen vom 30.-31.10.2007*, ISBN 3-86130-888-6
- EVENBLIJ, H., GEILVOET, S., VAN DER GRAAF, J., VAN DER ROEST, H.F. (2005): Filtration characterisation for assessing MBR performance: three cases compared. *Desalination* 178 (2005) pp. 115–124
- FREIPOST, S. (2011): Vergleich der Jahreskosten einer konventionellen biologischen Stufe und eines Membranbioreaktors auf einer kommunalen Kläranlage, Studienarbeit RWTH Aachen
- gpc (2004): Erweiterung von kommunalen Kläranlagen durch Membrantechnologie am Beispiel der Kläranlage Eitorf/ Sieg- Konzeptplanung und Schnittstellenanalyse. Studie der Gesellschaft für Projektentwicklung und Controlling mbH, Essen im Auftrag des MUNLV
- GREDIGK-HOFFMANN, S. (2008): Energieautarke Kläranlagen – Vision oder Fiktion? In: *Gewässerschutz, Wasser, Abwasser, Aachen, 2008*, ISBN 978-3-938996-17-1
- GRELIER, P., ROSENBERGER, S., TAZI-PAIN, A. (2005): Influence of sludge retention time on membrane bioreactor hydraulic performance In: *Proceedings of the International Congress on Membranes and Membrane Processes (ICOM)*, Seoul, Korea, 2005
- GÜNTHERT, F.W., REICHERTER, E. (2001): *Investitionskosten der Abwasserentsorgung*, Oldenbourg Industrieverlag München, ISBN 3-486-26507-5
- HABERKAMP, J. (2008): *Organisches Membranfouling bei der Ultrafiltration kommunaler Kläranlagenabläufe: Ursachen, Mechanismen und Maßnahmen zur Verringerung*. Dissertation an der Technischen Universität Berlin

- HABERKERN, B., MAIER, W., SCHNEIDER, U. (2008): Steigerung der Energieeffizienz auf kommunalen Kläranlagen. Text 11/08, Umweltbundesamt (Hrsg.), ISSN 1862-4804, <http://www.umweltdaten.de/publikationen/fpdf-l/3347.pdf>
- HANAKI, K., HONG, Z., MATSUO, T. (1992): Production of nitrous oxide gas during denitrification of wastewater. *Water Science and Technology* 26 (5-6), pp. 1027-1036
- HÜBNER, M, ROLFS, T. (2007): Betriebserfahrungen mit den Membrankläranlagen Woffelsbach und Konzen. In: Melin, T., Pinnekamp, J., Dohmann, M. (Hrsg.): *Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Begleitband zur 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen vom 30.-31.10.2007*, ISBN 3-86130-888-6
- HYNES, R.K., KNOWLES, R. (1984): Production of nitrous oxide by *Nitrosomonas europae*: effects of acetylene, pH and oxygen. *Canadian Journal of Microbiology* 30 (11) pp. 1397-1404
- IMHOFF, K., KLAUS R. (1999): *Taschenbuch der Stadtentwässerung*. 29. Auflage, Oldenburg Verlag München Wien
- IMHOFF, K. (2007): *Taschenbuch der Stadtentwässerung*, 30. Auflage, Oldenburg Industrieverlag
- IPCC (2006): *Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories*, Chapter 6: Wastewater treatment and discharge
- ITONAGA, T., KIMURA, K., WATANABE, Y. (2004): Influence of suspension viscosity and colloidal particles on permeability of membrane used in membrane bioreactor (MBR); *Water Science and Technology* 50 (12) pp. 301–309
- ITOKAWA, H., THIEMIG, C., PINNEKAMP, J. (2008): Design and operating experiences of municipal MBRs in Europe. *Water Science and Technology* 58 (12) pp. 2319 -2327
- JEFFERSON, B., BROOKES, A., LE-CLECH, P., JUDD, S.J. (2004): Methods for understanding organic fouling in MBRs, *Water Science and Technology* 49 (2004) pp. 237–244
- JIMENEZ, J., GRELIER, P., MEINHOLD, J., TAZI-PAIN, A. (2010): Biological modelling of MBR and impact of primary sedimentation. *Desalination* 250 (2) pp. 562-567
- JINSONG, Z., CHUAN, C. H., JITI, Z., FANE, A. G. (2006): Effect of Sludge Retention Time on Membrane Bio-Fouling Intensity in a Submerged Membrane Bioreactor. *Separation Science and Technology*, 41 (7) pp. 1313 - 1329
- JUDD, S. (2006): *The MBR Book: Principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment*. Elsevier, ISBN-10: 1-85-617481-7
- KAMPSCHREUR, M.J., TEMMINK, H., KLEEREBEZEM R., JETTEN, M. S.M, VAN LOOSDRECHT, M. C.M. (2009): Nitrous oxide emission during wastewater treatment, *Water Research* 43 (2009) pp. 4093 – 4103

- KAPP, H. (1984): Schlammfäulung mit hohem Feststoffgehalt. Stuttgarter Berichte, Band 86, 1984
- KASTE, A. (2003): Erkenntnisse und Erfahrungen aus dem Förderprogramm „Energie in Kläranlagen“ Langfassung zum Jahresbericht 2003, Landesumweltamt Nordrhein-Westfalen
- KEICHER, K., KRAMPE, J.; STEINMETZ, H. (2008): Energieversorgung von Kläranlagen. Potenzial zur energetischen Optimierung und Beitrag zur Versorgungssicherheit. KA - Korrespondenz Abwasser, Abfall 55 (6) S. 644 - 650
- KIM, J.-S., LEE, C.-H., CHANG I.-S. (2001): Effect of pump shear in the performance of a crossflow membrane bioreactor. Water Research 35 (9) pp. 2137-2144, Elsevier Science Ltd.
- KIMURA, K., YAMATO, N., YAMAMURA, H., WATANABE, Y. (2005): Membrane fouling in pilot-scale membrane bioreactors (MBRs) treating municipal wastewater. Environ. Sci. Technol. 2005, 39, pp. 6293-6299
- KOPP, J. (2009): Theoretische Grundlagen zur Entwässerbarkeit von Schlämmen, Fachtagung der VSA-Kommission «ARA» vom 13. März 2009
- KRAUSE, S. (2005): Untersuchungen zum Energiebedarf von Membranbelebungsanlagen. Dissertation am Fachbereich Bauingenieurwesen und Geodäsie der Technischen Universität Darmstadt; ISBN-Nr.: 3-932518-62-4
- LAWA (1994): Leitlinien zur Durchführung von Kostenvergleichsrechnungen; Länderarbeitsgemeinschaft Wasser (LAWA) (Hrsg.), 5. Auflage
- LE-CLECH, P., CHEN, V., FANE, T. A.G. (2006): Fouling in membrane bioreactors used in wastewater Treatment. Journal of Membrane Science 284 (2006) pp. 17–53
- LE-CLECH, P. JEFFERSON, B. JUDD, S.J. (2005): A comparison of submerged and sidestream tubular membrane bioreactor configurations. Desalination 173 (2005) pp. 113–122
- LEMMER, H., GRIEBE, T., FLEMMING, H.-C. (1996): Ökologie der Abwasserorganismen, ISBN 3-540-60402-2, Springer Verlag
- LESJEAN, B., FERRE, V., VONGHIA, E., MOESLANG, H. (2009): Market and design considerations of the 37 larger MBR plants in Europe. Desalination and water treatment 6 pp.227-233
- LESJEAN, B., ROSENBERGER, S., LAABS, C., JEKEL, M., GNIRSS, R., AMY G. (2005): Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal organic substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. Water Science and Technology 51 (2005) pp. 1–8
- LIEBE, B. (2011): Treibhausgasemissionen aus Kläranlagen, Studienarbeit RWTH Aachen
- MELIN, T., DOTT, W., PINNEKAMP, J., LINDNER, W. (2007): Strategien zur Foulingkontrolle bei Membranbelebungsanlagen in der kommunalen Abwasserreinigung.

- Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben für das Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen (MUNLV)
- MITSDOERFFER, R, CHRIST, O. (2008): Energiepotenziale auf Kläranlagen erkennen und nachhaltig einsetzen. Im Internet (17.03.2011) unter: <http://www.gfm-ingenieure.de/downloads/wwt20080331energetischeklaeranlagenoptimierung.pdf>
- MUFV RLP (2007): Steigerung der Energieeffizienz von Abwasseranlagen, Ministerium für Umwelt, Forsten und Verbraucherschutz Rheinlandpfalz
- MUNLV/ ISA (2003): Membrantechnik für die Abwasserreinigung. (Hrsg.) Ministerium für Umwelt- und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp und Dr. rer. nat. H. Friedrich
- MUNLV/ ISA (2006): Klärschlamm Entsorgung: Eine Bestandsaufnahme. (Hrsg.): Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen und Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp
- MUNLV (2006): Abwasserreinigung mit Membrantechnik – Membraneinsatz im kommunalen und industriellen Bereich. (Hrsg.): Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen und Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp, 2. Auflage, FiW-Verlag,
- MURAKAMI, T., OOTA, S. (2004): Characteristics of MBR in Municipal Wastewater Treatment. In: Proceedings of the 9th Japanese German Workshop on Wastewater and Sludge Treatment, Tsukuba/Japan
- MURL (1999): Energie in Kläranlagen- Handbuch, Ministerium für Umwelt, Raumordnung und Landwirtschaft Nordrhein-Westfalen
- NAGAOKA, H., KONO, S., YAMANISHI S., MIYA, A. (2000): Influence of organic loading rate on membrane fouling in membrane separation activated sludge process. *Water Science and Technology* 41 (10–11) pp. 355–362
- NELLENSCHULTE, T. (1996): Modell zur Charakterisierung des Entwässerungsergebnisses von Klärschlämmen", Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft TU Braunschweig, Heft 59
- NOVOTNY, V. (2010): Water and energy in the cities of the future – achieving net zero carbon and pollution emissions footprint. IWA World Water Congress and Exhibition, Montréal, Canada, 19-24. Sept. 2010
- OTTE, S., GROBBEN, N.G., ROBERTSON, L.A., JETTEN, M.S.M., KUENEN, J.G. (1996): Nitrous oxide production by *Alcaligenes faecalis* under transient and dynamic aerobic and anaerobic conditions
- PALMOWSKI, L., VELTMANN, K., PINNEKAMP, J., WEBER, M. (2011): Energieoptimierung großtechnischer Membranbelebungsanlagen am Beispiel der Kläranlage Seelscheid. In: Pinnekamp (Hrsg.) (2011): Gewässerschutz, Wasser, Abwasser,

- Begleitbuch zur 44. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft vom 23. bis 25. März 2011 in Aachen, ISBN 978-3-938996-29-4
- PINNEKAMP, J. (2011): Prozessoptimierung von Membranbelebungsanlagen (ProM), Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben, gefördert vom Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, in Bearbeitung (bisher unveröffentlicht)
- PINNEKAMP, J., KÖSTER, S., SIEKMANN, M., STAUFER, P., STEPKES, H., VELTMANN, K. (2008): Künftige Herausforderungen der Siedlungswasserwirtschaft. In: Aachener Schriften zur Stadtentwässerung, Band 12, Aachen 2008; ISBN 978-3-938996-05-8
- PINNEKAMP, J. (2007): Optimierung der Gestaltung und des Betriebs von Membrananlagen in der kommunalen Abwasserreinigung – Obemeka; gefördert vom Bundesministerium für Bildung und Forschung, Förderkennzeichen 02WA0596
- PÖYRY (2009a): Ermittlung energetischer Beurteilungskriterien für Membrankläranlagen mit Hohlfasermodulen und deren Verifizierung am Beispiel einer Großanlage, Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben, gefördert vom Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen
- PÖYRY (2009b): Ermittlung energetischer Beurteilungskriterien für Membrankläranlagen mit Plattenmembranmodulen und deren Verifizierung an zwei Praxisbeispielen, Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben, gefördert vom Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen
- PÖYRY (2009c): Markterkundung im Rahmen des Variantenvergleich Zentrale Abwasserbehandlungsanlage Lippewerk, 2009
- ROLFS, T. (2007): Betriebserfahrungen auf den Membrankläranlagen Woffelsbach und Konzen. In: Pinnekamp, J. (Hrsg.): Gewässerschutz, Wasser, Abwasser 210, Begleitband zum Workshop Membrantechnik in Nordrhein-Westfalen am 29.10.2007 in Aachen, ISBN 978-3-938996-16-4
- ROSENBERGER, S., LESJEAN, B., LAABS, C., JEKEL, M., GNIRSS, R. UND SCHROTTER, J.-C. (2006): Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Water Research* 40 (4) pp. 710-720
- ROSENBERGER, S., EVENBLIJ, H., TE POELE, S., WINTGENS, T., LAABS, C. (2005): The importance of liquid phase analyses to understand fouling in membrane assisted activated sludge processes-six case studies of different European research groups. *Journal of Membrane Science* 263 (2005) pp. 113–126
- ROSENBERGER, S. (2003): Charakterisierung von belebtem Schlamm in Membranbelebungsreaktoren zur Abwasserreinigung. Dissertation am Institut für Verfahrenstechnik an der Technischen Universität Berlin, Fortschritts-Bericht VDI Reihe Nr. 796, VDI-Verlag GmbH, Düsseldorf

- SCHNEIDER (2006): Bautabellen für Ingenieure mit Berechnungshinweisen und Beispielen, 17. Auflage, Werner Verlag (Hrsg.), 13.118 – 13.119 ISBN 978-3-8041-5228-1
- SCHONHARTING B., REHNER, R., METZGER, J.W., KRAUTH, K., RIZZI, M. (1998): Release of nitrous oxide (N₂O) from denitrifying activated sludge caused by H₂S-containing wastewater: quantification and application of a new mathematical model. *Water Science and Technology* 38 (1) pp. 237-246
- SCHRÖDER, M. (2007): Klärschlamm als Energieträger. KA- Korrespondenz Abwasser, Abfall (54), Nr. 10, S. 1035-1040
- SCHULTE-BAHRENBERG (2009): Bachelor-Arbeit zum Thema: Ermittlung der spezifischen Betriebskosten für Membranbelebungsanlagen mit Platten- bzw. Hohlfasermodule; Essen, August 2009
- SCHULTHESS, R.V., KUEHNI, M., GUJER, W. (1995): Release of nitric and nitrous oxides from denitrifying activated sludge. *Water Research* 29 (1) pp. 215-226
- SIMSHEUSER, C. (2009): Diplomarbeit zum Thema: Ermittlung von Idealwerten zur energetischen Beurteilung von Membranbelebungsanlagen; Bochum, April 2009
- SOMMER, J., CIPLAK, A., SÜMER, E. BENCKISER, G., OTTOW, J.C.G. (1998): Quantification of emitted and retained N₂O in a municipal wastewater treatment plant with activated sludge and nitrification- denitrification units. *Agrobiological Research* 51 (1) pp. 59-73
- STEIN, S., KERKLIES, G. (2003): Betriebserfahrungen mit unterschiedlichen Membrantechniken ZeeWeed und VRM. In: Melin, T., Dohmann, M. (Hrsg.): Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Begleitband zur 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik vom 30.09 – 01.10.2003 in Aachen, ISBN 3-921955-28-9
- STEIN, S., MEYER, J., RITTER, K. (2007): Siebenjährige Betriebserfahrungen in Membranbelebungsanlagen – Stand der Optimierungsmaßnahmen. In: Melin, T., Pinnekamp, J., Dohmann, M. (Hrsg.): Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, Begleitband zur 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen vom 30.-31.10.2007, ISBN 3-86130-888-6
- TALLEC, C., GARNIER, J., BILLEN, G., GOUSAILLES, M. (2006): Nitrous oxide emissions from secondary activated sludge in nitrifying conditions of urban wastewater treatment plants: effect of oxygenation level. *Water Research* 40 (15) pp. 2972-2980
- TARNACKI, K., LYKO, S., WINTGENS, T., MELIN, T., NATAU, F. (2005): Impact of extracellular polymeric substances on the filterability of activated sludge in membrane bioreactors for landfill leachate treatment. *Desalination* 179 (2005) pp. 181–190
- THÖLE, D., SCHMITT, F., UTECHT, K.-U. (2007): Energieeffizienz auf Kläranlagen des Ruhrverbandes. In: Pinnekamp, J. (Hrsg.): Wissenschaftliche Mitteilungen des Institutes zur Förderung der Wassergüte- und Wassermengenwirtschaft e.V. Gewässerschutz, Wasser, Abwasser 209, ISBN 978-3-938996-15-7

