





WASSER • ABWASSER • UMWELT

23

Schriftenreihe des Fachgebietes  
Siedlungswasserwirtschaft

Universität Kassel



Membranfiltration  
in Hessen – Teil 1

Gefördert durch das Hessische  
Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum  
und Verbraucherschutz

Kassel 2005

kassel  
university   
press

---

## WASSER • ABWASSER • UMWELT

### Schriftenreihe des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel

Herausgeber: Franz-Bernd Frechen, Kassel

Vertrieb: kassel university press GmbH (kup)  
Diagonale 10, 34127 Kassel  
[www.upress.uni-kassel.de](http://www.upress.uni-kassel.de)

---

Band 23: Membranfiltration in Hessen – Teil 1  
Kassel 2005

ISBN 3-89958-040-0  
URN urn:nbn:de:0002-0404

Bibliografische Information Der Deutschen Bibliothek  
Die Deutsche Bibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen  
Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über  
<http://dnb.ddb.de> abrufbar

---

## **Vorwort**

Der vorliegende Band 23 der Schriftenreihe „WASSER • ABWASSER • UMWELT“ gibt die Ergebnisse eines durch das Hessische Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz (HMULV) geförderten Vorhabens wieder, in dessen Rahmen der Einsatz des Membranbelebungsverfahrens zum Zweck der Ertüchtigung von Kläranlagen in Hessen auf seine praktische Anwendbarkeit und verfahrensspezifische Besonderheiten, insbesondere den Einfluß des bei Ertüchtigungsmaßnahmen prinzipbedingt niedrigeren Trockensubstanzgehaltes, untersucht wurde.

In dem hier beschriebenen, in 2002 abgeschlossenen Projektteil wurden Anlagen der Firmen Grontmij/Mitsubishi, Wehrle und Zenon untersucht.

Das Hessische Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz hat nach Abschluß des hier beschriebenen Projektes ein weiteres Projekt mit gleicher Zielsetzung gefördert, in dessen Rahmen eine Anlage der Firma Kubota untersucht wird. Über die Ergebnisse dieses Projektes wird in Band 25 der Schriftenreihe mit dem Titel „Membranfiltration in Hessen – Teil 2“ berichtet werden.

In Band 25 finden sich auch die zusammenfassenden Erkenntnisse und Empfehlungen, gewonnen aus beiden Projektteilen.

Kassel, den 14. September 2005

Univ.-Prof. Dr.-Ing. F.-B. Frechen



## **Inhaltsverzeichnis**

<b>1 VERANLASSUNG .....</b>	<b>1</b>
<b>2 PROBLEMSTELLUNG .....</b>	<b>2</b>
<b>2.1 Untersuchungsziel.....</b>	<b>2</b>
<b>2.2 Situation der kommunalen Abwasserreinigung an den         Untersuchungsstandorten .....</b>	<b>3</b>
<b>2.2.1 Kläranlage Edermünde .....</b>	<b>3</b>
2.2.1.1 Anlagenbeschreibung.....	3
2.2.1.2 Festlegungen im Erlaubnisbescheid .....	4
2.2.1.3 Planungs- und Untersuchungsstand .....	5
<b>2.2.2 Kläranlage Londorf.....</b>	<b>6</b>
2.2.2.1 Anlagenbeschreibung.....	6
2.2.2.2 Festlegungen in den Erlaubnisbescheiden .....	7
2.2.2.3 Planungs- und Untersuchungsstand .....	7
<b>3 GRUNDLAGEN DES MEMBRANBELEBUNGSVERFAHRENS ...</b>	<b>9</b>
<b>4 HALBTECHNISCHE VERSUCHE AUF DER KA EDERMÜNDE.</b>	<b>10</b>
<b>4.1 Allgemeines.....</b>	<b>10</b>
<b>4.2 Erläuterungen zur Versuchsanlage (Zenon).....</b>	<b>10</b>
<b>4.2.1 Verfahrenskonzept .....</b>	<b>10</b>
<b>4.2.2 Messung, Steuerung und Regelung .....</b>	<b>12</b>
<b>4.2.3 Wartung .....</b>	<b>13</b>
<b>4.3 Betrieb der Versuchsanlage (Zenon) .....</b>	<b>14</b>
<b>4.3.1 Allgemeines .....</b>	<b>14</b>
<b>4.3.2 Betriebsphasen.....</b>	<b>15</b>
<b>4.3.3 Messprogramme.....</b>	<b>16</b>
<b>4.3.4 Leistungsfähigkeit.....</b>	<b>19</b>
4.3.4.1 Allgemeines.....	19
4.3.4.2 Biologische Leistungsfähigkeit .....	19
4.3.4.2.1 Allgemeines.....	19
4.3.4.2.2 Zeitraum April bis Juli 2001.....	19
4.3.4.2.2.1 Zulaufverhältnisse.....	19
4.3.4.2.2.2 Aufbau der Trockensubstanz .....	20
4.3.4.2.2.3 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat.....	20
4.3.4.2.2.4 Kohlenstoffelimination.....	22
4.3.4.2.2.5 Stickstoffelimination .....	22
4.3.4.2.2.6 Phosphorelimination .....	22
4.3.4.2.2.7 Mikrobiologie.....	23
4.3.4.2.3 Zeitraum August 2001 bis März 2002 .....	23

4.3.4.2.3.1	Zulaufverhältnisse und Betriebsparameter .....	23
4.3.4.2.3.2	Verlauf der Trockensubstanz.....	25
4.3.4.2.3.3	Abfiltrierbare Stoffe im Permeat .....	27
4.3.4.2.3.4	Kohlenstoffelimination .....	27
4.3.4.2.3.5	Überschussschlammproduktion .....	28
4.3.4.2.3.6	Gasproduktion .....	29
4.3.4.2.3.7	Stickstoffelimination.....	31
4.3.4.2.3.8	Phosphorelimination.....	31
4.3.4.2.3.9	Mikrobiologie .....	32
4.3.4.3	Hydraulische Leistungsfähigkeit .....	33
4.3.4.3.1	Membranmodul ZW 500A .....	33
4.3.4.3.2	Membranmodul ZW 500C .....	35
<b>4.3.5 Energiebedarf.....</b>		<b>44</b>
<b>4.4 Ertüchtigungskonzept .....</b>		<b>44</b>
<b>4.4.1 Normalbetrieb .....</b>		<b>44</b>
<b>4.4.2 Störfallszenario.....</b>		<b>46</b>
<b>4.5 Kostenbetrachtung .....</b>		<b>47</b>
<b>4.5.1 Investitionen.....</b>		<b>47</b>
<b>4.5.2 Jahreskosten.....</b>		<b>49</b>
<b>4.6 Zusammenfassung .....</b>		<b>49</b>
<b>5 HALBTECHNISCHE VERSUCHE AUF DER KA LONDORF .....</b>		<b>55</b>
<b>5.1 Allgemeines .....</b>		<b>55</b>
<b>5.2 Erläuterungen zur Versuchsanlage (Wehrle).....</b>		<b>55</b>
<b>5.2.1 Verfahrenskonzept .....</b>		<b>55</b>
<b>5.2.2 Messung, Steuerung und Regelung.....</b>		<b>59</b>
<b>5.3 Erläuterungen zur Versuchsanlage (Grontmij).....</b>		<b>60</b>
<b>5.3.1 Verfahrenskonzept .....</b>		<b>60</b>
<b>5.3.2 Messung, Steuerung und Regelung.....</b>		<b>63</b>
<b>5.4 Wartung .....</b>		<b>64</b>
<b>5.5 Betrieb der Versuchsanlagen .....</b>		<b>64</b>
<b>5.5.1 Allgemeines .....</b>		<b>64</b>
<b>5.5.2 Betriebsphasen .....</b>		<b>65</b>
<b>5.5.3 Messprogramme .....</b>		<b>65</b>
<b>5.5.4 Leistungsfähigkeit .....</b>		<b>65</b>
<b>5.5.4.1 Allgemeines .....</b>		<b>65</b>
<b>5.5.4.2 Biologische Leistungsfähigkeit (Wehrle) .....</b>		<b>66</b>
<b>5.5.4.2.1 Zulaufverhältnisse .....</b>		<b>66</b>
<b>5.5.4.2.2 Aufbau der Trockensubstanz .....</b>		<b>66</b>
<b>5.5.4.2.3 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat .....</b>		<b>67</b>
<b>5.5.4.2.4 Kohlenstoffelimination .....</b>		<b>67</b>
<b>5.5.4.2.5 Stickstoffelimination .....</b>		<b>68</b>

---

5.5.4.2.6 Phosphatelimination.....	69
5.5.4.2.7 Mikrobiologie .....	70
5.5.4.3 Biologische Leistungsfähigkeit (Grontmij) .....	70
5.5.4.3.1 Zulaufverhältnisse .....	70
5.5.4.3.2 Aufbau der Trockensubstanz .....	71
5.5.4.3.3 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat.....	72
5.5.4.3.4 Kohlenstoffelimination.....	72
5.5.4.3.5 Stickstoffelimination .....	73
5.5.4.3.6 Phosphatelimination.....	74
5.5.4.3.7 Mikrobiologie .....	75
5.5.4.4 Hydraulische Leistungsfähigkeit (Wehrle) .....	75
5.5.4.4.1 Allgemeines zur Ermittlung des Transmembrandrucks $\Delta p_{TM}$ .....	75
5.5.4.4.2 Ergebnisse zur hydraulischen Leistungsfähigkeit.....	77
5.5.4.4.3 Modulreinigung.....	83
5.5.4.5 Hydraulische Leistungsfähigkeit (Grontmij).....	86
<b>5.5.5 Energiebedarf .....</b>	<b>90</b>
<b>5.6 Ertüchtigungskonzepte .....</b>	<b>91</b>
<b>5.7 Kostenbetrachtung .....</b>	<b>93</b>
<b>5.8 Zusammenfassung .....</b>	<b>94</b>
<b>6 ZUSAMMENFASSUNGEN .....</b>	<b>99</b>
<b>6.1 Allgemeine Erkenntnisse .....</b>	<b>99</b>
<b>6.2 Zusammenfassung Standort KA Edermünde.....</b>	<b>103</b>
<b>6.3 Zusammenfassung Standort KA Londorf.....</b>	<b>103</b>
<b>6.4 Zusammenfassung „Membranfiltration in Hessen“ .....</b>	<b>103</b>
<b>7 LITERATURVERZEICHNIS.....</b>	<b>105</b>