- THOERN, M., SOERENSEN, F. (1996): Variation of nitrous oxide formation in the denitrification basin in a wastewater treatment plant with nitrogen removal. *Water Research* 30 (6) pp. 1543-1547
- TRUSSELL, R. S., MERLO, R. P., HERMANOWIC, S. W., JENKIN, D. (2006): The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Water Research* 40 (2006) pp. 2675 – 2683
- UMWELTBUNDESAMT (2010): Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix 1990-2008 und erste Schätzung 2009. Berlin
- VAN NIEL, E.W.J., ARTS, P.A.M., WESSELINK, B.J., ROBERTSON, L.A., KUENEN, J.G. (1993): Competition between heterotrophic and autotrophic nitrifiers for ammonia in chemostat cultures. *FEMS Microbiology Ecology* 102 (2) pp. 109-118
- VERRECHT, B., JUDD, S., GUGLIELMI, G., BREPOLLS, C., MULDER, J. W. (2008): An aeration model for an immersed membrane bioreactor. *Water Research* 42 pp. 4.761 – 4.770
- VROM (2008): Op weg naar een klimaaneutrale waterketen. Studie im Auftrag des Ministerie van Volkshuisvesting, Ruimtelijke Ordening en Milieubeheer, ISBN 978.90.5773.411.3
- WATT (1994): Methane Emissions. Watt Committee Report No. 28, Edited by A Williams. ISBN 0 94 6392 242
- WEBER, M. (2011): persönliche Mitteilung
- WETT, M. (2005): Foulingverhalten des Membranbelebungsverfahrens und Auswirkungen auf die Leistungsfähigkeit. *Wasser, Abwasser, Umwelt – Schriftenreihe des Fachgebiets Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel*, ISBN: 3-89958-160-1
- WETT, M., TELGMANN, U., FRECHEN, F.-B. (2009): Untersuchung von extrazellulären polymeren Substanzen in konventionellen Belebtschlammanlagen und Membranbelebungsanlagen. *GWF Wasser, Abwasser*, Band 150, Nr. 11, S. 926-394, ISSN 0016-3651
- WINTER, A. (2003): Kostenreduzierung für Kommunen und Verbände durch effiziente Erzeugung und Verwertung von Faulgas als Primärenergie sowie Reduzierung der Faulschlammmenge. Teilprojekt: Desintegration von Überschuss- und Faulschlämmen. Institut für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität Braunschweig
- ZHANG, S., VAN HOUTEN, R., EIKELBOOM, D.H., DODDEMA, H., JIANG, Z., FAN, Y., WANG, J. (2003): Sewage treatment by low energy membrane bioreactor. *Bioresource Technology* 90 (2), pp. 185-192

Anhang

A1: Reale Einwohnerwerte Eitorf

Um die real angeschlossenen Einwohnerwerte zu ermitteln, wurden die Mittelwerte der Tagesfrachten im Zulauf der einzelnen Parameter durch die ATV-Richtwerte [ATV-DWWK-A 131, 2000] dividiert. So ergeben sich für den Zeitraum 2005 bis 2009 die in dargestellten, tatsächlichen Einwohnerwerte.

Tabelle A-1: Reale Einwohnerwerte Eitorf

		CSB	BSB ₅	NH ₄ -N	N _{ges}	P _{ges}
Tagesmittelwert	[g/d]	3.650.012	1.501.589	252.424	411.950	56.076
ATV-Richtwert	[g/E·d]	120	60	7,5	11	1,8
EW_{real}	[E]	30.417	25.026	33.657	37.450	31.153

Damit ergibt sich für alle Parameter zusammen ein gemittelter, realer Einwohnerwert von 31.541 E. Dementsprechend ist die KA Eitorf zu 67,8 % bezüglich der Ausbaugröße (46.500 E) ausgelastet.

A2: Zu- und Ablaufwerte der VK der KA Eitorf

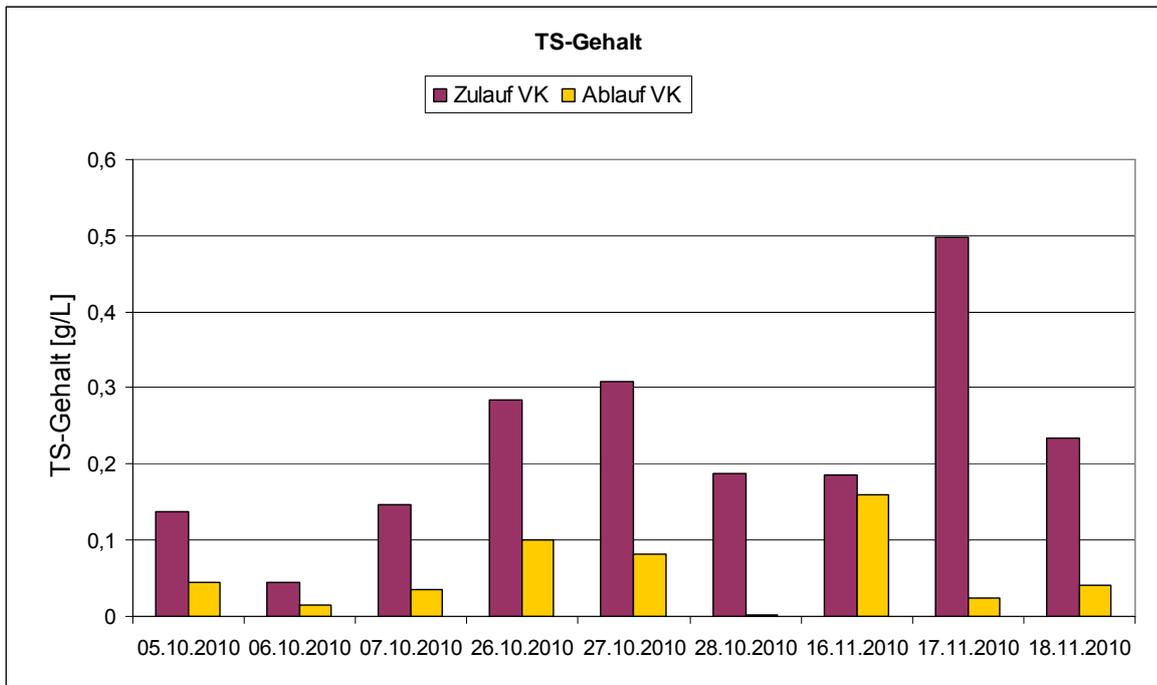


Bild A-1: TS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

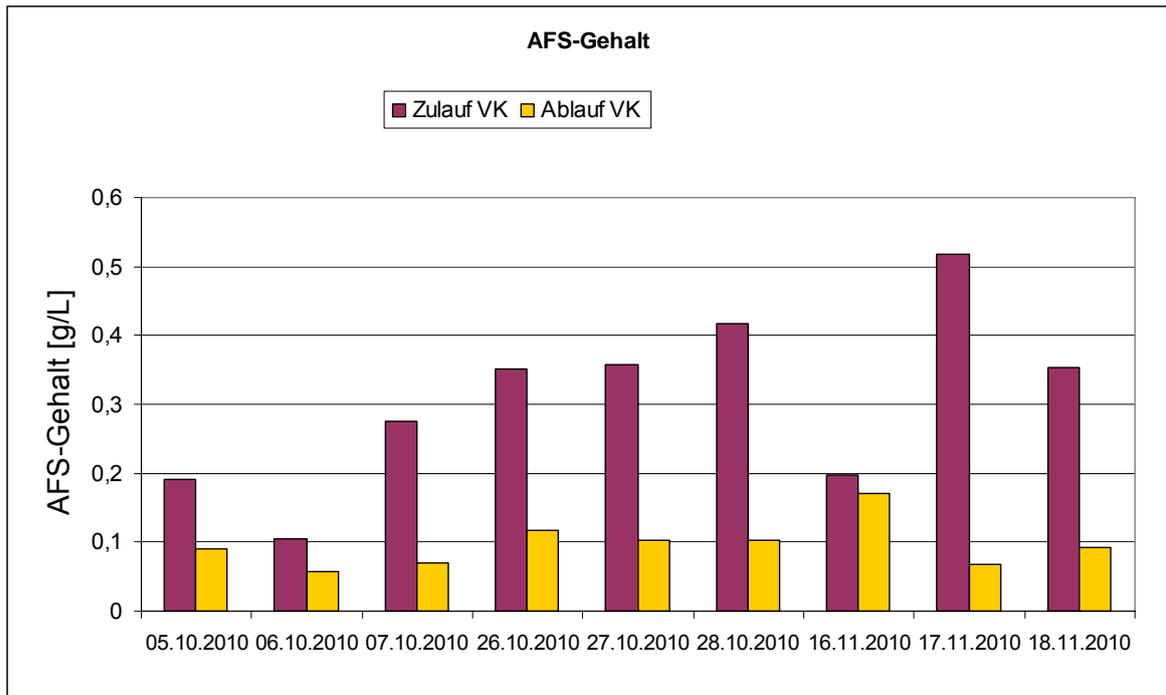


Bild A-2: AFS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

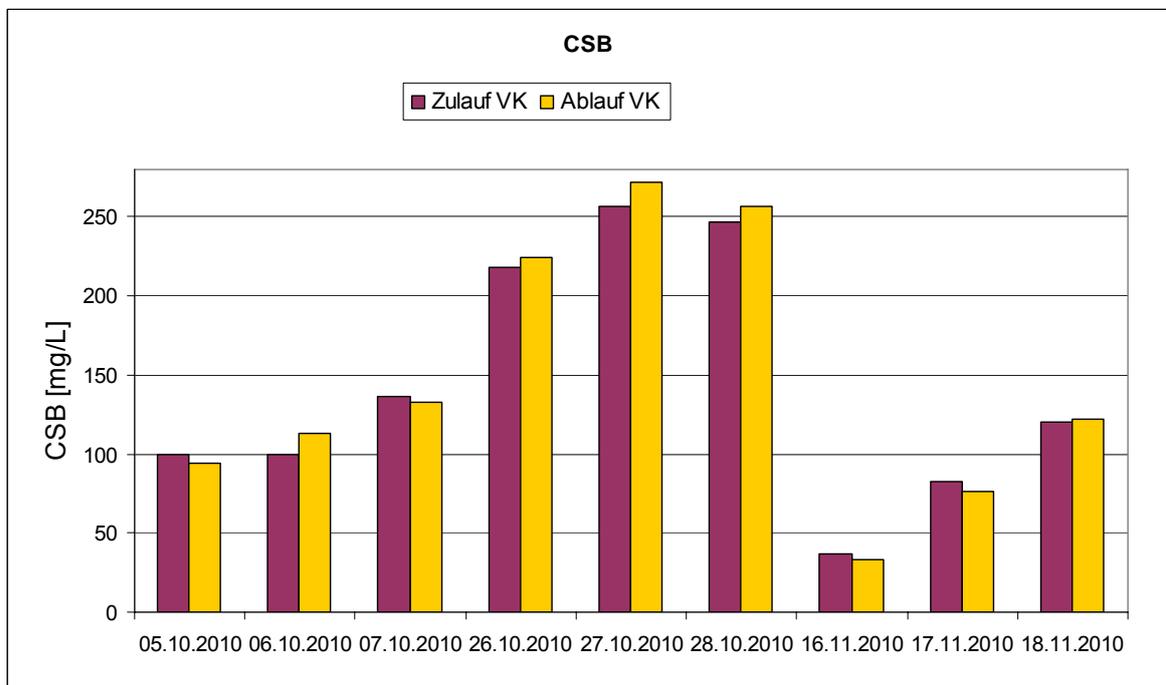


Bild A-3: CSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

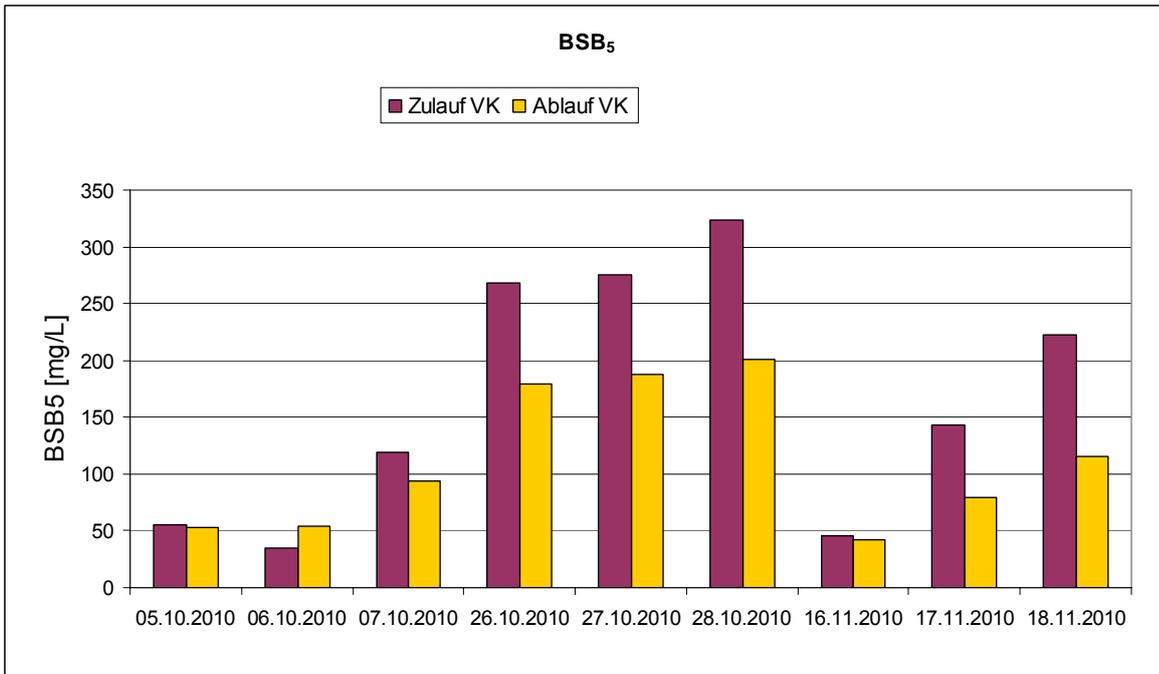


Bild A-4: BSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

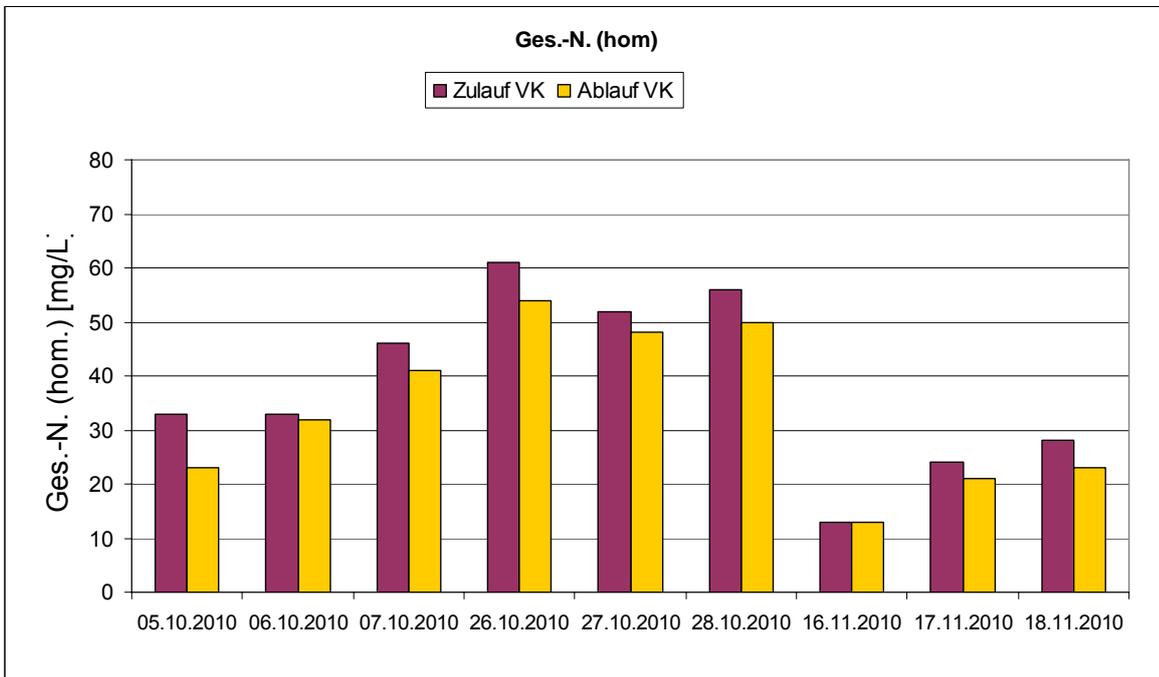


Bild A-5: Ges.-N. (hom) im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

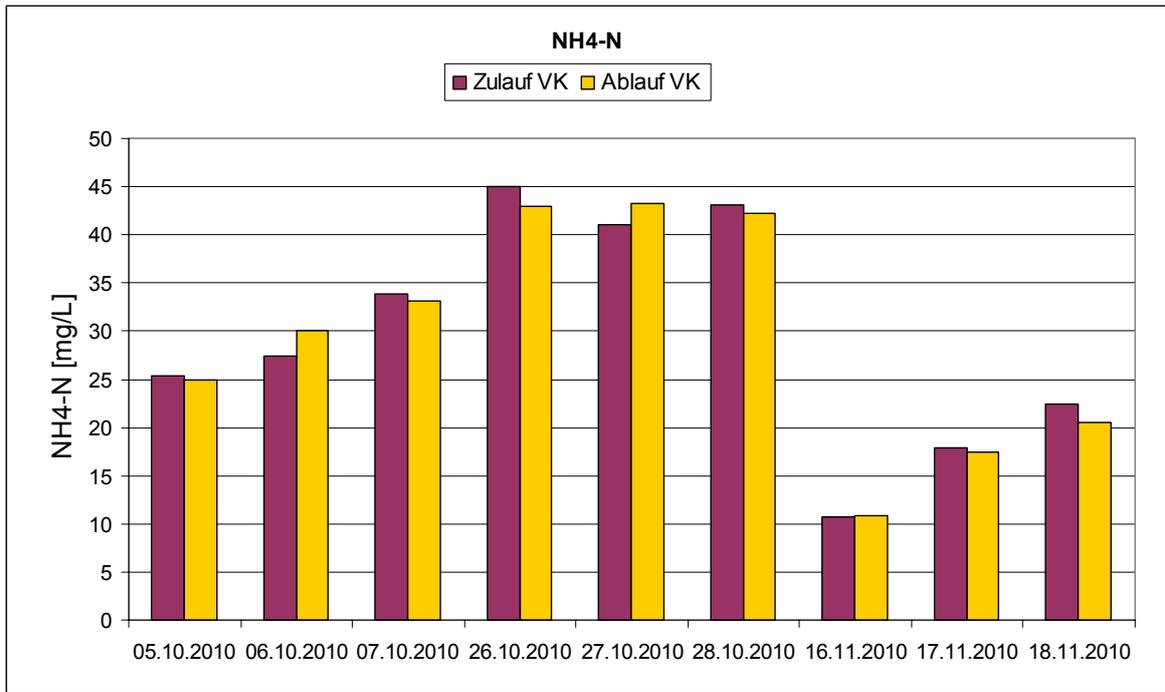


Bild A-6: NH₄-N im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

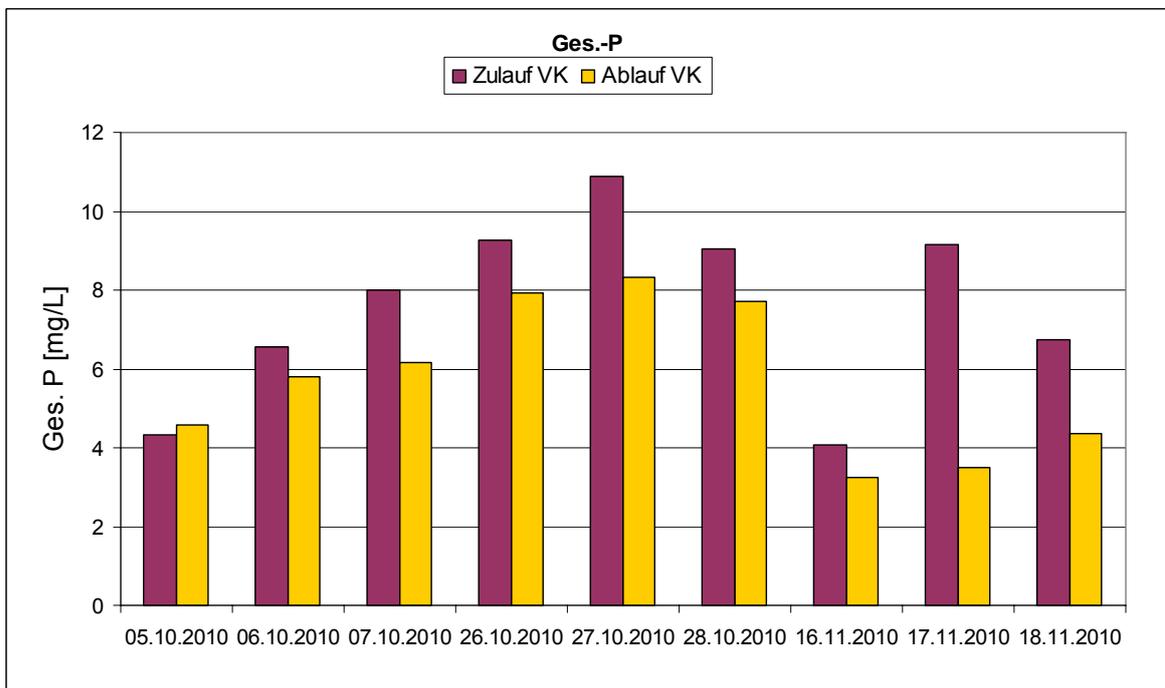


Bild A-7: Ges.-P. im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

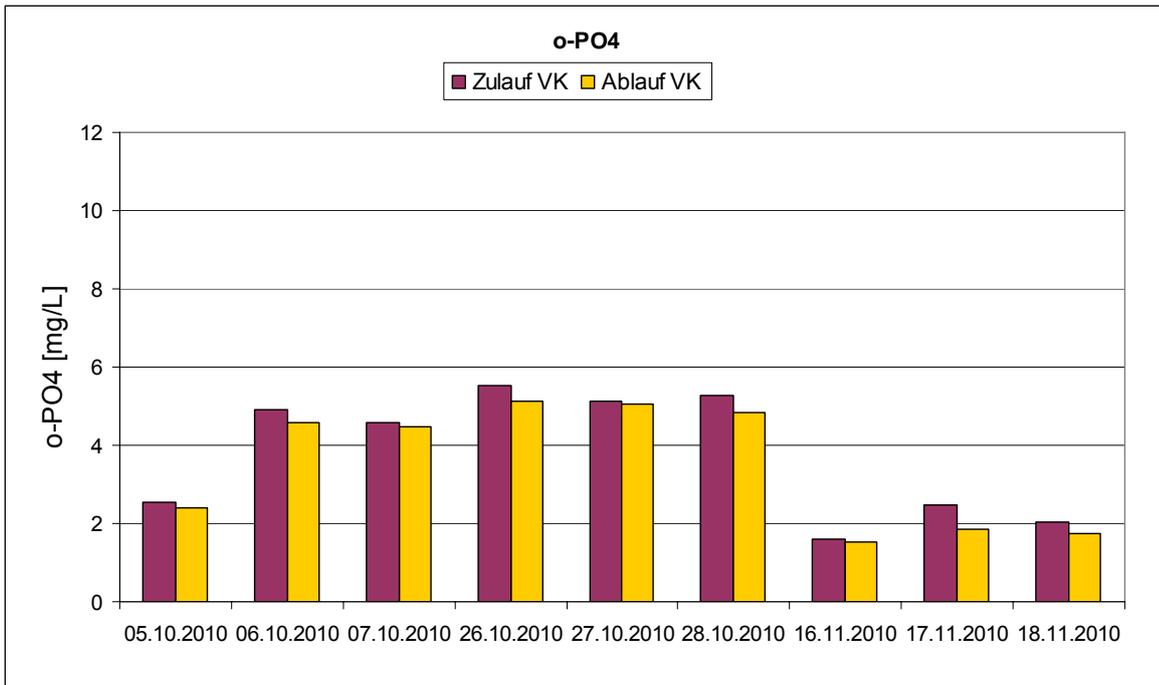


Bild A-8: o-PO₄ im Zu- und Ablauf der VK der KA Eitorf

A3: Zu- und Ablaufwerte der VK der KA Seelscheid

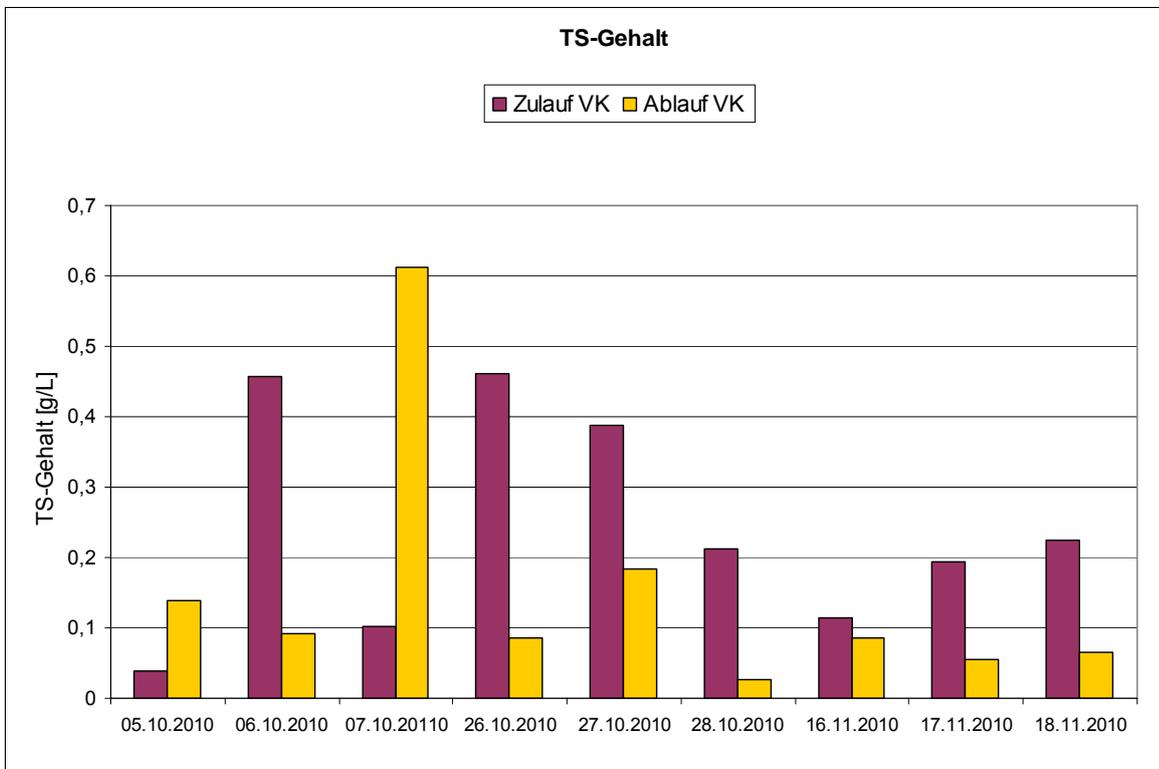


Bild A-9: TS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

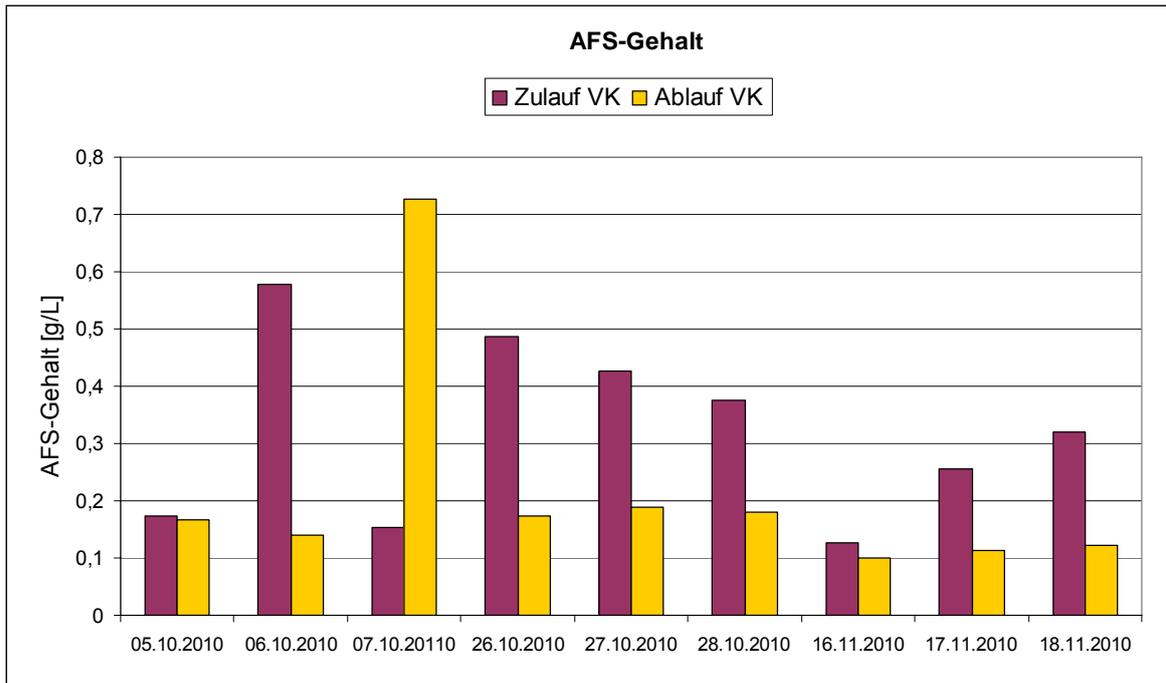


Bild A-10: AFS-Gehalt im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

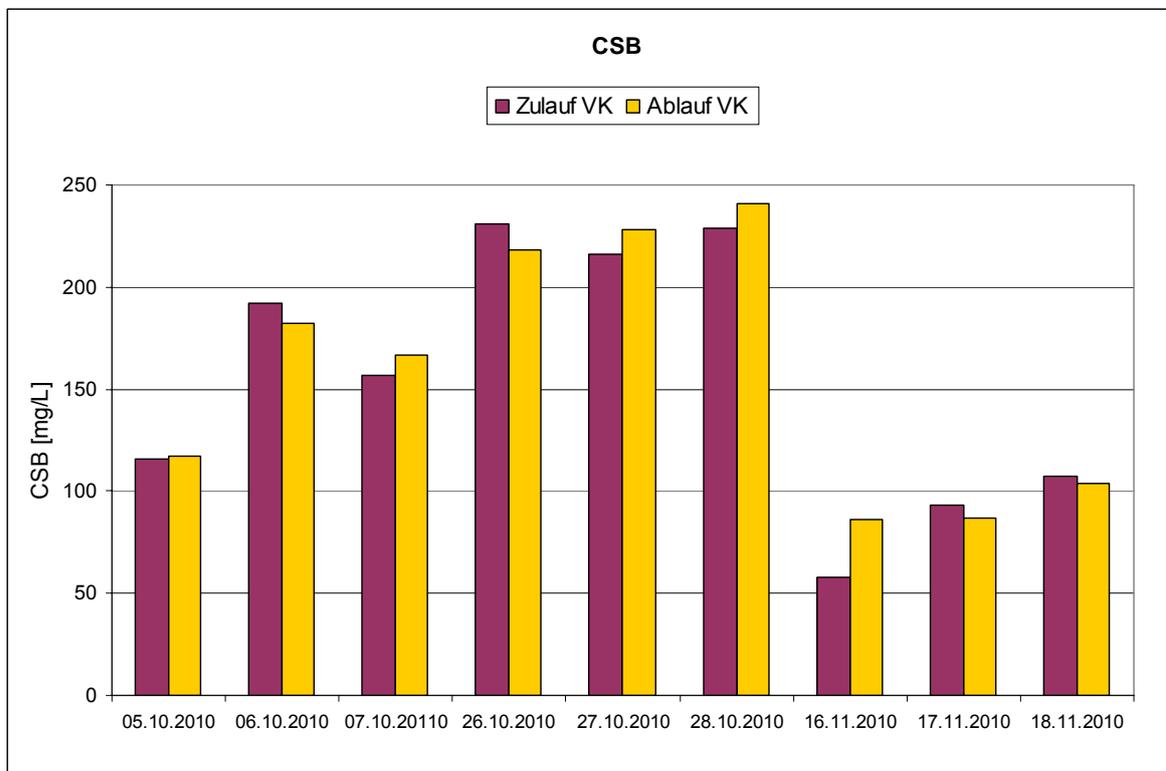


Bild A-11: CSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

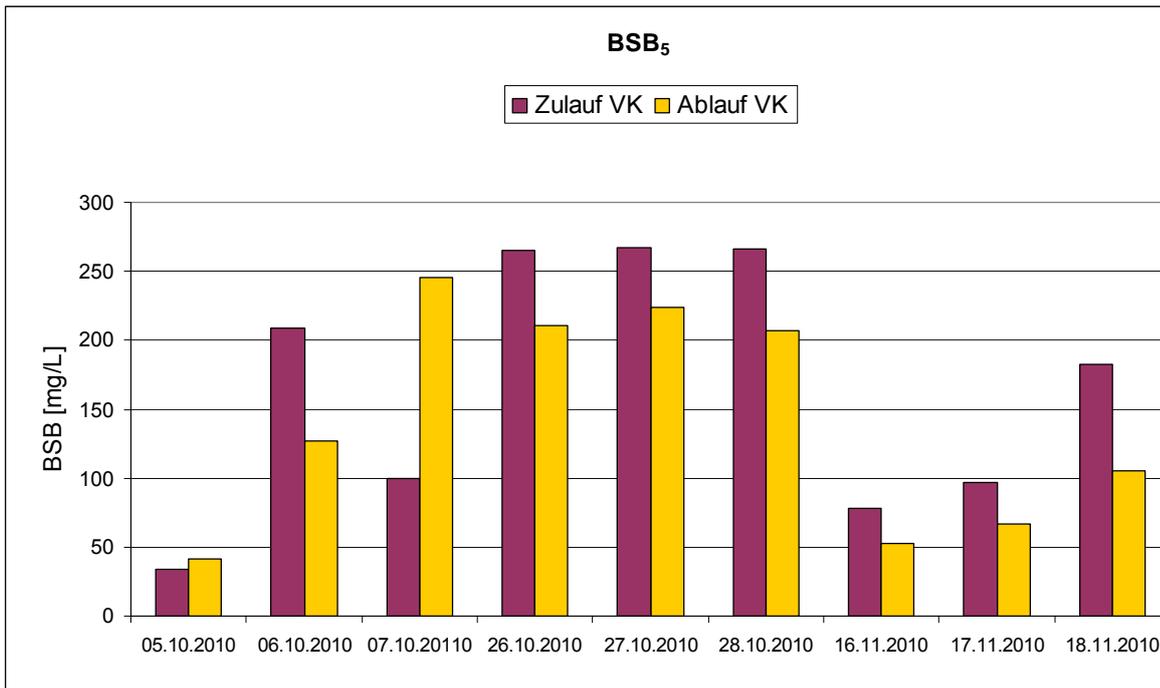


Bild A-12: BSB im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

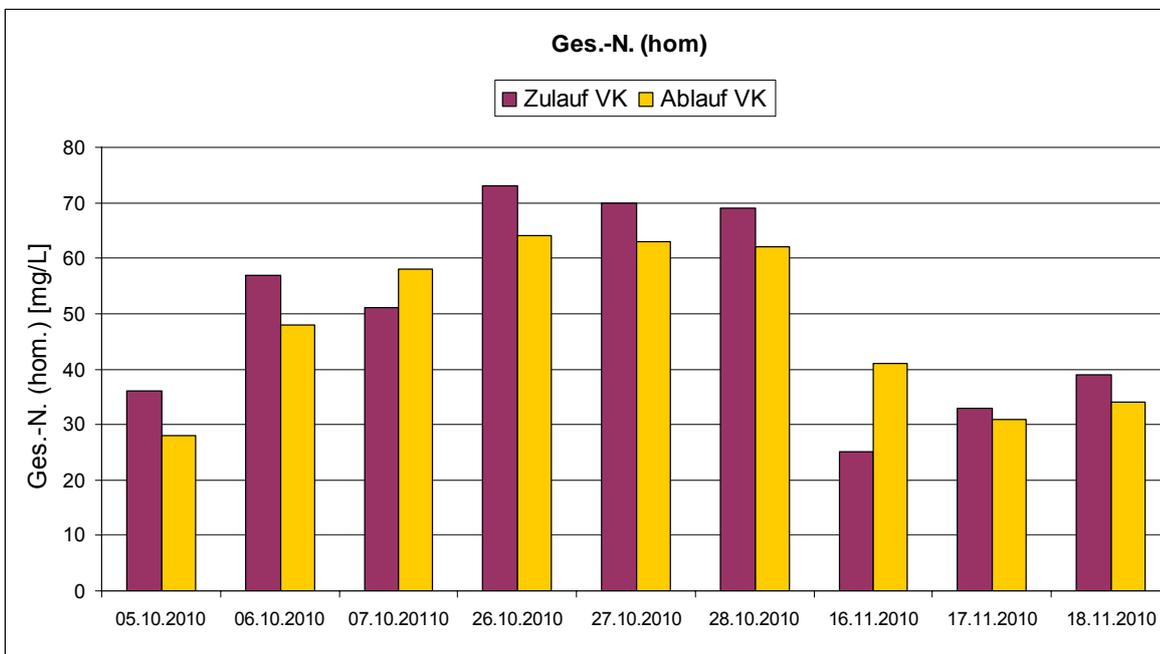


Bild A-13: Ges.-N. (hom) im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

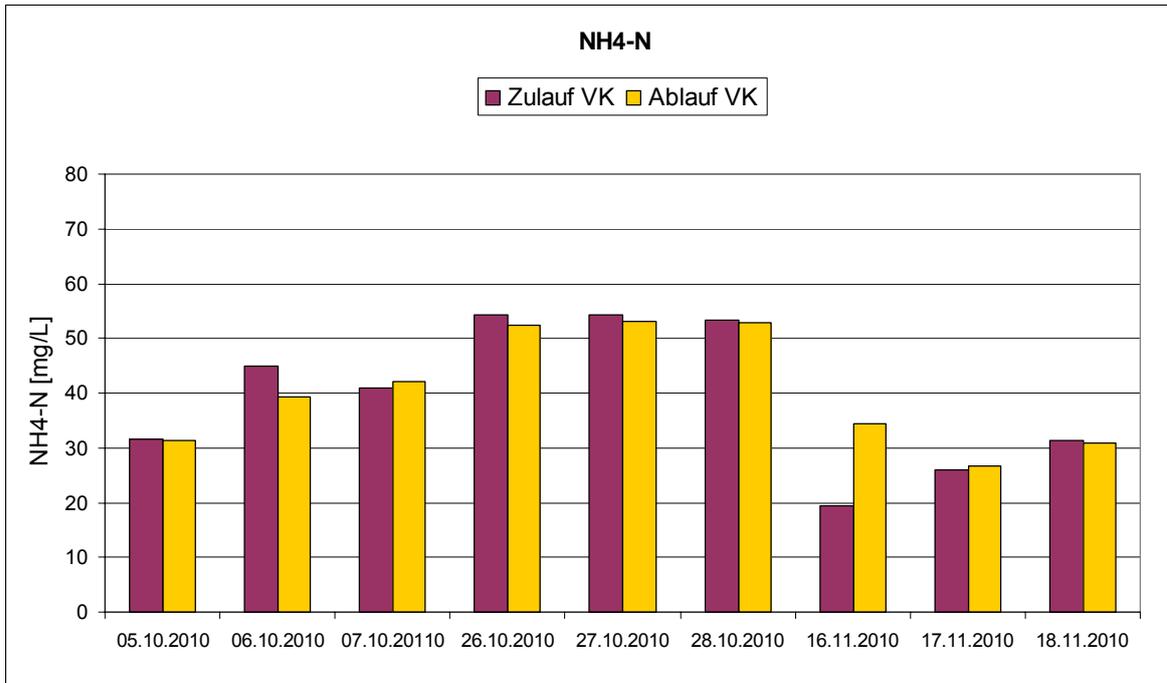


Bild A-14: NH₄-N im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

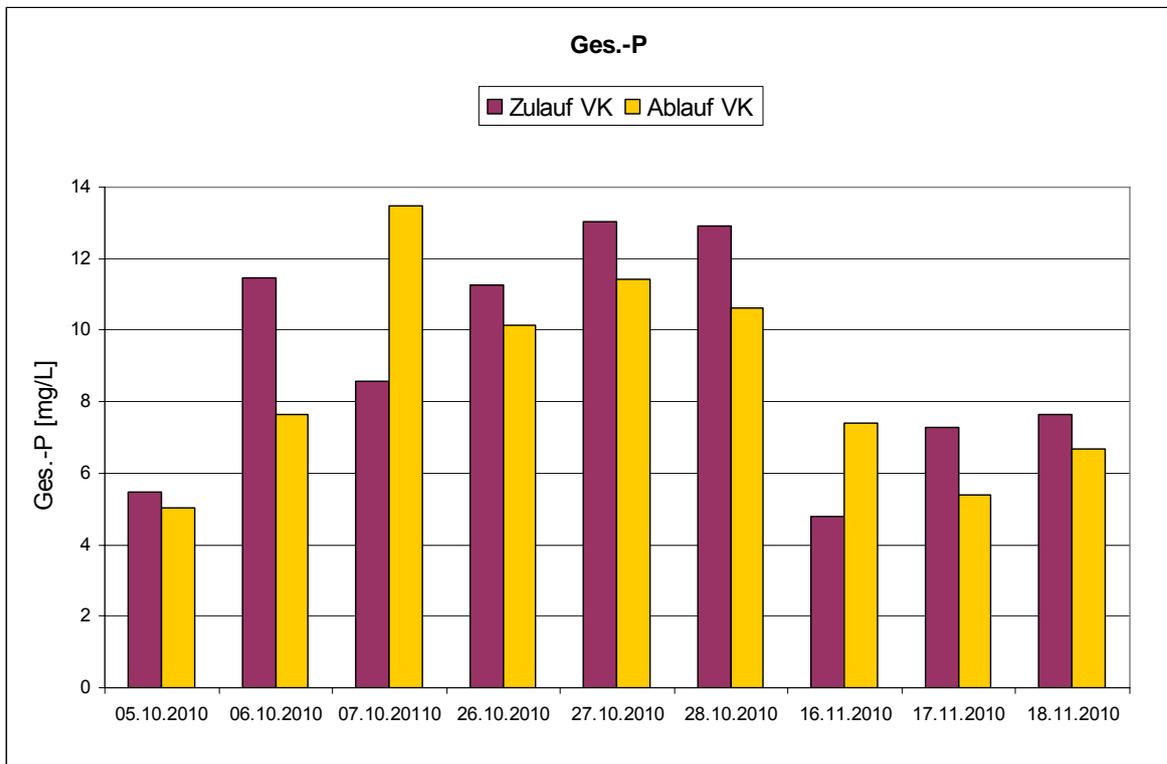


Bild A-15: Ges.-P im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

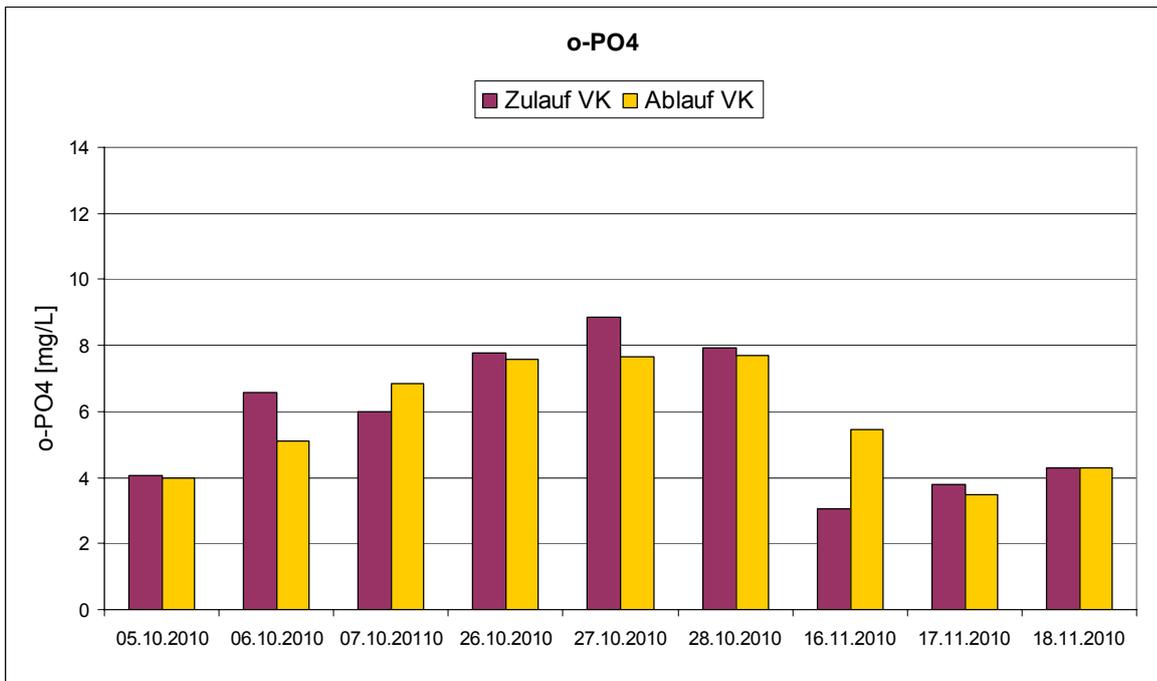