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1:	Membranmodul ZW 500C .....	10
Abbildung 2:	Fließbild der Membranversuchsanlage (Zenon) .....	11
Abbildung 3:	Trockensubstanzverlauf (Zenon; Januar bis Juli 2001) .....	21
Abbildung 4:	Unterschreitungshäufigkeiten $X_{TS}$ und $C_{CSB}$ im Permeat (Zenon; April bis Juli 2001) .....	21
Abbildung 5:	Unterschreitungshäufigkeit $C_P$ im Permeat (Zenon; April bis Juli 2001) .....	22
Abbildung 6:	Trockensubstanzverlauf (Zenon; August 2001 bis März 2002) ....	26
Abbildung 7:	Belebtschlamm der Kläranlage Edermünde .....	26
Abbildung 8:	Belebtschlamm der Membranversuchsanlage.....	27
Abbildung 9:	Unterschreitungshäufigkeiten $X_{TS}$ und $C_{CSB}$ im Permeat (Zenon; August 2001 bis März 2002).....	28
Abbildung 10:	Vergleich der spezifischen Faulgasproduktion von konventionellem Belebtschlamm und Belebtschlamm der Membranversuchsanlage .....	30
Abbildung 11:	Unterschreitungshäufigkeiten $S_{NH_4}$ ; Vergleich Edermünde / Londorf .....	31
Abbildung 12:	Unterschreitungshäufigkeit $C_P$ im Permeat (Zenon; August 2001 bis März 2002).....	32
Abbildung 13:	Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500A..	34
Abbildung 14:	Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500C (August/September 2001) .....	37
Abbildung 15:	TMD-Entwicklung über die Zyklusdauer (6 Minuten).....	38
Abbildung 16:	Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500C (Oktober/November 2001).....	40
Abbildung 17:	Druckverläufe in den Filtrationsphasen der Zyklen (Betriebsphase 1) .....	40
Abbildung 18:	Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500C (Dezember 2001 bis März 2002) .....	41
Abbildung 19:	Druckverläufe in den Filtrationsphasen der Zyklen (Betriebsphase 2) .....	43
Abbildung 20:	Fließbild einer Membranbelebungsanlage .....	45
Abbildung 21:	Kostenvergleich.....	48
Abbildung 22:	temperaturnormierte Nettopermeabilität (Zenon) .....	52
Abbildung 23:	Innenansicht eines Rohrmoduls .....	56
Abbildung 24:	Rohrmodule im Einbauzustand .....	56
Abbildung 25:	Fließbild der Membranversuchsanlage (Wehrle).....	57
Abbildung 26:	Einzelement eines Hohlfasermembranmoduls der Fa. Mitsubishi .....	61
Abbildung 27:	Einbausituation des Membranmoduls .....	61

Abbildung 28: Fließbild der Membranversuchsanlage (Grontmij) .....	62
Abbildung 29: Trockensubstanzverlauf (Wehrle) .....	67
Abbildung 30: Unterschreitungshäufigkeiten $X_{TS}$ und $C_{CSB}$ im Permeat (Wehrle) .....	68
Abbildung 31: Unterschreitungshäufigkeiten $S_{NH4}$ und $C_N$ im Permeat (Wehrle) ..	69
Abbildung 32: Unterschreitungshäufigkeit $C_P$ im Permeat (Wehrle).....	69
Abbildung 33: Trockensubstanzverlauf (Grontmij) .....	72
Abbildung 34: Unterschreitungshäufigkeiten $X_{TS}$ und $C_{CSB}$ im Permeat (Grontmij) .....	73
Abbildung 35: Unterschreitungshäufigkeiten $S_{NH4}$ und $C_N$ im Permeat (Grontmij) .....	74
Abbildung 36: Unterschreitungshäufigkeit $C_P$ im Permeat (Grontmij) .....	74
Abbildung 37: Skizze Rohrmodul der Fa. Wehrle .....	76
Abbildung 38: Hydraulische Leistungsfähigkeit (Wehrle; Juni bis Oktober 2002).....	79
Abbildung 39: verstopfes Rohrmodul vor chemischer Reinigung .....	80
Abbildung 40: Hydraulische Leistungsfähigkeit (Wehrle; November 2001 bis Februar 2002) .....	81
Abbildung 41: temperaturnormierte Nettopermeabilitäten (Wehrle) .....	83
Abbildung 42: Hydraulische Leistungsfähigkeit (Grontmij; August bis November 2001) .....	87
Abbildung 43: Hydraulische Leistungsfähigkeit (Grontmij; Januar bis März 2002).....	89
Abbildung 44: Fließbild einer Membranbelebungsanlage mit externer Filtration...	92
Abbildung 45: Fließbild einer Membranbelebungsanlage mit getauchten Modulen .....	92

## **Tabellenverzeichnis**

Tabelle 1:	Legende zu Abbildung 2.....	11
Tabelle 2:	Messprogramm an den Membranbelebungsanlagen .....	16
Tabelle 3:	Analysevorschriften .....	17
Tabelle 4:	Bestimmungsmethode der Keimzahl.....	18
Tabelle 5:	Zulaufbelastung zur Membranversuchsanlage (Zenon; April bis Juli 2001).....	20
Tabelle 6:	Bakterienanalysen im Permeat (Zenon; April bis Juli 2001) .....	23
Tabelle 7:	Zulaufbelastung zur Membranversuchsanlage (Zenon; August 2001 bis März 2002).....	24
Tabelle 8:	Betriebsparameter und statistische Parameter der Membranversuchsanlage (Zenon; August 2001 bis März 2002) ...	25
Tabelle 9:	Überschussschlammproduktion .....	29
Tabelle 10:	Bakterienanalysen im Permeat (Zenon; August 2001 bis März 2002) .....	33
Tabelle 11:	Abfolge der Betriebseinstellungen (Zenon) .....	36
Tabelle 12:	Kostenschätzung der Ertüchtigungsvariante Membranbelebungsverfahren.....	47
Tabelle 13:	Leistungsparameter der Betriebsphase 2.....	52
Tabelle 14:	Legende zu Abbildung 25.....	58
Tabelle 15:	Zulaufbelastung zur Versuchsanlage (Wehrle).....	66
Tabelle 16:	Bakterienanalysen im Permeat (Wehrle).....	70
Tabelle 17:	Zulaufbelastung zur Versuchsanlage (Grontmij) .....	71
Tabelle 18:	Bakterienanalysen im Permeat (Grontmij).....	75
Tabelle 19:	Betriebsspezifikationen der Fa. Wehrle .....	78
Tabelle 20:	Abfolge der Betriebseinstellungen (Wehrle) .....	78
Tabelle 21:	Übersicht über die verwendeten Reinigungsmittel .....	85
Tabelle 22:	Betriebsspezifikationen der Fa. Grontmij.....	86
Tabelle 23:	Abfolge der Betriebseinstellungen (Grontmij) .....	86
Tabelle 24:	Leistungsparameter der Betriebsphase 2 (Grontmij).....	98

## 1 Veranlassung

Erstmals erlangte das Thema Membranfiltration im Bundesland Hessen im Frühjahr 1999 Aktualität, als dieses Verfahren alternativ zum konventionellen Ausbau des Zentralklärwerkes Kassel diskutiert wurde. Der Ausbau in Kassel war jedoch aufgrund der Ausbaugröße (350.000 EW) mit zu vielen technischen Unwägbarkeiten verbunden. Seinerzeit existierte weltweit keine kommunale Membranbelebungsanlage oberhalb einer Ausbaugröße von 25.000 EW und in Deutschland selbst stand die erste großtechnische Anlage in Rödingen beim Erftverband mit einer Ausbaugröße von 3.000 EW erst unmittelbar vor der Inbetriebnahme.

In Hessen sind aber auch Gemeinden und Abwasserverbände mit Kläranlagen mittlerer Größenordnung (< 25.000 EW) zu finden, die ihre Abwasserreinigung zukünftig noch ertüchtigen müssen. Das Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel ist mit mehreren Gutachten beauftragt, die die Überprüfung vorliegender, ausnahmslos konventioneller Ausbauplanungen zum Inhalt haben. Dabei sind an einigen Standorten Situationen anzutreffen, die den Kläranlagenausbau unter Einbeziehung einer Membranfiltration sowohl in verfahrenstechnischer als auch wirtschaftlicher Hinsicht vorteilhaft erscheinen lassen.

Solche Konstellationen sind oft dort gegeben, wo im Zuge des anstehenden Ausbaus in erheblichem Umfang neues Belebungsbeckenvolumen geschaffen werden müßte und wo gleichzeitig im Bereich der bestehenden Nachklärung Probleme infolge unzureichender Nachklärbeckenleistungsfähigkeit bestehen.