Bild A-16: o-PO₄ im Zu- und Ablauf der VK der KA Seelscheid

A4: Bemessung der biologischen Stufe 130.000 E mit Vorklärung

Bemessung des Belebungsvolumens nach HSG-Ansatz (TW)

<u>Wassermengen</u>				
<u>Einwohnerwerte</u>			Bemessung	Anschluss
Einwohnerwerte	E		130.000 [E]	100.000 [E]
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$		22.750 [m³/d]	17.500 [m³/d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$		1489,583 [m³/h]	1145,833 [m³/h]
maximaler Mischwasserabfluss nach Ausgleichsbecken	Q_M		2789,58 [m³/h]	2145,83 [m³/h]
<u>Schmutzfrachten im Zulauf zur Belebung</u>				
BSB ₅ -Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,BSB,ZB}$		6.006,00 [kg/d]	4.620,00 [kg/d]
CSB-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,CSB,ZB}$		12.012,00 [kg/d]	9.240,00 [kg/d]
TS-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,TS,ZB}$		4.914,00 [kg/d]	3.780,00 [kg/d]
TKN-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,TKN,ZB}$		1.539,85 [kg/d]	1.184,50 [kg/d]
NH ₄ -N-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,NH_4,ZB}$		975,00 [kg/d]	750,00 [kg/d]
org. N-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,orgN,ZB}$		350,35 [kg/d]	269,50 [kg/d]
P-Fracht im Zulauf zur Belebung	$B_{d,P,ZB}$		203,58 [kg/d]	156,60 [kg/d]
<u>Konzentrationen im Zulauf zur Belebung</u>				
BSB ₅ -Konzentration im Zulauf zur Belebung	$C_{BSB,ZB}$		264,0 [mg/l]	264,0 [mg/l]
CSB-Konzentration im Zulauf zur Belebung	$C_{CSB,ZB}$		528,0 [mg/l]	528,0 [mg/l]
TS-Konzentration im Zulauf zur Belebung	$X_{TS,ZB}$		216,0 [mg/l]	216,0 [mg/l]
TKN-Konzentration im Zulauf zur Belebung	$C_{TKN,ZB}$		67,7 [mg/l]	67,7 [mg/l]
NH ₄ -N-Konzentration im Zulauf zur Belebung	$S_{NH_4,ZB}$		42,9 [mg/l]	42,9 [mg/l]
org. N-Konzentration im Zulauf zur Belebung	$S_{orgN,ZB}$		15,4 [mg/l]	15,4 [mg/l]
P-Konzentration im Zulauf zur Belebung	$C_{P,ZB}$		8,9 [mg/l]	8,9 [mg/l]