Das Hessische Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz (HMULV) beauftragte daher vor diesem Hintergrund das Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel mit dem Betrieb halbtechnischer Versuchsanlagen und der Durchführung wissenschaftlicher Untersuchungen zur Membranfiltration, um daraus Erkenntnisse für den Bau derartiger Anlagen in Hessen abzuleiten. Um die Aussagekraft der Forschungsergebnisse auf eine breitere Basis zu stellen, wird der Einsatz der Membranfiltration an zwei Standorten (Kläranlage Edermünde beim Abwasserverband Edermünde und Umgebung und die Kläranlage Londorf bei der Gemeinde Rabenau) untersucht, die aus Gründen, die im weiteren dargelegt werden, ertüchtigt werden müssen und die sich hinsichtlich ihrer Abwasserbeschaffenheit, ihrer Betriebsweisen und ihrer sonstigen technischen Randbedingungen voneinander unterscheiden. Der Betrieb der halbtechnischen Versuchsanlagen begann in Edermünde zu Beginn des Jahres 2001 und auf der Kläranlage Londorf im Juni 2001 und erstreckten sich jeweils bis in das Frühjahr 2002.

## 2 Problemstellung

### 2.1 Untersuchungsziel

Im Zuge der Ertüchtigung vorhandener Anlagen pflegt es sich in vielen Fällen als notwendig zu erweisen, das Belebungsbeckenvolumen zu vergrößern, das Nachklärbecken zu vergrößern oder auch beide Becken vergrößern. Genügt zudem auch die vorhandene Nachklärung womöglich nicht mehr den aktuellen Bemessungsrichtlinien der DWA, Stichwort Wassertiefen, so kommt oft noch der Abriss des nicht mehr richtlinienkonformen Nachklärbeckens – und damit die kostentreibende Volumenvernichtung bei gleichzeitiger Volumenneuerstellung – hinzu, was bei einigermaßen ansprechender Betonqualität der vorhandenen Bauwerke als kontraproduktiv zu bezeichnen ist.

Wird in einer solchen Situation über eine Umstellung der Phasentrennung von Absetzwirkung auf Membranfiltration nachgedacht, so bietet es sich an, das bereits vorhandene Nachklärbeckenvolumen voll als Belebungsbeckenraum zu nutzen. Ist dies möglich, so kann nach überschlägigen Überlegungen oft nicht nur auf den Neubau von Belebungsbecken verzichtet werden (und natürlich sowieso auf den Neubau von Nachklärbecken), sondern es besteht, sicherlich abhängig vom Grad der Unterkapazität sowie der Konfiguration der existierenden Anlage, beim Ausbau meist nicht einmal die Notwendigkeit, die - beim Membranbelebungsverfahren prinzipiell gegebene - Möglichkeit der deutlichen Erhöhung des Trockensubstanzgehaltes ausschöpfen zu müssen. Meist kommt man mit den üblichen, bestenfalls leicht erhöhten Trockensubstanzgehalten ( $X_{TS,BB}$ ) von  $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  zu Recht.

Dies kann etliche verfahrens- und ausbauspezifische Vorteile mit sich bringen. Als Stichworte seien hier nur

- ⇒ eine bessere Sauerstoffausnutzung,
- ⇒ bessere rheologische Eigenschaften des Abwasser-Belebtschlamm-Gemisches,
- ⇒ erhebliche Reservekapazitäten bei einem späteren Erweiterungsbedarf
- ⇒ und der sparsame Umgang mit Platzressourcen genannt.

Solche vorstehend skizzierten Rahmenbedingungen und Konstellationen, die in Hessen durchaus an etlichen Stellen anzutreffen sind, lassen es sinnvoll erscheinen, über den Einsatz der Membrantechnologie nachdenken.

Über derartige Entwurfs- und Betriebskonzepte des Membranfiltrationsverfahrens ist aber noch sehr wenig bekannt, so dass hier halbtechnischer und großtechnischer Forschungsbedarf besteht.

Ziel ist es, Erkenntnisse über den Einsatz des Membranbelebungsverfahrens in Trockensubstanzbereichen zu gewinnen, die für das Membranbelebungsverfahren untypisch niedrig sind ( $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ), die sich aber im Umbaufall bei Nutzung der vorhandenen Bausubstanz typischerweise ergeben.

## 2.2 Situation der kommunalen Abwasserreinigung an den Untersuchungsstandorten

### 2.2.1 Kläranlage Edermünde

#### 2.2.1.1 Anlagenbeschreibung

Die Kläranlage Edermünde des *Abwasserverbandes Edermünde und Umgebung* (zuständige Genehmigungsbehörde ist das Regierungspräsidium Kassel) hat eine aktuelle Ausbaugröße von 14.000 EW (Belastung entspricht ca. 16.000 EW) und soll auf die Anforderungen der weitergehenden Stickstoffelimination hin für eine Ausbaugröße von 22.000 EW ertüchtigt werden. Dort werden die Abwässer der Gemeinde Edermünde südlich von Kassel sowie einiger umliegender Gemeinden gereinigt. Die Entwässerung erfolgt im Mischverfahren.

Im Hinblick auf den Ausbauzustand von 22.000 EW wurde zu Beginn des Jahres 2000 im Zulaufbereich der Kläranlage ein Regenüberlaufbecken ( $2.300 \text{ m}^3$ ) in Betrieb genommen, welches die Weiterleitung der zukünftig maximalen Zulaufwassermenge von  $170 \text{ L} \cdot \text{s}^{-1}$  im Mischwasserfall gewährleistet.

Die Kläranlage Edermünde hat vor der Ertüchtigung folgendes Erscheinungsbild:

- ⇒ Zulaufschneckenpumpwerk (3 Schneckenpumpen, Förderhöhe ca. 4,0 m),
- ⇒ Mechanische Reinigungsstufe:
  - Stabrechen (25 mm Stababstand),
  - belüfteter Sand- und Fettfang,
  - Venturimeßstrecke,
  - Vorklärstufe (zwei Längsbecken,  $V = 2 \times 270 \text{ m}^3$ ).
- ⇒ Biologische Reinigungsstufe:
  - Belebungsstufe (Rechteckbecken mit Kreiselbelüftung,  $V = 810 \text{ m}^3$ ),
  - simultane Phosphatfällung mit Eisen-III-Chlorid,

- Nachklärung (Rundbecken  $\varnothing$  30 m,  $V = 1.915 \text{ m}^3$ ); das Nachklärbecken hat auf  $\frac{2}{3}$  des horizontalen Fließweges eine Wassertiefe von nur 2,79 m (gemäß ATV-DVWK-A 131 (2000):  $\geq 3,00 \text{ m}$ ). Am Übergang Sohle – Trichter beträgt die Wassertiefe 3,38 m (gemäß ATV-DVWK-A 131 (2000):  $\geq 4,00 \text{ m}$ ). Es entspricht somit nicht den geometrischen Randbedingungen des Technischen Regelwerkes.
  - Rücklaufschlammschneckenpumpwerk; der Überschussschlamm wird nachts aus dem Rücklaufschlammstrom abgepumpt und in das Unterwasser des Zulaufschneckenpumpwerkes gefördert. Er durchfließt die mechanische Reinigungsstufe und wird aus den Vorklärbeckentrichern zusammen mit dem Primärschlamm zur weiteren Schlammbehandlung abgezogen.
- ⌚ Schlammbehandlung:
- anaerober Stabilisierung (ein Faulbehälter,  $V_{FB} = 1.100 \text{ m}^3$ ),
  - Entwässerung (Siebbandpresse),
  - Blockheizkraftwerk (BHKW),
  - Klärgasfackel.
- ⌚ Das Prozesswasser aus Fettabscheidung, Faulung und Entwässerung wird während der Tagschicht ebenfalls in das Unterwasser des Zulaufschneckenpumpwerkes gefördert wie auch Fäkalschlamm, der in unregelmäßigen Abständen vorwiegend aus der Gemeinde Guxhagen angeliefert wird.

### 2.2.1.2 Festlegungen im Erlaubnisbescheid

Im 3. Änderungsbescheid des Staatlichen Umweltamtes des Regierungspräsidiums Kassel vom 13.08.1998 zum Erlaubnisbescheid vom 27.09.1995 wurden folgende Überwachungswerte für die Beschaffenheit des einzuleitenden Abwassers nach Sanierung der Kläranlage Edermünde (ab 31.12.2003) in das Vorflutgewässer *Eder* festgeschrieben:

- ⌚ CSB: 90  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- ⌚ BSB<sub>5</sub>: 20  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- ⌚ N<sub>ges</sub>: 18  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- ⌚ NH<sub>4</sub>-N: 10  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- ⌚ P<sub>ges</sub>: 2  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$

Dies entspricht den Mindestanforderungen gemäß der Abwasserverordnung (BUNR 1997).

### 2.2.1.3 Planungs- und Untersuchungsstand

Die vorliegende Ausbauplanung (IB GAJOWSKI 1990) weist zu dem bereits vorhandenen Belebungsvolumen von 800 m<sup>3</sup> einen erforderlichen Neubau von 3.850 m<sup>3</sup> Belebungsvolumen aus. Das vorhandene Nachklärbecken sollte hydraulisch um 0,20 m erhöht und entsprechend umgerüstet werden. Das Investitionsvolumen wurde im Jahr 1990 mit 5,7 Mio. DM abgeschätzt.

Das Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel wurde 1998 beauftragt, diese Planung mit Hilfe halbtechnischer Untersuchungen und darauf basierender dynamischer Simulations- und Prognoserechnungen zu überprüfen. Untersucht wurden dabei verschiedene Betriebsweisen der vorgeschalteten Denitrifikation und der Kasakadendenitrifikation.

Im Ergebnis dieser Untersuchungen (FG SIWAWI 2002) ergab sich ein erforderliches neu zu bauendes Belebungsvolumen von 2.600 m<sup>3</sup> bei zusätzlicher Weiternutzung des vorhandenen Belebungsvolumens von 810 m<sup>3</sup>. Das vorhandene Nachklärbecken war nicht Gegenstand der halbtechnischen Untersuchungen. Eine Nachrechnung nach dem seinerzeit aktuellen ATV-Arbeitsblatt-A 131 (1991) ergab jedoch, dass das Becken in hydraulischer Hinsicht nur ca. 90% der erforderlichen Endausbaukapazität bietet, wodurch sich einerseits die Frage der Genehmigungsfähigkeit stellt, andererseits jegliche über das Maß der geplanten, aber seitens des Abwasserverbandes derzeitig noch nicht zu quantifizierenden Endausbaugröße hinausgehende Erweiterung zwingend mit einem Ausbau der Nachklärstufe und den entsprechenden Kosten verbunden sein wird. Zusätzlich stellt sich die Frage, ob die Nachklärung bei einer angestrebten Ausbaugröße von 22.000 EW aus sicherheitstechnischen Erwägungen mehrstraßig ausgebildet sein sollte.

Das Gesamtinvestitionsvolumen wurde mit 4,5 Mio. € abgeschätzt, wenn die Nachklärung (ein- oder mehrstraßig) neu errichtet werden muss (FG SIWAWI 2002).

Das Szenario, das sich bei Integration einer Membranfiltration auf der Kläranlage Edermünde abzeichnen würde, beinhaltet demgegenüber keinen Neubau an Belebungsvolumen und grenzt zusätzlich die angesprochene Erweiterungsfähigkeit der Anlage nicht ein. Begründet ist dies in der Größe des vorhandenen Nachklärbeckens (1.915 m<sup>3</sup>), welches vollständig als Belebungsraum zur Verfügung stehen würde. Diese Verfahrensweise erlaubt den Betrieb mit einem für Membranfiltrationsanlagen geringen Trockensubstanzgehalt von 5 kg·m<sup>-3</sup> bis 8 kg·m<sup>-3</sup>, der bei Bedarf problemlos zu erhöhen wäre.

## 2.2.2 Kläranlage Londorf

### 2.2.2.1 Anlagenbeschreibung

Die Kläranlage Londorf der *Gemeinde Rabenau* (zuständige Genehmigungsbehörde ist die Untere Wasserbehörde beim Landrat des Landkreises Gießen) ist 1993 für 7.600 EW gebaut worden.

Im Detail hat die Kläranlage Londorf in ihrer jetzigen Konfiguration folgende verfahrenstechnische Bestandteile:

- ⌚ Zulaufschneckenpumpwerk,
- ⌚ mechanischen Reinigungsstufe,
  - Feinrechen,
  - belüfteter Rundsandfang mit Sandgutwäsche (nachträglich installiert).
- ⌚ Venturimeßstrecke,
- ⌚ Verteilerbauwerk für die Belebungsbecken,
- ⌚ Biologische Reinigungsstufe:
  - zwei baugleiche Kombibecken für Belebung und Nachklärung (Rundbecken  $\varnothing 19,56 \text{ m}$ ,  $V = 2 \times 1.352 \text{ m}^3$ ). In jedem dieser Rundbecken sind zur Phasentrennung zwei rechteckige Absetzbecken ( $V = 2 \times 491 \text{ m}^3$ ) installiert.  $\rightarrow V_{\text{BB}} = 1.722 \text{ m}^3$  und  $V_{\text{NB}} = 982 \text{ m}^3$ .
  - Die Kläranlage ist für eine aerobe, simultane Schlammstabilisierung ausgelegt. Die Belebungsräume sind zu ca.  $\frac{3}{4}$  mit Membranbelüftern ausgerüstet, so dass simultan Nitrifikation und Denitrifikation stattfinden können.
- ⌚ Ablaufprobenahmeschacht und Schönungsteich,
- ⌚ Statischer Überschussschlammendicker; das Trübwasser wird hinter der Venturimessung in das Zulaufgerinne zum Belebungsverteiler geleitet.
- ⌚ Zentrifuge zur mechanischen Schlammentwässerung:
  - Das Zentrat wird in das Unterwasser des Zulaufschneckenpumpwerkes geführt, d.h., dass dieser Teilstrom mengen- und frachtmäßig bei der Zulaufprobenahme und in der Venturimessung mit erfasst wird.

Hinsichtlich nutzbarer Platzreserven ist im Bereich der Belebungsbecken eine Freifläche vorhanden, die seinerzeit dafür vorgesehen war, gegebenenfalls ein konventionelles, rundes Nachklärbecken nachzurüsten, sofern die Trennleistung der vorhandenen Nachklärbecken in den Kombibecken nicht der zugesagten Leistungsfähigkeit entspricht.

### 2.2.2.2 Festlegungen in den Erlaubnisbescheiden

Die Überwachungswerte, aufgestellt vom damals zuständigen Wasserwirtschaftsamt Gießen, auf deren Einhaltung hin die Kläranlage Londorf Anfang der 90-er Jahre ausgebaut wurde, lauteten:

- ⇒ CSB: 90 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ BSB<sub>5</sub>: 20 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ NH<sub>4</sub>-N: 10 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ absetzbare Stoffe: 0,2 mL·L<sup>-1</sup>

Im Erlaubnisbescheid vom 07.06.2000 (befristet bis zum 31.07.2002) wurden von der heute zuständigen Aufsichtsbehörde (Landrat des Landkreises Gießen) folgende verschärzte Überwachungswerte, die teilweise aus Selbsterklärungen der Gemeinde Rabenau resultieren, für die Beschaffenheit des einzuleitenden Abwassers in das Vorflutgewässer *Lumda* nach Ertüchtigung der Kläranlage Londorf festgeschrieben:

- ⇒ CSB: 50 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ BSB<sub>5</sub>: 15 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ N<sub>gesamt, anorganisch</sub>: 16 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ NH<sub>4</sub>-N: 10 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ P<sub>ges</sub>: 3 mg·L<sup>-1</sup>
- ⇒ absetzbare Stoffe: 0,2 mL·L<sup>-1</sup>

### 2.2.2.3 Planungs- und Untersuchungsstand

Eine Ertüchtigung der Kläranlage, deren Belebungsstufe auf einen Trockensubstanzgehalt von 6 kg·m<sup>-3</sup> ausgelegt war, wird infolge einer mangelhaften Leistungsfähigkeit der Nachklärstufe, die sich vor allem unter Regenwetterbedingungen durch erhöhten Schlammabtrieb und infolge dessen durch erhöhte Ablaufkonzentrationen über das Maß der Überwachungswerte hinaus bemerkbar macht, erforderlich. Da die seinerzeit eingeplanten Reservekapazitäten zwischenzeitlich durch Neuanschlüsse an die Kläranlage Londorf bereits erschöpft sind, soll bei einer Ertüchtigung eine Ausbaugröße von 8.400 EW zugrunde gelegt werden.

Zu diesem Zweck hatte die damalige Bau- und Ausrüsterfirma eine Planung (OCHS 2000) vorgelegt, die den Bau eines zusätzlichen Stabilisierungsbeckens oder aber alternativ den Umbau der Kläranlage Londorf zu einer SBR-Anlage vorschlug. Parallel dazu gab es bei der Gemeinde Rabenau und der zuständigen Aufsichtsbehörde Überlegungen, die Möglichkeit der Anlagenertüchtigung durch die Integrati-

on einer Membranfiltrationsstufe unter Nutzung der vorhandenen Gewerke zu untersuchen.

Auf dieser Grundlage beauftragte die Gemeinde Rabenau das Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel mit der wissenschaftlichen Begutachtung und Prüfung der vorgelegten Unterlagen (Ochs 2000) und zusätzlich mit einer Stellungnahme zu der Fragestellung, inwieweit die gegenwärtige Situation auf der Kläranlage Londorf einen Umbau zur Membranfiltration als effizient erscheinen lässt.

Insgesamt zeigte sich im Ergebnis der Untersuchung (FG SIAWI 2000), dass eine Umrüstung der Kläranlage Londorf zu einer SBR-Anlage mit den zur Verfügung stehenden Beckenvolumina und dem zusätzlichen Neubau eines Zulaufspeichers (in der Größenordnung von ca. 1.000 m<sup>3</sup>) grundsätzlich möglich ist. Kritisch war jedoch hervorzuheben, dass die Anlage unter diesen Bedingungen in mehrfacher Hinsicht über keinerlei Reserven verfügen würde. Dies gilt für die Absetzeigenschaften des belebten Schlammes, für den erforderlichen Trockensubstanzgehalt in den SB-Reaktoren, für den Beckenfreibord, für grundsätzliche Erweiterungspläne aus beabsichtigten Gebietserschließungen und –anschlüssen sowie für jegliche bauliche Erweiterungsmaßnahmen.

Demgegenüber ist es bei Einsatz der Membranfiltration wegen der im Vergleich zum konventionellen Belebungsverfahren grundsätzlich andersartigen Phasentrennung zwischen Abwasser und Belebtschlamm und der daraus resultierenden Möglichkeit, in einer Membranbelebung wesentlich höhere Trockensubstanzkonzentrationen zurückzuhalten, nicht erforderlich, zusätzliche Beckenvolumina zu errichten. Diese stehen geradezu im Übermaß zur Verfügung. Von den gegenwärtigen örtlichen Randbedingungen spricht nichts gegen einen erfolgreichen Einsatz des Membranbelebungsverfahrens.