Bemessung des Belegungsvolumens nach HSG-Ansatz (TW)

Ablaufkonzentrationen und Überwachungswerte			
Überwachungswert anorg. N	$S_{\text{anorgN,ÜW}}$	18,0 [mg/l]	18,0 [mg/l]
Überwachungswert $\text{NH}_4\text{-N}$	$S_{\text{NH}_4,ÜW}$	7,0 [mg/l]	7,0 [mg/l]
Überwachungswert P_{ges}	$C_{P,ÜW}$	1,5 [mg/l]	1,5 [mg/l]
mittlerer Ablaufwert org. N	$C_{\text{orgN,e}}$	0,0 [mg/l]	0,0 [mg/l]
mittlerer Ablaufwert $\text{NH}_4\text{-N}$	$S_{\text{NH}_4,e}$	1,00 [mg/l]	1,00 [mg/l]
mittlerer Ablaufwert $\text{NO}_3\text{-N}$	$S_{\text{NO}_3,e}$	11,00 [mg/l]	11,00 [mg/l]
Bemessungsspitzenwert $\text{NH}_4\text{-N}$	$S_{\text{NH}_4,e,Sp}$	5,00 [mg/l]	5,00 [mg/l]
weitere Eingabedaten			
TS-Gehalt im Ablauf der Belegung	TS_R	10,00 [g/l]	10,00 [g/l]
biol. TS-Gehalt im Ablauf der Belegung	$TS_{R,bio}$	8,40 [g/l]	8,29 [g/l]
Temperatur	T	12 [°C]	12 [°C]
Rücklösefaktor	rX	0,00 [-]	0,00 [-]
Schwankungsfaktor	S	2,00 [-]	2,00 [-]
kinetische Parameter			
Maximale Wachstumsrate	μ_{max}	0,520 [1/d]	0,520 [1/d]
Halbwertkonzentration für max. μ	K_n	0,700 [mg/l]	0,700 [mg/l]
Sterberate der Autotrophen	b_A	0,050 [1/d]	0,050 [1/d]
Sterberate der Heterotrophen	b_H	0,170 [1/d]	0,170 [1/d]
Temperaturfaktor autotrophes Wachstum	$f_{T,A}$	0,745 [-]	0,745 [-]
Temperaturfaktor autotrophe Sterberate	$f_{T,bA}$	0,772 [-]	0,772 [-]
Temperaturfaktor heterotrophe Sterberate	$f_{T,bH}$	0,809 [-]	0,809 [-]
Ertragskoeffizient autotrophe Biomasse	Y_A	0,150 [-]	0,150 [-]
Ertragskoeffizient heterotrophe Biomasse	Y_H	0,750 [-]	0,750 [-]
Verlangsamung der Atmung im anoxischen Bereich	f_d	0,750 [-]	0,750 [-]
stöchiometrische Parameter			
Anteil der nichtabbaubaren Feststoffe	f_p	0,600 [-]	0,600 [-]
Anteil N an der Biomasse ($X_H + X_A$)	B	0,120 [-]	0,120 [-]
Anteil N am inerten Material (X_I)	i_I	0,010 [-]	0,010 [-]
inertes Anteil aus Biomassenzерfall	f_I	0,200 [-]	0,200 [-]
Anteil P an der Biomasse ($X_H + X_A$)	i_P	0,030 [-]	0,030 [-]
sonstige Parameter			
Sicherheitsfaktor	f	1,250 [-]	1,250 [-]
Substratmung (in kg O_2 / kg $\text{BSB}_{5,\text{el}}$)	$f_{\text{OV,S}}$	0,560 [kg/kg]	0,560 [kg/kg]
endogene Atmungsrate (in kg O_2 / (kg oTS . d))	$f_{\text{OV,e}}$	0,200 [kg/(kg.d)]	0,200 [kg/(kg.d)]
Abbaugrad des BSB_5 im Belebungsbecken	η	0,950 [-]	0,950 [-]

Bemessung des Belebungsvolumens nach HSG-Ansatz (TW)

<u>Berechnung des aeroben Schlammalters</u>			
erforderliches aerobes Schlammalter	$t_{TS,A}$	9,517 [d]	12,850 [d]
<u>iterative Berechnung des V_N/V_D-Verhältnisses</u>			
Berücksichtigung Atmungserhöhungsfaktor		nein	nein
V_N/V -Verhältnis	V_N/V	0,41 [-]	0,41 [-]
V_D/V -Verhältnis geschätzt	V_D/V_g	0,5916 [-]	0,5853 [-]
V_D/V -Verhältnis berechnet	V_D/V	0,5916 [-]	0,5853 [-]
Vorgabe Rückführrate	RF_V	3,4147 [-]	3,4147 [-]
erforderliche Rückführrate	RF	4,3596 [-]	4,4607 [-]
Korrekturfaktor für die anoxische Atmung	a	1,00 [-]	1,00 [-]
zu denitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{d,m}^*$	47,96 [mg/l]	49,07 [mg/l]
Hilfsgröße P_I	P_I	1,30 [mg/l]	1,30 [mg/l]
Hilfsgröße P_H	P_H	5,65 [mg/l]	4,59 [mg/l]
Hilfsgröße P_A	P_A	0,013 [-]	0,012 [-]
in ÜS inkorporierte Stickstoffkonzentration	$N_{ÜS}$	7,73 [mg/l]	6,62 [mg/l]
zu denitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{d,m}^{**}$	47,96 [mg/l]	49,07 [mg/l]
<u>Berechnung des gesamten Schlammalters</u>			
erforderliches gesamtes Schlammalter	$t_{TS,G}$	23,30 [d]	30,98 [d]
<u>P-Fällung</u>			
P-Fällung vorgesehen		Ja	Ja
inkorporierter Phosphor	P_{ink}	1,54 [mg/l]	1,25 [mg/l]
zu fällender Phosphor	P_{fall}	5,91 [mg/l]	6,20 [mg/l]
Molverhältnis	β	1,500 [-]	1,500 [-]
erforderliches Fällmittel (Eisen(II) oder Eisen(III))	Fe	15,995 [mg/l]	16,760 [mg/l]
<u>Berechnung der Überschussschlammproduktion</u>			
biol. Überschussschlammproduktion	$\dot{U}S_R$	0,36 [kg/(m ³ ·d)]	0,27 [kg/(m ³ ·d)]
Heterotrophe Biomasse	X_H	1,789 [kg/m ³]	1,463 [kg/m ³]
Autotrophe Biomasse	X_A	0,259 [kg/m ³]	0,246 [kg/m ³]
Inerte Biomasse	X_I	6,352 [kg/m ³]	6,576 [kg/m ³]
Fällungsprodukte	X_F	1,600 [kg/m ³]	1,715 [kg/m ³]
<u>Berechnung der Beckenvolumina</u>			
zu nitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{n,m}$	59,96 [mg/l]	61,07 [mg/l]
Hilfsgröße P	P	209,94 [g/m ³]	202,43 [g/m ³]
Raumbeschickung	q_R	1,717 [m ³ /(m ³ ·d)]	1,321 [m ³ /(m ³ ·d)]
erforderliches Gesamtvolumen der Belebung	V	13.248,0 [m ³]	13.248,1 [m ³]
erforderliches aerobes Volumen der Belebung	V_N	5.411 [m ³]	5.494 [m ³]
erforderliches anoxisches Volumen der Belebung	V_D	7.837 [m ³]	7.754 [m ³]

A5: Bemessung der biologischen Stufe 130.000 E ohne Vorklärung

Bemessung des Belegungsvolumens nach HSG-Ansatz (TW)

Wassermengen		130.000	100.000
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,aM}$	22.750 [m³/d]	17.500 [m³/d]
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	1.489,6 [m³/h]	1145,83 [m³/h]
maximaler Mischwasserabfluss nach Ausgleichsbecken	Q_M	31.850 [m³/h]	24.500 [m³/h]
Schmutzfrachten im Zulauf zur Belegung			
BSB ₅ -Fracht im Zulauf zur Belegung	$B_{d,BSB,ZB}$	7.800,00 [kg/d]	6.000,00 [kg/d]
CSB-Fracht im Zulauf zur Belegung	$B_{d,CSB,ZB}$	15.600,00 [kg/d]	12.000,00 [kg/d]
TS-Fracht im Zulauf zur Belegung	$B_{d,TS,ZB}$	9.100,00 [kg/d]	7.000,00 [kg/d]
TKN-Fracht im Zulauf zur Belegung	$B_{d,TKN,ZB}$	1.430,00 [kg/d]	1.100,00 [kg/d]
NH ₄ -N-Fracht im Zulauf zur Belegung	$B_{d,NH_4,ZB}$	975,00 [kg/d]	750,00 [kg/d]
org. N-Fracht im Zulauf zur Belegung	$B_{d,orgN,ZB}$	455,00 [kg/d]	350,00 [kg/d]
P-Fracht im Zulauf zur Belegung	$B_{d,P,ZB}$	234,00 [kg/d]	180,00 [kg/d]
Konzentrationen im Zulauf zur Belegung			
BSB ₅ -Konzentration im Zulauf zur Belegung	$C_{BSB,ZB}$	342,9 [mg/l]	342,9 [mg/l]
CSB-Konzentration im Zulauf zur Belegung	$C_{CSB,ZB}$	685,7 [mg/l]	685,7 [mg/l]
TS-Konzentration im Zulauf zur Belegung	$X_{TS,ZB}$	400,0 [mg/l]	400,0 [mg/l]
TKN-Konzentration im Zulauf zur Belegung	$C_{TKN,ZB}$	62,9 [mg/l]	62,9 [mg/l]
NH ₄ -N-Konzentration im Zulauf zur Belegung	$S_{NH_4,ZB}$	42,9 [mg/l]	42,9 [mg/l]
org. N-Konzentration im Zulauf zur Belegung	$S_{orgN,ZB}$	20,0 [mg/l]	20,0 [mg/l]
P-Konzentration im Zulauf zur Belegung	$C_{P,ZB}$	10,3 [mg/l]	10,3 [mg/l]
Ablaufkonzentrationen und Überwachungswerte			
Überwachungswert anorg. N	$S_{anorgN,OW}$	18,0 [mg/l]	18,0 [mg/l]
Überwachungswert NH ₄ -N	$S_{NH_4,OW}$	7,0 [mg/l]	7,0 [mg/l]
Überwachungswert P _{ges}	$C_{P,OW}$	1,5 [mg/l]	1,5 [mg/l]
mittlerer Ablaufwert org. N	$C_{orgN,e}$	0,0 [mg/l]	0,0 [mg/l]
mittlerer Ablaufwert NH ₄ -N	$S_{NH_4,e}$	1,00 [mg/l]	1,00 [mg/l]
mittlerer Ablaufwert NO ₃ -N	$S_{NO_3,e}$	11,00 [mg/l]	11,00 [mg/l]
Bemessungsspitzenwert NH ₄ -N	$S_{NH_4,e,Sp}$	5,00 [mg/l]	5,00 [mg/l]
weitere Eingabedaten			
TS-Gehalt im Ablauf der Belegung	TS_R	10,00 [g/l]	10,00 [g/l]
biol. TS-Gehalt im Ablauf der Belegung	$TS_{R,bio}$	8,77 [g/l]	8,69 [g/l]
Temperatur	T	12 [°C]	12 [°C]
Rücklösefaktor	r_X	0,00 [-]	0,00 [-]
Schwankungsfaktor	S	2,00 [-]	2,00 [-]
kinetische Parameter			
Maximale Wachstumsrate	μ_{max}	0,520 [1/d]	0,520 [1/d]
Halbwertkonzentration für max. μ	K_n	0,700 [mg/l]	0,700 [mg/l]
Sterberate der Autotrophen	b_A	0,050 [1/d]	0,050 [1/d]
Sterberate der Heterotrophen	b_H	0,170 [1/d]	0,170 [1/d]
Temperaturfaktor autotrophes Wachstum	$f_{T,A}$	0,745 [-]	0,745 [-]
Temperaturfaktor autotrophe Sterberate	$f_{T,bA}$	0,772 [-]	0,772 [-]
Temperaturfaktor heterotrophe Sterberate	$f_{T,bH}$	0,809 [-]	0,809 [-]
Ertragskoeffizient autotrophe Biomasse	Y_A	0,150 [-]	0,150 [-]
Ertragskoeffizient heterotrophe Biomasse	Y_H	0,750 [-]	0,750 [-]
Verlangsamung der Atmung im anoxischen Bereich	f_d	0,750 [-]	0,750 [-]
stöchiometrische Parameter			
Anteil der nichtabbaubaren Feststoffe	f_p	0,600 [-]	0,600 [-]
Anteil N an der Biomasse ($X_H + X_A$)	B	0,120 [-]	0,120 [-]
Anteil N am inerten Material (X_i)	i_i	0,010 [-]	0,010 [-]
inertes Anteil aus Biomassenerfall	f_i	0,200 [-]	0,200 [-]
Anteil P an der Biomasse ($X_H + X_A$)	i_P	0,030 [-]	0,030 [-]

Bemessung des Belebungsvolumens nach HSG-Ansatz (TW)

sonstige Parameter			
Sicherheitsfaktor	f	1,250 [-]	1,250 [-]
Substratatumung (in kg O ₂ / kg BSB _{5,el})	$f_{OV,S}$	0,560 [kg/kg]	0,560 [kg/kg]
endogene Atmungsrate (in kg O ₂ / (kg oTS · d))	$f_{OV,e}$	0,200 [kg/(kg·d)]	0,200 [kg/(kg·d)]
Abbaugrad des BSB ₅ im Belebungsbecken	η	0,950 [-]	0,950 [-]
Berechnung des aeroben Schlammalters			
erforderliches aerobes Schlammalter	$t_{TS,A}$	15,380 [d]	20,350 [d]
iterative Berechnung des V_N/V_D-Verhältnisses			
Berücksichtigung Atmungserhöhungsfaktor		nein	nein
V_N/V -Verhältnis	V_N/V	0,62 [-]	0,61 [-]
V_D/V -Verhältnis geschätzt	V_D/V_g	0,3849 [-]	0,3853 [-]
V_D/V -Verhältnis berechnet	V_D/V	0,3849 [-]	0,3853 [-]
Vorgabe Rückführrate	RF_V	3,4147 [-]	3,4147 [-]
erforderliche Rückführrate	RF	3,7169 [-]	3,8396 [-]
Korrekturfaktor für die anoxische Atmung	a	1,00 [-]	1,00 [-]
zu denitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{d,m}^*$	40,89 [mg/l]	42,24 [mg/l]
Hilfsgröße P_I	P_I	2,40 [mg/l]	2,40 [mg/l]
Hilfsgröße P_H	P_H	6,98 [mg/l]	5,68 [mg/l]
Hilfsgröße P_A	P_A	0,011 [-]	0,010 [-]
in ÜS inkorporierte Stickstoffkonzentration	N_{GS}	9,97 [mg/l]	8,62 [mg/l]
zu denitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{d,m}^{**}$	40,89 [mg/l]	42,24 [mg/l]
Berechnung des gesamten Schlammalters			
erforderliches gesamtes Schlammalter	$t_{TS,G}$	25,00 [d]	33,10 [d]
P-Fällung			
P-Fällung vorgesehen		Ja	Ja
inkorporierter Phosphor	P_{ink}	1,80 [mg/l]	1,45 [mg/l]
zu fällender Phosphor	P_{fall}	6,99 [mg/l]	7,33 [mg/l]
Molverhältnis	β	1,500 [-]	1,500 [-]
erforderliches Fällmittel (Eisen(II) oder Eisen(III))	Fe	18,905 [mg/l]	19,834 [mg/l]
Berechnung der Überschussschlammproduktion			
biol. Überschussschlammproduktion	\dot{U}_{SR}	0,35 [kg/(m ³ ·d)]	0,26 [kg/(m ³ ·d)]
Heterotrophe Biomasse	X_H	1,427 [kg/m ³]	1,161 [kg/m ³]
Autotrophe Biomasse	X_A	0,127 [kg/m ³]	0,118 [kg/m ³]
Inerte Biomasse	X_I	7,221 [kg/m ³]	7,412 [kg/m ³]
Fällungsprodukte	X_F	1,226 [kg/m ³]	1,309 [kg/m ³]
Berechnung der Beckenvolumina			
zu nitrifizierende Stickstoffkonzentration	$N_{n,m}$	52,89 [mg/l]	54,24 [mg/l]
Hilfsgröße P	P	338,33 [g/m ³]	329,21 [g/m ³]
Raumbeschickung	q_R	1,037 [m ³ /(m ³ ·d)]	0,797 [m ³ /(m ³ ·d)]
erforderliches Gesamtvolumen der Belebung	V	21.933,7 [m ³]	21.943,8 [m ³]
erforderliches aerobes Volumen der Belebung	V_N	13.492 [m ³]	13.490 [m ³]
erforderliches anoxisches Volumen der Belebung	V_D	8.442 [m ³]	8.454 [m ³]