### 3 Grundlagen des Membranbelebungsverfahrens

Der Leistungsgrad einer biologischen Abwasserbehandlung ist entscheidend von der Güte der Phasentrennung abhängig. Mit steigenden und zusätzlichen Anforderungen an die kommunale Abwasserreinigung wurden im Zuge des Ausbaus von Kläranlagen – wie in den zu begutachtenden Fällen – auch solche Verfahren interessant, die bisher nur bei speziellen Abwässern angewendet werden.

Die Fest-Flüssig-Separation von Belebtschlamm erfolgt i.a.R. durch Sedimentation im Nachklärbecken. Neben Oberflächenbeschickung und Beckentiefe haben gerade hydraulische Randbedingungen einen wesentlichen Einfluß auf die Absetzleistung von Nachklärbecken und somit auf die Leistungsfähigkeit der biologischen Reinigungsstufe. Hohe Mischwasserzuflüsse zusammen mit einem hohen Fremdwasseraufkommen können daher bei unzulänglicher Dimensionierung zu Überlastungen der Nachklärung und schlechtestenfalls zum Überschreiten der Überwachungswerte infolge Schlammabtrieb in den Ablauf der Kläranlage führen. Diesen Aspekten wurde in der Vergangenheit durch mehrere Veränderungen in den Bemessungsempfehlungen, die sämtlich zu Vergrößerungen der Nachklärbecken führten, Rechnung getragen.

Vor diesem Hintergrund gewann in Deutschland Ende der 90-er Jahre die Kombination aus einem Belebungsbecken und einer Membranfiltrationsstufe zur Abtrennung des belebten Schlammes als ein Verfahren, das die Trennleistung und das Beckenvolumen entkoppelt und die aerobe Abwasserreinigung ergänzt, an Bedeutung. Dieses Verfahren heißt Membranbelebungsverfahren.

Auf eine ausführliche Darstellung der Grundlagen des Membranbelebungsverfahrens wird an dieser Stelle verzichtet, da zeitgleich zur Veröffentlichung dieses Buches in derselben Schriftenreihe des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel eine Dissertationsschrift zum Thema Membranbelebungsverfahren erscheint (WETT 2005), die ausführlich den aktuellsten Stand der Membranfiltration in Deutschland sowie eine ausführliche Erläuterung der Verfahrensgrundlagen (Filtrationsverfahren, Begriffsdefinitionen, Membrantypen, verfahrensspezifische Besonderheiten wie die Verblockungs- und Reinigungsproblematik) beinhaltet.

## 4 Halbtechnische Versuche auf der KA Edermünde

### 4.1 Allgemeines

Es war geplant, auf der Kläranlage Edermünde zwei unterschiedliche betriebsstaubliche Membranmodulsysteme im halbtechnischen Maßstab zu untersuchen. Entsprechend wurden nach einer Angebotsfrist zwei Firmen mit der Lieferung einer Membranversuchsanlage beauftragt. Leider musste frühzeitig festgestellt werden, dass eines der ausgewählten Systeme den gestellten Leistungsansprüchen nicht genügte. Daher wird für den Standort Edermünde im Weiteren nur der Versuchsverlauf für die Membranversuchsanlage der Fa. Zenon GmbH, Hilden, dargelegt.

### 4.2 Erläuterungen zur Versuchsanlage (Zenon)

#### 4.2.1 Verfahrenskonzept

Die Anlage der Fa. Zenon mit ZeeWeed®-Hohlfasermembranmodulen ZW 500C ist in einem Container mit den Maßen L x B x H = 12 m x 3 m x 3 m untergebracht. Sie wurde mit Belebtschlamm der Großanlage befüllt und am 11. Januar 2001 in Betrieb genommen. Abbildung 1 zeigt das verwendete Membranmodul und in Abbildung 2 ist das Fließbild der Pilotanlage dargestellt (Legende in Tabelle 1).



Abbildung 1: Membranmodul ZW 500C

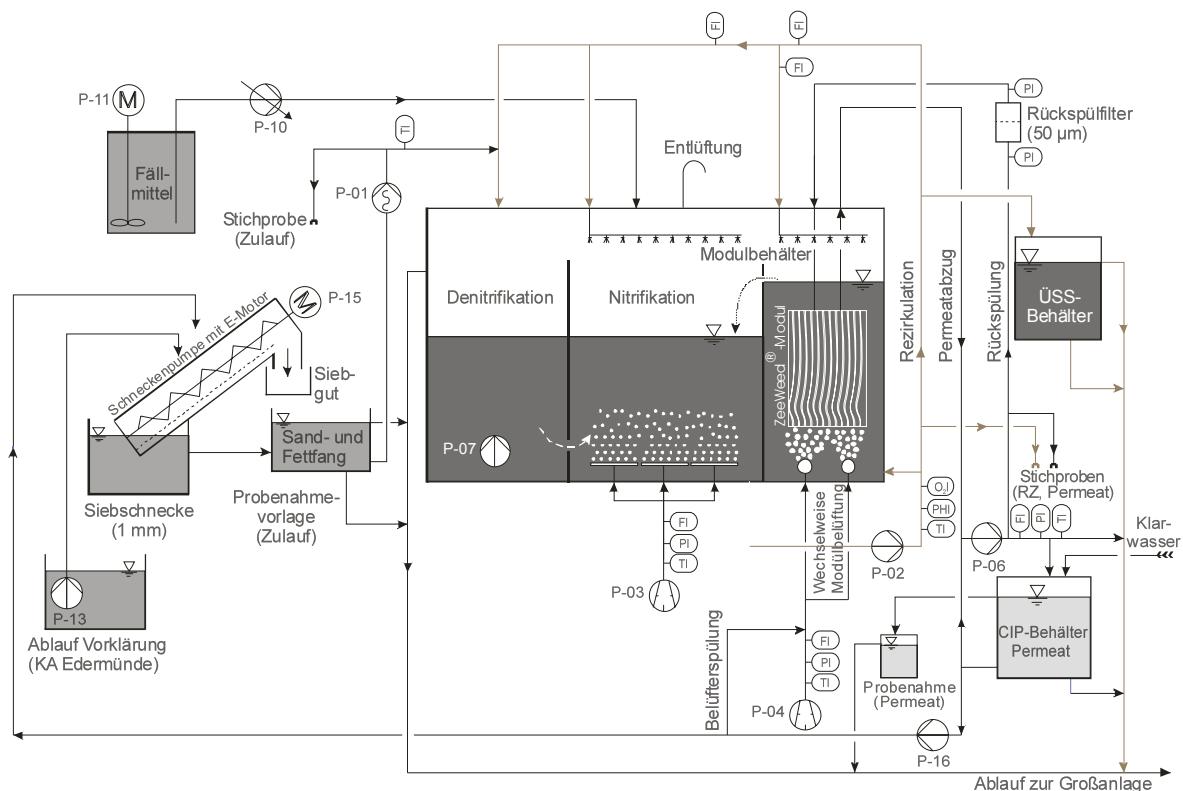


Abbildung 2: Fließbild der Membranversuchsanlage (Zenon)

Tabelle 1: Legende zu Abbildung 2

	Kreiselpumpe		Exzentrerschneckenpumpe
	Schlauchpumpe		Kolbenkompressor
	Verdichter (allgemein)		Drehkolbenverdichter
	grobblasiger Belüfter		feinblasiger Belüfter
	Rührwerk (Elektromotor)		Druckmanometer
RZ	Rezirkulation	FI	Durchflussmessung
TI	Temperaturmessung	PI	Druckmessung
pHI	pH-Messung	O <sub>2</sub> I	Sauerstoffmessung

Das durch die Tauchpumpe (P-13) aus dem Ablauf der großtechnischen Vorklärung zugeführte Abwasser wird durch eine Siebschnecke (1,0 mm Spaltweite) und einen Sand- und Fettfang mechanisch vorgereinigt. Die Tauchpumpe (P-01) fördert das Abwasser in den 4,0 m<sup>3</sup> großen Denitrifikationstank. Eine weitere Tauchpumpe (P-07) dient der Durchmischung des Denitrifikationsbeckens.

Durch eine Öffnung in der Trennwand zwischen den Tanks erfolgt der Zulauf in den Nitrifikationstank mit einem Nutzvolumen von 5,2 m<sup>3</sup>. Der Nitrifikationstank ist in die Nitrifikationszone und die Filtrationszone unterteilt. In der 0,6 m<sup>3</sup> großen Filtrationskammer ist das Membranmodul (Fläche: 60 m<sup>2</sup>) eingebaut. Das Permeat wird von einer Exzenterschneckenpumpe (P-06) durch die oben liegenden Permeatsammelleitungen abgezogen. Der Durchsatz kann nach Herstellerangaben etwa 0,5 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup> bis 2,4 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup> betragen, das entspricht einem maximalen Flux von 40 L·m<sup>-2</sup>·h<sup>-1</sup>, betragen. In der Nitrifikationszone ist flächendeckend eine feinblasige Belüftung mit Schlauchbelüftern angeordnet.

Durch die Pumpe (P-02) werden Teilströme aus der Nitrifikation zur Denitrifikation und Filtration gepumpt. Das Volumenstromverhältnis zwischen diesen beiden Teilströmen wird über einen Kugelhahn im Volumenstrom zum Denitrifikationsbecken eingestellt. Der Teilstrom zum Filtrationsbecken wird von der speicherprogrammierbaren Steuerung (SPS) geregelt. Ein Teil der Rezirkulationsmenge kann nach Öffnen der entsprechenden Kugelhähne durch Düsen zur Schaumniederschlagung in den Filtrations- bzw. Nitrifikationsbehälter gesprüht werden.