A6: Ermittlung der mittleren erforderlichen Sauerstoffzufuhr 130.000 E mit Vorklärung

Ermittlung des Sauerstoffbedarfs nach ATV-DVWK-A131₂₀₀₀ bei 20 °C (TW)

<u>Zulaufmengen</u>		130.000	100.000
Tageswassermenge	Q_d	22.750 m ³ /d	17.500 m ³ /d
Mischwassermenge	Q_M	31.850 m ³ /d	24.500 m ³ /d
<u>Zulaufmengen zur Belegung</u>			
CSB	$B_{d,CSB,ZB}$	12.012 kg/d	9.240 kg/d
BSB ₅	$B_{d,BSB,ZB}$	6.006 kg/d	4.620 kg/d
TKN	$B_{d,TKN,ZB}$	1.540 kg/d	1.185 kg/d
NO ₃ -N	$B_{d,NO3,ZB}$	0 kg/d	0 kg/d
P _{ges⁻}	$B_{d,P,ZB}$	204 kg/d	157 kg/d
TS ₀	$B_{d,TS,ZB}$	4.914 kg/d	3.780 kg/d
<u>Zulaufkonzentrationen zur Belegung (inkl. Rückbelastung)</u>			
CSB	$C_{CSB,ZB}$	528,0 mg/l	528,0 mg/l
BSB ₅	$C_{BSB,ZB}$	264,0 mg/l	264,0 mg/l
TKN	$C_{TKN,ZB}$	67,7 mg/l	67,7 mg/l
NO ₃ -N	$S_{NO3,ZB}$	0,0 mg/l	0,0 mg/l
Gesamtstickstoff im Zulauf BB	$C_{N,ZB}$	67,7 mg/l	67,7 mg/l
P _{ges⁻}	$C_{P,ZB}$	8,9 mg/l	8,9 mg/l
TS ₀	$X_{TS,ZB}$	216,0 mg/l	216,0 mg/l
<u>Überwachungswerte</u>			
CSB	$C_{CSB,AN}$	60,0 mg/l	60,0 mg/l
BSB ₅	$C_{BSB,AN}$	20,0 mg/l	20,0 mg/l
NH ₄ -N	$C_{NH4-N,AN}$	7,0 mg/l	7,0 mg/l
N _{ges. anorg.-N}	$C_{Nges,AN}$	18,0 mg/l	18,0 mg/l
P _{ges⁻}	$C_{P,AN}$	1,5 mg/l	1,5 mg/l
<u>Mittlere Ablaufwerte</u>			
org. Stickstoff im Ablauf BB	$S_{orgN,AN}$	0,0 mg/l	0,0 mg/l
Ammoniumstickstoff im Ablauf BB	$S_{NH4,AN}$	1,0 mg/l	1,0 mg/l
Nitratstickstoff im Ablauf BB	$S_{NO3,AN}$	11,0 mg/l	11,0 mg/l

**Ermittlung des Sauerstoffbedarfs nach ATV-DVWK-A131₂₀₀₀
bei 20 °C (TW)**

Sauerstoffbedarf (nach BSB)			
Schlammalter	$t_{TS,Bem}$	23,3 d	31,0 d
C_{CSB}/C_{BSB}		2,00 g/g	2,00 g/g
Stoßfaktor C	f_C	1,10 ---	1,10 ---
Stoßfaktor N	f_N	1,50 ---	1,50 ---
angestrebter Sauerstoffgehalt	C_y	2,00 mg/l	2,00 mg/l
Nitrat im Zulauf	$S_{NO_3,ZB}$	0,0 mg/l	0,0 mg/l
Nitrat im Ablauf	$S_{NO_3,AN}$	11,0 mg/l	11,0 mg/l
in Biomasse eingebaute N-Fracht (BSB)	$X_{org,N,BM}$	9,3 mg/l	0,0 mg/l
zu denitrifizierende Nitratkonzentration	$S_{NO_3,D}$	46,38 mg/l	55,69 mg/l
zu nitrifizierende Ammoniumkonzentration	$S_{NH_4,N}$	57,38 mg/l	66,69 mg/l
Sauerstoffverbrauch für Nitrifikation	$OV_{d,N}$	5.613 kgO ₂ /d	5.018 kgO ₂ /d
Sauerstoffgewinn durch Denitrifikation	$OV_{d,D}$	3.060 kgO ₂ /d	2.826 kgO ₂ /d
Temperatur	T	12,00 °C	12,00 °C
Standardsättigungskonzentration für T	$C_{SS,T}$	10,78 mg/l	10,78 mg/l
Sauerstoffsättigungskonzentration für t_E	C_B	13,38 mg/l	13,38 mg/l
Temperaturfaktor	F_T	0,81 -	0,81 -
Kohlenstoffatmung	$OV_{d,C,Abb.}$	3.363 kgO ₂ /d	2.587 kgO ₂ /d
endogene Atmung	$OV_{d,C,end.}$	4.042 kgO ₂ /d	3.304 kgO ₂ /d
Sauerstoffverbrauch für C-Elimination	$OV_{d,C}$	7.406 kgO ₂ /d	5.891 kgO ₂ /d
Spezifischer Sauerstoffverbrauch	$OV_{C,BSB}$	1,23 kgO ₂ /kgBSB	1,28 kgO ₂ /kgBSB
Kohlenstoffstoß ($f_N = 1, f_C = 1,10$)	OV_h	433 kgO ₂ /h	350 kgO ₂ /h
Stickstoffstoß ($f_C = 1, f_N = 1,50$)	OV_h	532 kgO ₂ /h	441 kgO ₂ /h
max. erforderliche Sauerstoffzufuhr	erf. αOC_h	625 kgO ₂ /h	519 kgO ₂ /h
mittl. tägl. Sauerstoffzufuhr (C+N-DN)	αOC_d	11.708 kgO₂/d	9.503 kgO₂/d
Luftbedarf			
mittlere Einblastiefe	t_E	5,00 m	5,00 m
Grenzflächenfaktor	α	0,69 -	0,69 -
spez. Sauerstoffzufuhr	$OC_{L,h}$	18,00 g/Nm ³ /m	18,00 g/Nm ³ /m
max. erforderliche Sauerstoffzufuhr in Reinwasser	erf. OC_h	906,3 kgO ₂ /h	752,0 kgO ₂ /h
Sauerstoffzufuhr	OC_R	90 g/Nm ³	90 g/Nm ³
maximaler Luftbedarf	Q_{Luft}	10.070 Nm ³ /h	8.355 Nm ³ /h
maximaler Luftbedarf intermittierend	Q_{Luft}	24.655 Nm ³ /h	20.147 Nm ³ /h

A7: Ermittlung der mittleren erforderlichen Sauerstoffzufuhr 130.000 E ohne Vorklärung

Ermittlung des Sauerstoffbedarfs nach ATV-DVWK-A131₂₀₀₀ bei 20 °C (TW)			
<u>Zulaufmengen</u>		130.000	100.000
Tageswassermenge	Q_d	22.750 m ³ /d	17.500 m ³ /d
Mischwassermenge	Q_M	31.850 m ³ /d	24.500 m ³ /d
<u>Zulaufmengen zur Belebung</u>			
CSB	$B_{d,CSB,ZB}$	15.600 kg/d	12.000 kg/d
BSB ₅	$B_{d,BSB,ZB}$	7.800 kg/d	6.000 kg/d
TKN	$B_{d,TKN,ZB}$	1.430 kg/d	1.100 kg/d
NO ₃ -N	$B_{d,NO3,ZB}$	0 kg/d	0 kg/d
P_{ges}	$B_{d,P,ZB}$	234 kg/d	180 kg/d
TS ₀	$B_{d,TS,ZB}$	9.100 kg/d	7.000 kg/d
<u>Zulaufkonzentrationen zur Belebung (inkl. Rückbelastung)</u>			
CSB	$C_{CSB,ZB}$	685,7 mg/l	685,7 mg/l
BSB ₅	$C_{BSB,ZB}$	342,9 mg/l	342,9 mg/l
TKN	$C_{TKN,ZB}$	62,9 mg/l	62,9 mg/l
NO ₃ -N	$S_{NO3,ZB}$	0,0 mg/l	0,0 mg/l
Gesamtstickstoff im Zulauf BB	$C_{N,ZB}$	62,9 mg/l	62,9 mg/l
P_{ges}	$C_{P,ZB}$	10,3 mg/l	10,3 mg/l
TS ₀	$X_{TS,ZB}$	400,0 mg/l	400,0 mg/l
<u>Überwachungswerte</u>			
CSB	$C_{CSB,AN}$	60,0 mg/l	60,0 mg/l
BSB ₅	$C_{BSB,AN}$	20,0 mg/l	20,0 mg/l
NH ₄ -N	$C_{NH4-N,AN}$	7,0 mg/l	7,0 mg/l
$N_{ges. anorg. -N}$	$C_{Nges,AN}$	18,0 mg/l	18,0 mg/l
P_{ges}	$C_{P,AN}$	1,5 mg/l	1,5 mg/l
<u>Mittlere Ablaufwerte</u>			
org. Stickstoff im Ablauf BB	$S_{orgN,AN}$	0,0 mg/l	0,0 mg/l
Ammoniumstickstoff im Ablauf BB	$S_{NH4,AN}$	1,0 mg/l	1,0 mg/l
Nitratstickstoff im Ablauf BB	$S_{NO3,AN}$	11,0 mg/l	11,0 mg/l

**Ermittlung des Sauerstoffbedarfs nach ATV-DVWK-A131₂₀₀₀
bei 20 °C (TW)**

Sauerstoffbedarf (nach BSB)			
Schlammalter	$t_{TS,Bem}$	25,0 d	33,1 d
C_{CSB}/C_{SSB}		2,00 g/g	2,00 g/g
Stoßfaktor C	f_C	1,10 ---	1,10 ---
Stoßfaktor N	f_N	1,50 ---	1,50 ---
angestrebter Sauerstoffgehalt	C_x	2,00 mg/l	2,00 mg/l
Nitrat im Zulauf	$S_{NO_3,ZB}$	0,0 mg/l	0,0 mg/l
Nitrat im Ablauf	$S_{NO_3,AN}$	11,0 mg/l	11,0 mg/l
in Biomasse eingebaute N-Fracht (BSB)	$X_{org,N,BM}$	9,3 mg/l	0,0 mg/l
zu denitrifizierende Nitratkonzentration	$S_{NO_3,D}$	41,55 mg/l	50,86 mg/l
zu nitrifizierende Ammoniumkonzentration	$S_{NH_4,N}$	52,55 mg/l	61,86 mg/l
Sauerstoffverbrauch für Nitrifikation	$OV_{d,N}$	5.141 kgO ₂ /d	4.655 kgO ₂ /d
Sauerstoffgewinn durch Denitrifikation	$OV_{d,D}$	2.741 kgO ₂ /d	2.581 kgO ₂ /d
Temperatur	T	20,00 °C	20,00 °C
Standardsättigungskonzentration für T	$C_{SS,T}$	9,10 mg/l	9,10 mg/l
Sauerstoffsättigungskonzentration für t_E	C_S	11,29 mg/l	11,29 mg/l
Temperaturfaktor	F_T	1,42 -	1,42 -
Kohlenstoffatmung	$OV_{d,C,Abb.}$	4.368 kgO ₂ /d	3.360 kgO ₂ /d
endogene Atmung	$OV_{d,C,end.}$	5.902 kgO ₂ /d	4.704 kgO ₂ /d
Sauerstoffverbrauch für C-Elimination	$OV_{d,C}$	10.270 kgO ₂ /d	8.064 kgO ₂ /d
Spezifischer Sauerstoffverbrauch	$OV_{C,BSB}$	1,32 kgO ₂ /kgBSB	1,34 kgO ₂ /kgBSB
Kohlenstoffstoß ($f_N = 1, f_C = 1,10$)	OV_h	559 kgO ₂ /h	445 kgO ₂ /h
Stickstoffstoß ($f_C = 1, f_N = 1,50$)	OV_h	635 kgO ₂ /h	519 kgO ₂ /h
max. erforderliche Sauerstoffzufuhr	erf. αOC_h	772 kgO ₂ /h	631 kgO ₂ /h
mittl. tägl. Sauerstoffzufuhr (C+N-DN)	αOC_d	15.396 kgO₂/d	12.319 kgO₂/d

**Ermittlung des Sauerstoffbedarfs nach ATV-DVWK-A131₂₀₀₀
bei 20 °C (TW)**

Luftbedarf			
mittlere Einblastiefe	t_E	5,00 m	5,00 m
Grenzflächenfaktor	α	0,69 -	0,69 -
spez. Sauerstoffzufuhr	$OC_{L,h}$	18,00 g/Nm ³ /m	18,00 g/Nm ³ /m
max. erforderliche Sauerstoffzufuhr in Reinwasser	erf. OC_h	1118,3 kgO ₂ /h	914,7 kgO ₂ /h
Sauerstoffzufuhr	OC_R	90 g/Nm ³	90 g/Nm ³
maximaler Luftbedarf	Q_{Luft}	12.426 Nm ³ /h	10.163 Nm ³ /h
maximaler Luftbedarf intermittierend	Q_{Luft}	20.201 Nm ³ /h	16.533 Nm ³ /h