Aus der Filtrationskammer gelangt das Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch per Überlauf wieder in die Nitrifikationszone. Das Permeat wird über die Ablaufsammelleitung wieder der großtechnischen Kläranlage (Belebungsbecken) zugeführt. Ein Teilstrom des Permeats wird im CIP- Behälter gespeichert und bei den periodischen Rückspülungen von innen nach außen durch die Membran über einen Sicherheitsfilter (Porenweite 50 µm) gedrückt. Der Überschusschlamm wird aus der Rezirkulationsleitung manuell in einen Behälter mit einem maximalen Volumen von 0,3 m<sup>3</sup> abgelassen.

#### **4.2.2 Messung, Steuerung und Regelung**

Die Anlage wird durch eine speicherprogrammierbare Steuerung (SPS) betrieben. Mess- und Regelparameter werden EDV-gestützt gespeichert und verarbeitet. Es werden die transmembrane Druckdifferenz und der Permeatvolumenstrom durch die Membranen gemessen. Niveaumessungen sind im Sandfang, im Denitrifikations-, Nitrifikations- und Filtrationstank sowie im CIP- Behälter eingesetzt.

Über das Niveau im Nitrifikationstank wird die Zulaufpumpe (P-01) gesteuert (Niveauregelung). Fällt der Pegelstand im Becken durch abfließendes Permeat

unter einen einzustellenden Soll-Wert, wird das Niveau durch Einschalten der Zulaufpumpe wieder erhöht bis der Maximalwert erreicht ist und die Zulaufpumpe (P-01) abschaltet.

Weiterhin werden der Sauerstoffgehalt, der pH- Wert und die Temperatur in der Rezirkulation gemessen. Die Luftzufuhr wird in Abhängigkeit vom Sauerstoffgehalt geregelt. Bei ausreichendem Sauerstoffgehalt wird das Gebläse (P-03) im Puls-Pause-Betrieb gefahren. Es wird periodisch für einige Minuten eingeschaltet, um eine Verstopfung der Schlauchbelüfter durch Belebtschlamm-partikel sowie eine Entmischung des suspendierten Belebtschlammes zu verhindern.

Temperaturmessungen erfolgen im Zulauf, in der Belebungsstufe und in der Rezirkulation. Der Gesamtenergieverbrauch der Anlage wird gemessen und registriert.

Das eingesetzte Membranmodul mit einer nominellen Porengröße von 0,1 µm (entspricht 100 nm) dient der Abtrennung der Biomasse vom gereinigten Abwasser. Unter dem Membranmodul sind zwei grobblasige Rohrbelüfter zur Crossflow-Erzeugung installiert, die wechselweise im 10-Sekunden-Intervall (Steuerung durch Drei-Wege-Ventil) betrieben werden (air-cycling). Das aufströmende Abwasser-Belebtschlamm-Luft-Gemisch erzeugt den zur Deckschichtminimierung erforderlichen Crossflow an der Membranoberfläche und hält die Hohlfasern in ständiger Bewegung, ein Effekt, durch den zusätzlich der Belagbildung durch gegenseitigen Abrieb der Hohlfasern entgegengewirkt wird.

In regelmäßigen Zeitabständen werden die Rohrbelüfter gespült. Hierzu wird das Gebläse (P-04) abgeschaltet. Anschließend fördert die Spülpumpe (P-16) Permeat aus dem CIP-Behälter durch die Rohrbelüfter in den Filtrationsbehälter, um die Strömungskanäle und -öffnungen zu reinigen. Dadurch wird auch hier, ähnlich wie bei den Schlauchbelüftern in der Nitrifikation, eine Verstopfung durch die sich ansammelnden Belebtschlamm-partikel vermieden. Des Weiteren wird mit Hilfe der Spülpumpe (P-16) Permeat zur Siebschnecke gefördert, wenn dort das Niveau des Wasserspiegels ansteigt. Im Behälter angeordnete Spritzdüsen reinigen dann die Schnecke und das Siebgitter.

Die durch die SPS automatisierte, periodische Rückspülung der Membran dient ebenfalls dem Deckschichtabbau. Die Umschaltung von Permeatabzug auf Rückspülung wird über pneumatisch gesteuerte Kugelhähne realisiert.

#### **4.2.3 Wartung**

Da die Membranversuchsanlage mit einer recht aufwendigen Aggregate- und EMSR-Technik ausgestattet sind, die Standzeiten der verwendeten Pumpen,

Rührwerke und Verdichter erfahrungsgemäß geringer sind als bei Großanlagen und es sich um ein biologisches System handelt, das bei anhaltend störenden Randbedingungen zum Erliegen kommen kann, ist eine ständige, umfassende Funktionskontrolle erforderlich.

Darüber hinaus ergab sich aus dem laufenden Betrieb heraus – in erster Linie zu Betriebsbeginn - die Notwendigkeit, Umbau- und Störfallbeseitigungsmaßnahmen durchzuführen, die sowohl ein Mindestmaß an Prozessstabilität als auch eine Leistungssteigerung der Versuchsanlagen bspw. hinsichtlich der biologischen Leistungsfähigkeit erwarten ließen.

Hieraus ergibt sich ein täglicher Betreuungs- und Wartungsbedarf, der durch studentische Hilfskräfte gewährleistet wurde. Zu den Kontroll- bzw. Wartungsarbeiten gehörten:

- ⌚ Funktionskontrolle bzw. Reparatur der technischen Aggregate (Pumpen, Rührwerke, Verdichter),
- ⌚ Dichtigkeitsprüfung von Rohrleitungen, Schläuchen, Pumpen und Schlauchverbindungs- und –anschlussstellen,
- ⌚ Überprüfung der Fördermengen durch Auslitern der Pumpen,
- ⌚ Kontrolle der Steuerungsanlage, Messeinrichtungen und elektrischen Anlagen (Sicherungen und Motorschutzschalter),
- ⌚ Durchführung der Modulreinigung,
- ⌚ Probenahmen, Vor-Ort-Analysen und Dokumentation,
- ⌚ Kalibrierung der Handmessgeräte und Sauerstoffsonden.

## 4.3 Betrieb der Versuchsanlage (Zenon)

### 4.3.1 Allgemeines

Für die Untersuchungen stand ein Zeitraum von ca. 7 bis 8 Monaten zur Verfügung. Dieser Zeitrahmen ist wesentlich zu kurz, um eine umfassende Verfahrensforschung zu betreiben. Insofern waren Themenbereiche wie

- ⌚ Foulingproblematik und EPS-Bildung,
- ⌚ Optimierung der Reinigungsmethodik und der zu verwendenden Reinigungsmittel,
- ⌚ rheologische Einflüsse,
- ⌚ Ermittlung von  $\alpha$ -Werten

nicht Schwerpunkte der Untersuchungen. Klassische Forschungstätigkeit war auch nicht die grundlegende Intension dieses Projektes.

Kernziel ist die Erarbeitung einer Machbarkeitsstudie über den Betrieb einer Membranfiltration an den Standorten Edermünde und Londorf. Es ist deutlich hervorzuheben, dass nur der Einsatz einer Membranfiltration als Alternative zu einer Sedimentationsstufe (Nachklärung) betrachtet wird. Es soll daraus weder in Edermünde noch in Londorf eine grundlegende Verfahrensumstellung resultieren. So soll die in Edermünde vorhandene anaerobe Schlammstabilisierung auch nach einer eventuellen Realisierung einer Membranfiltration weiterhin in Betrieb bleiben.

Die Betriebsphasen sind daher in erster Linie darauf ausgerichtet, die maximale Leistungsfähigkeit von getauchten Membranmodulen unter der Randbedingung geringer Trockensubstanzgehalte ( $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ), die für das Membranbelebungsverfahren eher untypisch niedrig sind, zu ermitteln.

### 4.3.2 Betriebsphasen

Im Rahmen der Untersuchungen wurden folgende Parameter variiert:

- ⇒ minimaler und maximaler Flux,
- ⇒ Filtrations- und Rückspül- bzw. Stillstandsintervalle,
- ⇒ Spezifischer Lufteintrag für die Modulbelüftung,
- ⇒ Methodik der Modulreinigung,
- ⇒ Betrieb mit oder ohne chemische Phosphatfällung.

Als weiterer (aber unbeeinflusster) Freiheitsgrad ist die Temperatur im Belebungsbecken zu sehen. Hier gilt das besondere Interesse dem Filtrationsverhalten bei tiefen Temperaturen in den Wintermonaten.

Zur Festlegung der ersten Betriebsphasen des Anlagenbetriebes wurden beim Anlagenlieferanten Spezifikationen für folgende Betriebsparameter abgefragt:

- ⇒ Flux im Dauerbetrieb und im Spitzenbetrieb,
- ⇒ Filtrationsdauer und Rückspüldauer,
- ⇒ Luftvolumenstrom für die Modulbelüftung,
- ⇒ Abschaltdauer der Filtrationsstufe.

Aus dem Gesagten ergibt sich, dass die Betriebsphasenabfolge keine zu Betriebsbeginn festzulegende Terminabfolge darstellt, sondern dass auf der Grundlage der im Versuch gewonnenen Erkenntnisse – also betriebsbegleitend – neue Betriebsphasen zu definieren waren. Eine starr vorgegebene Betriebsphasenab-

folge, die bspw. das Anlagenverhalten bei Unter- oder Überschreiten der Betriebs-spezifikation dokumentiert, wurde verworfen. Auf die detaillierte Abfolge der Be-triebsphasen für die Versuchsanlage wird im Zusammenhang mit der Ergebnisdiskus-sion eingegangen.

### 4.3.3 Messprogramme

In Tabelle 2 ist das Messprogramm dargestellt. Nicht berücksichtigt sind manuelle Messungen der Temperatur, des Sauerstoffgehaltes und des pH-Wertes, die vom Betreuungspersonal vor Ort vorgenommen wurden.