A8: Modellanlage für 20.000 E mit Vorklärung/ Faulung

Grundlagen

maßg. Bemessungswassermengen

<u>Einwohnerwerte</u>		Bemessung	Bemessung	Empfehlung
Einwohnerwerte	E	20.000 [E]	14.000 [E]	
Wassermengen				
Schmutzwasseranfall	q_s	125 [l/(E·d)]	125 [l/(E·d)]	100 140
Fremdwasseranfall	q_f	62,5 [l/(E·d)]	62,5 [l/(E·d)]	
Niederschlagswasser	q_r	70 [l/(E·d)]	70,0 [l/(E·d)]	
Jahreswassermenge Trockenwetter	Q_T	1.368.750 [m³/a]	958.125,0 [m³/a]	
Jahreswassermenge Mischwasser	Q_M	1.879.750 [m³/a]	1.315.825,0 [m³/a]	
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{s,AM}$	2.500 [m³/d]	1.750 [m³/d]	
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{f,AM}$	1250 [m³/d]	875 [m³/d]	
Regenwasserzulufluss im Jahresmittel	$Q_{r,AM}$	1400 [m³/a]	980 [m³/a]	
Schmutzwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{s,AM}$	28,94 [l/s]	20,25 [l/s]	
Fremdwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{f,AM}$	14,47 [l/s]	10,13 [l/s]	
Regenwasserzulufluss im Jahresmittel	$Q_{r,AM}$	16,20 [l/s]	11,34 [l/s]	
Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,AM}$	43,40 [l/s]	30,38 [l/s]	
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,AM}$	59,61 [l/s]	41,72 [l/s]	
täglicher Trockenwetterabfluss im Jahresmittel	$Q_{T,d,AM}$	3.750 [m³/d]	2.625 [m³/d]	
täglicher Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,AM}$	5.150 [m³/d]	3.605 [m³/d]	
maximaler Trockenwetterabfluss als 2-Stunden-Mittel	$Q_{T,2h,max}$	83,91 [l/s]	58,74 [l/s]	
Mischwasserabfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d,AM}$	5.150 [m³/d]	3.605 [m³/d]	
maximaler Mischwasserabfluss	$Q_{M,max}$	153,36 [l/s]	107,35 [l/s]	
Schmutzfrachten im Zulauf zur Kläranlage				
einwohnerspezifische BSB ₅ -Fracht	$B_{BSB,spez}$	60 [g/(E·d)]	60 [g/(E·d)]	60
einwohnerspezifische CSB-Fracht	$B_{CSB,spez}$	120 [g/(E·d)]	120 [g/(E·d)]	120
einwohnerspezifische TS-Fracht	$B_{TS,spez}$	70 [g/(E·d)]	70 [g/(E·d)]	70
einwohnerspezifische TKN-Fracht	$B_{TKN,spez}$	11 [g/(E·d)]	11 [g/(E·d)]	11
einwohnerspezifische P-Fracht	$B_{P,spez}$	1,8 [g/(E·d)]	1,8 [g/(E·d)]	1,8
BSB ₅ -Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,BSB,Z}$	1200 [kg/d]	840 [kg/d]	
CSB-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,CSB,Z}$	2.400 [kg/d]	1.680 [kg/d]	
TS-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,TS,Z}$	1400 [kg/d]	980 [kg/d]	
TKN-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,TKN,Z}$	220 [kg/d]	154 [kg/d]	
P-Fracht im Zulauf zur KA	$B_{d,P,Z}$	36 [kg/d]	25 [kg/d]	

Energiebedarf Hebewerke

<u>Wassermengen</u>		Anschluss
Einwohnerwerte	E	14.000 [E]
täglicher Mischwasseranfall im Jahresmittel	Q_M	3.605 [m³/d]
<u>Zulaufhebewerk</u>		
Wirkungsgrad	η	0,60 [-]
Förderhöhe	h	3,00 [m]
Erdbeschleunigung	g	9,81 [m/s²]
Durchfluss	Q	0,04 [m³/s]
Pumpenleistung	P	2,0 [kW]
Elektrizitätsverbrauch absolut berechnet	$E_{abs,HW}$	49,1 [kWh/d]
Elektrizitätsverbrauch absolut gegeben	$E_{abs,HW}$	340,0 [kWh/d]
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,HW}$	13,6 [Wh/m³]
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,HW}$	1,28 [kWh/E·a]

Energiebedarf Vorklärung

<u>Wassermengen</u>		
Mischwasserzufluss Jahresmittel	$Q_{M,mit}$	3.605 [m³/d]
<u>Vorklärbeckenräumer</u>		
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,R}$	4,0 [Wh/m³]
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,R}$	0,09 [kWh/E·a]
<u>Primärschlammumpwerk</u>		
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,PS}$	0,7000 [Wh/m³]
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,PS}$	0,01 [kWh/E·a]
<u>Summe VKB</u>		
Elektrizitätsverbrauch absolut	n	3,84 [kWh/d]
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	l_{VKB}	4,70 [Wh/m³]
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,PS}$	0,10 [kWh/E·a]

Energiebedarf Rechen und Sandfang

Wassermengen			
Mischwasserzulufluss im Jahresmittel	Q_M	3.605 [m ³ /d]	
Rechen			
Rechen mit autom. Räumereinrichtung		1,50 [kW]	0,7 - 3,0
Rechenguttransport (Schnecke o. Band)		1,50 [kW]	0,6 - 3,0
Rechengutentwässerung		2,50 [kW]	1 - 4,0
Rechengutwäsche		7,00 [kW]	5 - 10,0
Elektrizitätsverbrauch absolut	$E_{a,R}$	25 [kWh/d]	
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,R}$	0,8 [Wh/m ³]	0,5 - 1,5
Sandfang			
Gebälse:			
Anzahl Sandfang	n_{SF}	1 [stk]	
Querschnittsfläche je SF	A_{SF}	3 [m ²]	
Länge Sandfang	l_{SF}	15 [m]	
Volumen je Sandfang	V_{SF}	80 [m ³]	
Volumen gesamt	$V_{SF,ges}$	80 [m ³]	
Einblastiefe	h_E	2,7 [m]	
Aufenthaltszeit	t_{SF}	10,0 [min]	
Luft eintrag nach Stein	$Q_{L,SF}$	0,5 [m ³ /(m ² h)]	
Gesamtluftbedarf	$Q_{L,SF,ges}$	40,0 [m ³ /h]	
Rohrleitungsverluste angenommen	ξ	0,3 [m WS]	
Wirkungsgrad	η_{SF}	60 [%]	
mittlere Gebläseleistung	P_{Gebi}	0,5 [kW]	
Elektrizitätsverbrauch absolut	$E_{abs,SF}$	11,8 [kWh/d]	
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,SF}$	3,3 [Wh/m ³]	
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,SF}$	0,31 [kWh/E-a]	
Räumer:			
Laufzeit	t_{SFR}	1,00 [h/d]	
Leistung Räumer	P_{SFR}	2,50 [kW]	
Elektrizitätsverbrauch absolut	$E_{abs,SFR}$	2,5 [kWh/d]	
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,SF}$	0,7 [Wh/m ³]	
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,SF}$	0,07 [kWh/E-a]	
Sandentnahmepumpe			
Laufzeit	t_{SFP}	1,00 [h/d]	
Leistung Pumpe	P_{SFP}	4,00 [kW]	
Elektrizitätsverbrauch absolut	$E_{abs,SFP}$	4,0 [kWh/d]	
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,SF}$	1,1 [Wh/m ³]	
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,SF}$	0,10 [kWh/E-a]	
Sandgutwäscher			
Laufzeit	t_{SFW}	1,00 [h/d]	
Leistung wäscher	P_{SFW}	10,00 [kW]	
Elektrizitätsverbrauch absolut	$E_{abs,SFW}$	10,0 [kWh/d]	
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	$E_{spez,SF}$	2,8 [Wh/m ³]	
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,SF}$	0,26 [kWh/E-a]	
Summe Sandfang			
Elektrizitätsverbrauch absolut	n	28,27 [kWh/d]	
Elektrizitätsverbrauch spezifisch	l_{VKB}	7,84 [Wh/m ³]	
Elektrizitätsverbrauch E spezifisch	$E_{spez,PS}$	0,74 [kWh/E-a]	

Cross Flow Gebläse

<u>Einwohnerwerte</u>		Anschluss
Einwohnerwerte	E	14.000 [E]
<u>Wassermengen</u>		
Mischwasserabfluss	Q_M	1.315.825,0 [m³/a]
Mischwasserabfluss	Q_M	3.605,0 [m³/d]
Membranfläche gesamt	A_{ges}	22.083,3 [m²]
spez. Luftmenge	$Q_{L,CF,s}$	0,35 [Nm³/(m²·h)]
Luftmenge gesamt	$Q_{L,ges}$	7.729 [m³/h]
Gebläsegedruckt	ΔP_{CF}	3,5 [m]
Filtrationsdauer	d_F	7,06 [h/d]
Anzahl Gebläse	n_{Gbl}	3,00 [Stk]
Wirkungsgrad Gebläse	η	60,00 [%]
Benötigte Leistung	P	40,95 [kW]
Energie pro Tag	E_d	867,34 [kWh/d]
Energie pro Jahr	E_a	316.578 [kWh/a]
Spezifischer Energieverbrauch	E_{spez}	240,59 [Wh/m³]

Permeatpumpen Abziehen und Rückspülen

<u>Einwohnerwerte</u>		Anschluss
Einwohnerwerte	E	14.000 [E]
<u>Wassermengen</u>		
Mischwasserabfluss	Q_M	1.315.825,0 [m ³ /a]
Mischwasserabfluss	Q_M	3.605,0 [m ³ /d]
Netto Fluss	V_{netto}	25,00 [l/m ² h]
Netto Fluss pro Minute	V_{netto}	0,42 [l/m ² min]
Brutto- Netto Verhältnis	BN-V	1,24 [-]
korrigierte Wassermenge	$Q_{M,\text{korr}}$	4.478,3 [m ³ /d]
Durchfluss	$Q_{M,\text{korr}}$	0,052 [m ³ /s]
Förderhöhe / Saugdruck	h	1,2 [m]
Erdbeschleunigung	g	9,81 [m/s ²]
Gesamtwirkungsgrad	η	60 [%]
Rückspülfaktor	RSF	0,30 [-]
Filtrationsdauer	t_f	8,50 [min]
Dauer der Rückspülphase	t_{RS}	1,50 [min]
Brutto Fluss	V_{brutto}	0,52 [l/(m ² min)]
Brutto Fluss	V_{brutto}	31,06 [l/m ² h]
Rückspülfluss	V_{RS}	0,16 [l/(m ² min)]
Filtrierte Wassermenge	V_{netto}	4,17 [l/m ²]
Durchfluss während Filtrationsphase	V_F	4,40 [l/m ²]
Durchfluss während Rückspülphase	V_{RS}	0,23 [l/m ²]
Butto-Netto- Verhältnis	BN-V	1,24 [-]
<u>Energieverbrauch Abziehen:</u>		
Pumpenleistung	P_{PP1}	1,02 [kW]
Energie pro Tag	E_d	24 [kWh/d]
Spezifischer Energieverbrauch Abziehen	$E_{\text{spez,PP1}}$	0,007 [kWh/m ³]
<u>Energieverbrauch Rückspülen</u>		
Rückspülverhältnis berechnet:	RSV_{ber}	0,056 [-]
reduzierte Wassermenge	Q_{RSV}	73.555 [m ³ /a]
Durchfluss	Q_{RSV}	0,00 [m ³ /s]
Spüldruck	p_{SP}	2,50 [m]
Pumpenleistung	P_{PP2}	0,10 [kW]
Energie pro Tag	E_d	2 [kWh/d]
Spezifischer Energieverbrauch	$E_{\text{spez,PP2}}$	0,001 [kWh/m ³]
Spezifischer Energieverbrauch gesamt	E_{spez}	7,405 [Wh/m ³]

Rezipumpen

<u>interne Rezirkulation</u>		Anschluss
Wassermengen		14.000 [E]
Mischwasserabfluss	$Q_{M,a}$	1.315.825,0 [m³/a]
Mischwasserabfluss	$Q_{M,d}$	3.605,0 [m³/d]
Reziverhältnis	RV	3,0 [-]
rezirkulierte Wassermenge	Q_{red}	3.947.475,0 [m³/a]
rezirkulierte Wassermenge	Q_{red}	10.815,0 [m³/d]
Durchfluss	Q_{red}	0,1 [m³/s]
Förderhöhe / Saugdruck	h	0,5 [m]
Erdbeschleunigung	g	9,81 [m/s²]
Gesamtwirkungsgrad	η	70 [%]
Pumpenleistung	P_{Pumpe}	0,88 [kW]
Energie pro Jahr	E_d	21,05 [kWh/d]
spezifische Energie	E_{spez}	5,84 [Wh/m³]

<u>Rezirkulation aus MBR</u>		Bemessung
Wassermengen		
Mischwasserabfluss	$Q_{M,a}$	1.315.825,0 [m³/a]
Mischwasserabfluss	$Q_{M,d}$	3.605,0 [m³/d]
Reziverhältnis	RV	6,00 [-]
korrigierte Wassermenge	Q_{red}	21.630,0 [m³/d]
Durchfluss	Q_{red}	0,3 [m³/s]
Förderhöhe / Saugdruck	h	0,5 [m]
Erdbeschleunigung	g	9,81 [m/s²]
Gesamtwirkungsgrad	η	70 [%]
Pumpenleistung	P_{Pumpe}	1,75 [kW]
Energie pro Jahr	E_d	42,10 [kWh/d]
spezifische Energie	E_{spez}	11,68 [Wh/m³]

Rührwerke BB

		Anschluss
<u>Wassermengen</u>		14.000 [E]
Mischwasserabfluss	$Q_{M,a}$	1.315.825,0 [m ³ /a]
Mischwasserabfluss	$Q_{M,d}$	3.605,0 [m ³ /d]
Deni Volumen Belebung	V_D	839,4 [m ³]
spezifische Energie	E_{spez}	1,5 [W/m ³]
Energiebedarf im Becken	E_{Becken}	1.259,1 [W]
Energie pro Jahr	E_d	30,22 [kWh/d]
spezifische Energie	E_{spez}	8,382 [Wh/m ³]

Belüftung BB

		Anschluss
<u>Wassermengen</u>		
Mischwasserabfluss	$Q_{M,a}$	1.315.825,0 [m ³ /a]
Mischwasserzuzfluss im Jahresmittel	$Q_{M,d}$	3.605 [m ³ /d]
Netto-Fluss	v	25,0 [l/m ² h]
Membranfläche	A_M	22.083,3 [m ²]
Luftbedarf Crossflow	$Q_{L,CF}$	7.729,2 [m ³ /h]
Einblastiefe BB	$h_{E,BB}$	5,0 [m]
Einblastiefe Crossflow	$h_{E,CF}$	3,0 [m]
Durchfluss bei Filtration	Q	552,1 [m ³ /h]
Luftdichte bei 20°C	ρ	1,2 [kg/m ³]
Laufzeit der Gebläse	t_G	7,06 [h/d]
Massenprozentanteil O ₂ in Luft	$C_{O_2,Luft}$	23,14 [%]
Sauerstoffeintrag Crossflow	$\alpha OC_{L,h}$	3,00 [g/(Nm ³ *m)]
Lufteträg Crossflow pro Tag	$Q_{L,CF,d}$	54.568 [Nm ³ /d]
Sauerstoffzufuhr aus CF	$\alpha OC_{CF,d}$	491 [kgO ₂ /d]
Sauerstoffzufuhr aus CF während Betrieb	$\alpha OC_{CF,h}$	70 [kgO ₂ /h]
erforderliche mittlere Sauerstoffzufuhr pro Tag	erf. αOC_d	1.387 [kgO ₂ /d]
erforderliche mittlere Sauerstoffzufuhr pro Stunde	erf. αOC_h	58 [kgO ₂ /h]
genutzte Luft aus CF pro Tag	αOC_{CF}	408 [kgO ₂ /d]
erforderliche verbleibende Sauerstoffzufuhr pro Tag	erf. αOC	979 [kgO ₂ /d]
Sauerstoffbedarf für BB in Reinwasser	OC_R	1.418 [kgO ₂ /d]
spez. Sauerstoffzufuhr	$OC_{L,h}$	18,00 g/Nm ³ /m
Luftbedarf BB pro Tag Rest	$Q_{L,d,BB}$	15.760 [Nm ³ /d]
Grenzflächenfaktor	α_{BB}	0,69 [-]
Gebläsedruck	ΔP	6,00 [mWS]
Wirkungsgrad	η	60,00 [%]
Energiebedarf	E_d	429,43 [kWh/d]
Energie pro Jahr	E_a	156.740,98 [kWh/a]
Spezifischer Energieverbrauch	E_{spez}	119,12 [Wh/m ³]

Voreindickung

	Anschluss	Empfehlung
<u>Siebtrommel</u>		
Einwohner	14.000 [E]	
Energie ÜSS absolut	200,0 [kWh/d]	120 - 250
Energie ÜSS spezifisch	0,4 [kWh/m ³]	0,2 - 0,4
ÜSS Menge	45,4 [m ³ /d]	
Energie ÜSS absolut berechnet	18,2 [kWh/d]	
Energie ÜSS spezifisch	0,005 [kWh/m ³]	0,2 - 0,4
<u>Dekanter / Zentrifuge</u>		
Energie ÜSS absolut	550,0 [kWh/d]	300 - 800
Energie ÜSS spezifisch	0,9 [kWh/m ³]	0,5 - 1,3
Energie ÜSS spezifisch	11,346 [Wh/m ³]	