*Tabelle 2: Messprogramm an den Membranbelebungsanlagen*

Parameter <sup>*1)</sup>	AVK/Zulauf	RZ	ÜS	Ablauf
$C_{CSB}$	24/2			24/2
$C_{BSB}$	24/2			
$X_{TS}$	24/2			24/2
$C_N$	24/2			
$S_{NH4}$	24/2			24/2
$S_{NOx}$	24/2			24/2
$S_{PO4}$	24/2			24/2
$C_P$	24/2			24/2
$C_{P,BIOMASSE}$			StP (1/w)	
$C_{TKN,BIOMASSE}$			StP (1/w)	
$\sigma TR_{BIOMASSE}$			StP (1/w)	
$X_{TS,BB}; TS_{ÜS}$		StP (1/d)	StP (1/d)	
ISV		StP (3/w)		
pH	StP (1/d)	StP (1/d)		StP (1/d)
Temp	StP (1/d)	StP (1/d)		StP (1/d)
$O_2$		StP (1/d)		
Keimzahl				StP
mikroskopisches Bild		StP		

\*1): Bezeichnung gemäß ATV-DVWK-Arbeitsblatt-A 198 (2003)

24/2: mengenproportionale 24-Std.-Mischprobe aus 12 zeitproportionalen  
2-Std.-Mischproben

StP ( ): Stichprobe (Häufigkeit)

Bei der Beprobung der verschiedenen Stoffströme der beiden Versuchsanlagen sind folgende Probenahmetypen zu unterscheiden:

- ⌚ Tägliche Stichproben in einzelnen Beckenabschnitten oder unterschiedlichen Volumenströmen. Wesentliches Ziel bei der Analyse dieser Proben war die Ermittlung der Trockensubstanzkonzentrationen in den einzelnen Beckenabschnitten.
- ⌚ 24-Std.-Mischproben zur Ermittlung der Belastung im Zulauf und zur Ermittlung der Abbauleistung im Ablauf der Versuchsanlage. Hierfür waren automatisch gekühlte Probenehmer am Ablaufgerinne des Vorklärbeckens zulauf- und ablaufseitig zu den Versuchsanlagen installiert.

Die 24-Std.-Mischproben wurden vor Ort mengenproportional aus den zeitproportionalen 2-Std.-Mischproben (gewonnen aus acht Einzelproben zu je  $\frac{1}{8}$  Liter alle 15 Minuten) gemischt. 2-Std.-Mischproben und 24-Std.-Mischproben wurden danach filtriert, um weitere Stoffwechselprozesse zu verhindern.

Die gesamte Analytik wurde im Labor Siedlungswasserwirtschaft des Fachgebietes durchgeführt. Die Analyse der verschiedenen Abwasserparameter erfolgte anhand von DIN- bzw. EN-Vorschriften (siehe Tabelle 3).

*Tabelle 3: Analysevorschriften*

Parameter <sup>*1)</sup>	Vorschrift	Einheit	Bestimmungsgrenze
$C_{CSB}$	DIN 38409T41/H41	$mg \cdot L^{-1}$	5
$C_{BSB}$	EN 1899/H51	$mg \cdot L^{-1}$	1
$X_{TS}$	EN 872/H33	$mg \cdot L^{-1}$	1
$C_N$	ENV 12260/H34	$mg \cdot L^{-1}$	1
$S_{NH4}$	DIN 38406T5/E5	$mg \cdot L^{-1}$	0,02
$S_{NO3}$	EN 13395/D28	$mg \cdot L^{-1}$	0,2
$S_{NO2}$	EN 13395/D28	$mg \cdot L^{-1}$	0,03
$S_{PO4}/C_P$	EN 1189/D11	$mg \cdot L^{-1}$	0,03
$P_{Schl}$	DIN 38414T12/S12	$mg \cdot g TS^{-1}$	5
$TKN_{Schl}$	EN 25663/H11	$mg \cdot g TS^{-1}$	3
$oTR_{Schl}$	DIN 38414T2/S3	%TR	
$X_{TS,BB}$	DIN 38414T2/S2	$g \cdot L^{-1}$	
pH	DIN 38405T5/C5	---	
$O_2$	EN 25814/G22	$mg \cdot L^{-1}$	
<b>Keimzahl</b>	vereinfachter Nachweis der Fa Sartorius		

\*1): Bezeichnung gemäß ATV-DVWK-Arbeitsblatt-A 198 (2003)

Nach DIN 38414 (Teil 2) existieren für die Parameter „Trockensubstanz“ und „Trockenrückstand“ unterschiedliche Bestimmungsmethoden. Üblicherweise wird der Feststoffanteil in der Belebung beim Membranbelebungsverfahren analog zum konventionellen Belebungsverfahren als „Trockensubstanz“ bezeichnet, obwohl der in konventionellen Membranbelebungsanlagen deutlich erhöhte Feststoffanteil die Bestimmung des „Trockenrückstandes“ erfordert und folgerichtig auch so zu bezeichnen wäre. In den vorliegenden Untersuchungen wurde der Feststoffanteil in den Belebungszonen analysetechnisch als „Trockenrückstand“ bestimmt. Jedoch soll hier, wie in der Praxis üblich, nicht von der Bezeichnung „Trockensubstanz“ abgewichen werden, zumal das zu untersuchende Membranbelebungskonzept hinsichtlich seiner Feststoffkonzentrationen eher einer konventionellen Belebungsanlage als einer konventionellen Membranbelebungsanlage ähnelt.

Bei der Bestimmung des Stickstoffs muss zwischen den beiden Parametern  $C_{TKN}$  und  $C_N$  unterschieden werden. Während TKN lediglich die Parameter  $C_{orgN} + S_{NH4}$  beinhaltet, wurde in Edermünde die Analyse des Zulaufs der Versuchsanlage nach dem  $C_N$  ( $S_{NH4} + S_{NOx} + C_{orgN}$ ) durchgeführt. Da der Ablauf einer Membranbelebungsanlage per Definition feststofffrei ist, kann davon ausgegangen werden, dass hier der organische Stickstoff weitestgehend zurückgehalten wird. Aus diesem Grund erschien es sinnvoll, im Ablauf nur die Werte für  $S_{NH4}$ ,  $S_{NO3}$  und  $S_{NO2}$  zu analysieren. Um die Abbauleistung der relevanten Stickstoffparameter der Anlagen darzustellen, sollen hier die gemessenen Konzentrationen an  $C_N$  im Zulauf und  $S_{NH4}$ ,  $S_{NO3}$  sowie  $C_{anorgN}$  im Ablauf gegenübergestellt werden.

Die mikrobiologischen Messungen wurden nicht nach genormten, sondern vereinfachten Methoden durchgeführt. Dafür ist die Angabe des Trennverfahrens, des Nährbodens und der für jede Keimart auszuwählenden Färbung erforderlich. Neue sog. Nährkartonscheiben von der Fa. Sartorius erlauben die Zusammenfassung der Verfahrensschritte, d.h. dass in den Nährböden für jede Keimart gleichzeitig das Kultiviermedium und die spezifische Färbesubstanz enthalten sind. Die Bestimmungsmethodik kann gemäß Tabelle 4 angegeben werden.

*Tabelle 4: Bestimmungsmethode der Keimzahl*

Keimart	Trennverfahren	Nährboden + Färbung
E.coli		Chromocult Coliformen Agar
Coliforme		
Fäkalstreptokokken	Membranfiltration	Azid Nährstoff
Salmonellen		Wismut Sulfit Nährstoff

## 4.3.4 Leistungsfähigkeit

### 4.3.4.1 Allgemeines

Zu unterscheiden sind die biologische und die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membranversuchsanlagen.

Das großtechnische Funktionieren einer Biologie kann zwar im vorhinein als gesichert angesehen werden, trotzdem wurde auch das biologische Reinigungsverhalten im Hinblick auf die zukünftig einzuhaltenden Überwachungswerte im halbtechnischen Maßstab untersucht. Die Membranfiltration sollte in einem biologischen Umfeld weitergehender Abwasserreinigung untersucht werden, welches dem späteren großtechnischen Umfeld entspricht.

Weiterhin wird speziell im Fall der Kläranlage Edermünde zu belegen sein, dass der aus den Versuchsanlagen abgezogene Überschussschlamm derart beschaffen ist, dass der anschließende Betrieb der anaeroben Schlammbelastung gewährleistet bleibt. Aus diesem Grund gilt ein besonderes Augenmerk der in den Versuchsanlagen einzustellenden Schlammbelastungen sowohl bezogen auf den  $C_{BSB}$  als auch den  $C_{CSB}$ .

### 4.3.4.2 Biologische Leistungsfähigkeit

#### 4.3.4.2.1 Allgemeines

Es ist anzumerken, dass ein dauerhafter Untersuchungsbetrieb erst nach mehreren Monaten möglich war, da das ursprünglich gelieferte Modul beschädigt (Feststoffe im Ablauf) und das daraufhin installierte Ersatz- bzw. Übergangsmodul für den Zeitraum April bis Juli 2001 ein Modul alter Bauart (ZW 500A) war und nur über eine um 25% verminderte Membranfläche von 46 m<sup>2</sup> verfügte. Dies wiederum führte anlagenspezifisch bedingt zu erheblichen Problemen, die gewünschten Schlammbelastungsbereiche zu erreichen. Trotzdem sollen einige Ergebnisse dieses dreimonatigen Betriebes nachfolgend kurz dargestellt werden.