Stabilisierung anaerob-mesophil

		Anschluss
Einwohner		14.000 [E]
Rohschlammmenge	Q_{RS}	24 [m ³ /d]
Faulbehältervolumen	V_F	800 [m ³]
Faulbehältervolumen berechnet	V_F	482 [m ³]
Aufenthaltszeit Bemessungslastfall	t_{bem}	20 [d]
Aufenthaltszeit Jahresmittel	t_{mittel}	27 [d]
<u>Gesamt</u>		
Energieverbrauch absolut	$E_{abs,F}$	300,0 [kWh/d]
Energieverbrauch spezifisch	$E_{spez,F}$	2,0 [kWh/m ³]
Energieverbrauch spezifisch	$E_{spez,F}$	48,2 [kWh/d]
Energieverbrauch spezifisch	$E_{spez,F}$	50,0 [kWh/t TR]
Energieverbrauch spezifisch	$E_{spez,F}$	13,371 [Wh/m ³]

Stabilisierung anaerob-mesophil

		Anschluss
Einwohner		14.000 [E]
Faulbehältervolumen	V_F	800 [m ³]
Aufenthaltszeit Bessungsfall	t_{bem}	20 [d]
Aufenthaltszeit Jahresmittel	t_{mittel}	27 [d]
<u>Gasanfall</u>		
<u>Primärschlamm aus Vorklärung</u>		
TS Anfall Primärschlamm	TS_{PS}	36 [g/(E·d)]
Fracht TS Primärschlamm	TS_{PS}	510 [kg _{TS} /d]
TS Gehalt Primärschlamm	TS_{PS}	2,5 [%]
GV bzw oTS	GV_{PS}	65,0 [%]
Fracht oTS	oTS_{PS}	331,2 [kg _{oTS} /d]
Aufenthaltszeit Vorklärung	t_R	1,1 [h]
Temperatur	T	15,0 [°C]
<u>Schlamm aus BB / Membranfiltration</u>		
Schlammanfall		5,0 [l/(E·d)]
TS Anfall ÜSS	$TS_{ÜSS}$	32 [g/(E·d)]
Fracht TS ÜSS	$TS_{ÜSS}$	454 [kg _{TS} /d]
TS Gehalt Überschussschlamm	TS_{PS}	1,0 [%]
GV bzw oTS	$GV_{ÜSS}$	65,0 [%]
Fracht oTS	$oTS_{ÜSS}$	295 [kg _{oTS} /d]
<u>Rohschlamm gemischt und eingedickt</u>		
Fracht TS RS	TS_{RS}	964 [kg _{TS} /d]
Fracht oTS RS	oTS_{RS}	627 [kg _{oTS} /d]
Rohschlammmenge	m_{TS}	1,0 [t TS /d]
TS Gehalt Rohschlamm	TS_{RS}	4 [%]
Rohschlammmenge	Q_{RS}	24 [m ³ /d]
Gasausbeute Richtwert	Gas	400 [l/kg _{oTS}]
Gasproduktion gesamt	Q_{Gas}	251 [m ³ /d]

Entwässerung

	Anschluss	Empfehlung
<u>Dekanter / Zentrifuge</u>		
Einwohner	14.000 [E]	
Energie absolut	190 [kWh/d]	120 - 260
Energie spezifisch	31,0 [kWh/t TR]	20 - 43
Energie spezifisch	52,70 [Wh/m³]	
<u>Hochentwässerungszentrifuge</u>		
Energie absolut	250,0 [kWh/d]	180 - 340
Faulschlammmenge	50,0 [g/(E·d)]	
TS Faulschlamm	2,5 [%]	
Faulschlammmenge	0,7 [t TR/d]	
Energie spezifisch	1,8 [kWh/m³]	1,2 - 2,2
Energie spezifisch	40,0 [kWh/t TR]	30 - 56
Energie absolut	28,0 [kWh/d]	
Energie spezifisch	7,77 [Wh/m³]	
<u>Siebbandpresse</u>		
Energie absolut	130,0 [kWh/d]	90 - 180
Energie spezifisch	23,0 [kWh/t TR]	15 - 30
Energie spezifisch	36,06 [Wh/m³]	
<u>Kammerfilterpresse</u>		
Energie absolut	250,0 [kWh/d]	150 - 330
Energie spezifisch	40,0 [kWh/t TR]	25 - 55
Energie spezifisch	69,35 [Wh/m³]	
<u>Membranfilterpresse</u>		
Energie absolut	350,0 [kWh/d]	180 - 500
Energie spezifisch	97,09 [Wh/m³]	
Energie spezifisch	58,0 [kWh/t TR]	30 - 85

BHKW Energieerzeugung

		Anschluss
Einwohner	E	14.000 [E]
Gasproduktion Faulung, Tagesmittelwert	Q_{Gas}	251 [m ³ /d]
eletrischer Wirkungsgrad BHKW	η_{el}	0,35 [-]
thermischer Wirkungsgrad BHKW	η_{th}	0,49 [-]
Heizwert Faulgas	H_{U}	6,4 [kWh/Nm ³]
mittlere elektischeLleistung	$P_{\text{el.mitt}}$	23 [kW]
Faktor Leistungsverminderung Teillastbetrieb	η_{Teillast}	10 [%]
Energieerzeugung	$Q_{\text{el,d}}$	505 [kWh/d]
Wärmeerzeugung aus BHKW pro Jahr	$Q_{\text{W,a}}$	287 [MWh/a]
Energieerzeugung pro Jahr	$Q_{\text{el,a}}$	184 [MWh/a]
Energieerzeugung spezifisch	$Q_{\text{el,a}}$	140,174 [Wh/m ³]

Wärmebedarf Schlammfäulung

<u>Eingangsdaten mesophil Stufe</u>		
Rohschlammmenge	Q	24 m ³ /d
Massenstrom	m	24.054 kg/d
Schlammtemperatur im Faulraum	T _{FS}	37,0 °C
Faulbehältervolumen	V	800 m ³
Mantelfläche	A	458 m ²
spez. Wärmekapazität	c _p	4,18 kJ/kg*K
spez. Wärmekapazität	c _p	0,00116 kWh/kg*K
Wärmedurchgangskoeffizient	k	0,30 W/m ² K
<u>Wärmebedarf Winter</u>		
Dauer Winterperiode		183 d
Außentemperatur		7,00 °C
Rohschlammtemperatur		13,50 °C
Zuschlag sonstige Transmissionsverluste (Rohre etc.)		10 %
Transmissionwärmebedarf		5 kW
Wärmebedarf Rohschlammaufheizung		27 kW
<u>Wärmebedarf Sommer</u>		
Dauer Sommerperiode		183 d
Außentemperatur		17,00 °C
Rohschlammtemperatur		17,00 °C
Zuschlag sonstige Transmissionsverluste (Rohre etc.)		10 %
Transmissionwärmebedarf		3 kW
Wärmebedarf Rohschlammaufheizung		23 kW
<u>Jahresverbrauch Prozesswärme</u>		
Jahreswärmeverbrauch		256 MWh/a

Infrastruktur

		Anschluss
<u>Infrastruktur</u>		
Einwohner	E	14.000 [E]
Mischwasserabfluss	Q _M	3.605 [m ³ /d]
<u>Betriebsgebäude</u>		
Licht, Labor Werkstatt	E _a	0,18 [kWh/E·a]
<u>Betriebsmittel</u>		
Brauchwasser	E _a	0,26 [kWh/E·a]
Druckluft	E _a	0,05 [kWh/E·a]
Heizung	E _a	0,37 [kWh/E·a]
<u>Lüftungsanlagen</u>	E _a	0,15 [kWh/E·a]
<u>Abluftreinigung</u>	E _a	0,58 [kWh/E·a]
Energie Infrastruktur gesamt	E _a	1,6 [kWh/E·a]
Energie Infrastruktur spezifisch	E _{spez}	16,92 [Wh/m ³]

Gesamter Energieverbrauch

Verbraucher	Modellanlage 14.000 E	
Hebewerke	13,63	[Wh/m ³]
Rechen	0,80	[Wh/m ³]
Sandfang	7,84	[Wh/m ³]
Vorklärung	4,70	[Wh/m ³]
Belüftung Crossflow	240,59	[Wh/m ³]
Rezipumpen intern	5,84	[Wh/m ³]
Rezipumpen Membran	11,68	[Wh/m ³]
Permeatpumpen	7,40	[Wh/m ³]
Belüftung BB	119,12	[Wh/m ³]
Rührwerke	8,38	[Wh/m ³]
Voreindickung	5,04	[Wh/m ³]
Stabilisierung	13,37	[Wh/m ³]
Entwässerung	7,77	[Wh/m ³]
Infrastruktur	16,92	[Wh/m ³]
Summe:	463,08	[Wh/m³]
Stromerzeugung aus BHKW	140,17	[Wh/m ³]
Anteil am Energiebedarf	30%	[%]

A9: Bemessung BHKW-Anlage 20.000 E

<u>Gasfall</u>		
Gasfall gesamt genormt	$Q_{\text{Gas_ges}}$	91.615 Nm ³ / a
Tagesmittelwert	$Q_{\text{Gas_mit}}$	251 Nm ³ / d
<u>Auslegung BHKW</u>		
Heizwert Faulgas	H_{u}	6,40 kWh / Nm ³
Elektrischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{el,Aus}}$	0,36 -
Thermischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{th,Aus}}$	0,50 -
Mittlere Elektrische Leistung	$P_{\text{el,mitt_Aus}}$	24 kW
<u>Gewählt</u>		
Module	n	1 St.
Betriebszeit	0,75 * 8.760 h / St. T	6.570 h / St.
PeL Mit.	$P_{\text{el,gew.}}$	32 kW
<u>Planbeispiel</u>		
<i>Kuntschar + Schlüter GmbH, Typ GTK 360 K</i>		
Elektrische Leistung	$P_{\text{el,Bsp}}$	35 kW
Thermische Leistung	$P_{\text{th,Bsp}}$	49 kW
Elektrischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{el,Bsp}}$	0,36 -
Thermischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{th,Bsp}}$	0,50 -
Gasverbrauch / Modul	Q_{Bsp}	15 Nm ³ / h
Laufzeit Modul / täglich	$T_{\text{M1_Bsp}}$	16,5 h
Auslastung bei kont. Betrieb	η_{Betrieb}	68,8 %
Jahreslaufzeit	$T_{\text{ga_Bsp}}$	6.031 h / a
Gesamtverbrauch alle Module	$B_{\text{ges,Bsp}}$	91.615 Nm ³ / a
<u>Energieerzeugung</u>		
Faktor Leistungsverminderung durch Teillastbetrieb	η_{Teillast}	10 %
Elektrische Energie	$Q_{\text{el,a}}$	189.973 kWh / a
Kostensparnis elektr. Energie	K_{el}	29.256 € / a
Thermische Energie	$Q_{\text{th,a}}$	263.851 kWh / a
<u>Kosten</u>		
spez. Investitionskosten	IK_{spez}	1.420 € / kW
Investitionskosten BHKW-Module	IK_{BHKW}	49.696 €
Investitionskosten laut Kostenschätzung	IK_{Per}	€
spez. Wartungskosten	LK_{spez}	2,24 Ct / kWh
Jahreskosten Vollwartungsvertrag	LK_{BHKW}	4.264 €/a

Anteile	100%	10%	80%
Angegebener Wirkungsgrad el.	36,0%	3,6%	32,4%
Angegebener Wirkungsgrad th.	50,0%	5,0%	45,0%

A10: Bemessung BHKW-Anlage 130.000 E

<u>Gasanfall</u>		
Gasanfall gesamt genormt	$Q_{\text{Gas_ges}}$	624.150 Nm ³ / a
Tagesmittelwert	$Q_{\text{Gas_mit}}$	1.710 Nm ³ / d
<u>Auslegung BHKW</u>		
Heizwert Faulgas	H_u	6,40 kWh / Nm ³
Elektrischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{el,Aus}}$	0,38 -
Thermischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{th,Aus}}$	0,50 -
Mittlere Elektrische Leistung	$P_{\text{el,mit Aus}}$	173 kW
<u>Gewählt</u>		
Module	n	3 St.
Betriebszeit	2,50 * 8.760 h / St. T	7.300 h / St.
Pel. Mit.	$P_{\text{el,gew.}}$	69 kW
<u>Planbeispiel</u>		
<i>Kuntschar + Schlüter GmbH, Typ GTK 360 K</i>		
Elektrische Leistung	$P_{\text{el,Bsp}}$	85 kW
Thermische Leistung	$P_{\text{th,Bsp}}$	112 kW
Elektrischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{el,Bsp}}$	0,38 -
Thermischer Wirkungsgrad	$\eta_{\text{th,Bsp}}$	0,50 -
Gasverbrauch / Modul	Q_{Bsp}	35 Nm ³ / h
Laufzeit Modul / täglich	$T_{\text{M1_Bsp}}$	16,3 h
Auslastung bei kont. Betrieb	η_{Betrieb}	68,0 %
Jahreslaufzeit	$T_{\text{ga_Bsp}}$	5.953 h / a
Gesamtverbrauch alle Module	$B_{\text{ges,Bsp}}$	624.150 Nm ³ / a
<u>Energieerzeugung</u>		
Faktor Leistungsverminderung durch Teillastbetrieb	η_{Teillast}	10 %
Elektrische Energie	$Q_{\text{el,a}}$	1.366.140 kWh / a
Kostensparnis elektr. Energie	K_{el}	210.385 € / a
Thermische Energie	$Q_{\text{th,,a}}$	1.797.552 kWh / a
<u>Kosten</u>		
spez. Investitionskosten	IK_{spez}	1.057 € / kW
Investitionskosten BHKW-Module	IK_{BHKW}	269.444 €
Investitionskosten laut Kostenschätzung	IK_{Per}	€
spez. Wartungskosten	LK_{spez}	1,84 Ct / kWh
Jahreskosten Vollwartungsvertrag	LK_{BHKW}	25.185 €/a

Anteile	100%	10%	80%
Angebener Wirkungsgrad el.	38,0%	3,8%	34,2%
Angebener Wirkungsgrad th.	50,0%	5,0%	45,0%

A11: Ermittlung des erforderlichen Personalbedarfs

Kostenart	Soll nach ATV-M 271 und											
	20.000 EW					130.000 EW						
	MBR, stabilisiert		MBR, Faulung			MBR, stabilisiert		MBR, Faulung				
	h/mon	h/a	€/a	h/mon	h/a	€/a	h/a	€/a	h/a	€/a		
Abwasserbehälter	10	120	4800	10	120	4800	44	528	21120	44	528	21120
Rechenanlage	15	180	7200	15	180	7200	40	480	19200	40	480	19200
Sandfang	11	132	5280	11	132	5280	32	384	15360	32	384	15360
Vorklärung	n.v.			22	264	10560	n.v.			64	768	30720
MBR	36	432	17280	32	388,8	15552	62	744	29760	55,8	669,6	26784
Chemische Fällung	18	216	8640	18	216	8640	32	384	15360	32	384	15360
Faulbehälter	n.v.			11	132	5280	n.v.			28	336	13440
Eindicker	6	72	2880	6	72	2880	17	204	8160	17	204	8160
Maschinelle Schlammwässerung	n.v.			n.v.			165	1980	79200	149	1782	71280
Maschinen- und Elektrotechnische Ausr.	20	234	9360	20	234	9360	91	1092	43680	91	1092	43680
Betriebsverwaltung	13	156	6240	13	156	6240	42	504	20160	42	504	20160
Betriebsgebäude	17	204	8160	17	204	8160	59	708	28320	59	708	28320
Betriebsgelände	18	216	8640	18	216	8640	57	684	27360	57	684	27360
Sonstiges	13	156	6240	13	156	6240	62	744	29760	62	744	29760
Eigenüberwachung	39	463	18517	39	463	18517	47	565	22583	47	565	22583
Summe			103236,67			117348,667			360023,333			393287,3
Summe h		2580,9167			2933,71667			9000,58333		9832,183		
Mitarbeiter/Mannjahre (1.530h/a)		1,69			1,92			5,88		6,43		