#### 4.3.4.2.2 Zeitraum April bis Juli 2001

##### 4.3.4.2.2.1 Zulaufverhältnisse

Die Zulaufverhältnisse im Zeitraum von Mitte April bis Ende Juli sind Tabelle 5 zu entnehmen. Es fallen die ungünstigen  $C_{CSB}/C_{BSB}$ - und  $C_N/C_{BSB}$ -Verhältnisse auf. Dieser Umstand wird später noch bei der Beurteilung der Denitrifikation eine Rolle spielen. Es sei jedoch darauf hingewiesen, dass eine Verkleinerung der Vorklä-

rung für den anstehenden Ausbau bereits in früheren Gutachten dringend empfohlen wurde (FG SIWAWI 2002).

*Tabelle 5: Zulaufbelastung zur Membranversuchsanlage (Zenon; April bis Juli 2001)*

	<b>Anzahl</b>	<b>Min</b>	<b>Ø</b>	<b>Vako<sup>*1)</sup></b>	<b>Median</b>	<b>Max</b>
	[ $\cdot$ ]	[mg·L <sup>-1</sup> ]	[mg·L <sup>-1</sup> ], [ $\cdot$ ]	[%]	[mg·L <sup>-1</sup> ]	[mg·L <sup>-1</sup> ]
$C_{CSB}$	92	77	<b>232</b>	27	243	340
$C_{BSB}$	86	16	<b>80</b>	38	83	171
$X_{TS}$	94	21	<b>77</b>	29	75	152
$C_N$	89	11,3	<b>47,4</b>	27	49,6	70,0
$S_{NH4}$	94	8,1	<b>33,8</b>	30	35,9	49,4
$C_{orgN}$	89	1,0	<b>11,8</b>	39	11,8	23,8
$S_{NO3}$	94	0,20	<b>1,45</b>	51	1,31	3,29
$S_{NO2}$	93	0,06	<b>0,42</b>	34	0,42	0,83
$C_P$	91	1,78	<b>5,52</b>	51	5,49	28,83
$S_{PO4}$	93	1,07	<b>3,62</b>	30	3,76	5,27
<b>Parameterverhältnisse</b>						
$C_{CSB}/C_{BSB}$	92	1,35	<b>3,08</b>	29	2,88	9,80
$X_{TS}/C_{BSB}$	93	0,51	<b>1,09</b>	60	0,91	5,16
$C_N/C_{BSB}$	93	0,26	<b>0,64</b>	32	0,60	2,04
$C_{orgN}/C_{TKN}$	94	0,03	<b>0,26</b>	28	0,25	0,45

\*1): Variationskoeffizient

#### 4.3.4.2.2.2 Aufbau der Trockensubstanz

Dargestellt ist in der Abbildung 3 der Trockensubstanzaufbau seit Betriebsbeginn bis zum zweiten Modulaustausch Ende Juli 2001 (1. bis 195. Untersuchungstag). Nach der Einfahrphase wird ein Konzentrationsbereich von 4,5 kg·m<sup>-3</sup> bis 8 kg·m<sup>-3</sup> abgefahren. Die Schwankungen begründen sich in stark schwankenden Zulaufverhältnissen im Bereich des  $C_{CSB}$  bzw.  $C_{BSB}$  und die daran zeitversetzt angepasste Entnahme an Überschussschlamm. Der entsprechende Einfluß der ab Anfang März (ca. 50. Untersuchungstag) begonnenen Überschussschlammennahme ist deutlich zu erkennen.

#### 4.3.4.2.2.3 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat

Im Permeat konnten in 87% der 24-Std.-Mischproben keine abfiltrierbaren Stoffe nachgewiesen werden (Nachweisgrenze: 1 mg·L<sup>-1</sup>). In den restlichen Fällen wurden Konzentrationen bis zu maximal 3 mg·L<sup>-1</sup> festgestellt. Ursache hierfür sind entweder Probenahmefehler oder sich freisetzende Feststoffpartikel aus den

Rohrleitungsabschnitten, die im Freien verlegt waren und in denen sich aufgrund der Lichteinstrahlung Bakterien bildeten. Nach Erkennen dieses Umstandes wurden die entsprechenden Rohrleitungen isoliert. Eine Beschädigung der Membranen konnte daher ausgeschlossen werden. Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 4 dargestellt.

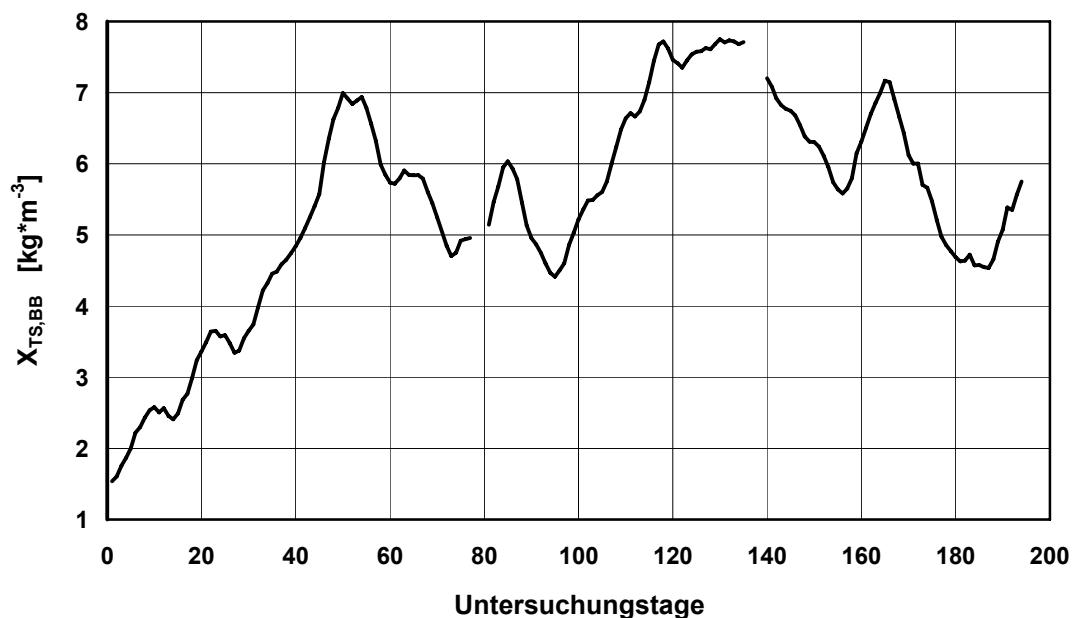


Abbildung 3: Trockensubstanzverlauf (Zenon; Januar bis Juli 2001)

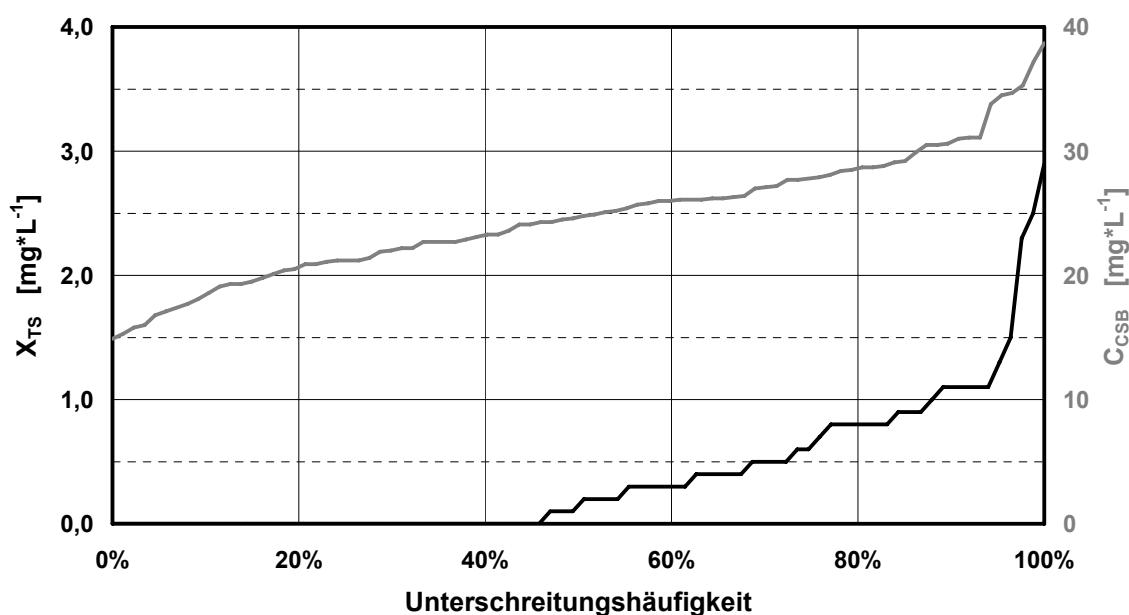


Abbildung 4: Unterschreitungshäufigkeiten  $X_{TS}$  und  $C_{CSB}$  im Permeat (Zenon; April bis Juli 2001)

#### 4.3.4.2.2.4 Kohlenstoffelimination

Die aus 24-Std.-Mischproben ermittelten  $C_{CSB}$ -Ablaufkonzentrationen im Permeat lagen im Mittel bei  $24,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ , bei einer maximalen Bandbreite von  $14,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bis  $38,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . Die Werte variierten nur sehr geringfügig, wofür ein Variationskoeffizient von 20% spricht. Der Wirkungsgrad der  $C_{CSB}$ -Elimination betrug im Mittel 89% bei einem Variationskoeffizienten von 4%. Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 4 dargestellt.

#### 4.3.4.2.2.5 Stickstoffelimination

Verwiesen wird auf das Kap. 4.3.4.2.3.7.

#### 4.3.4.2.2.6 Phosphorelimination

Eine gezielte, vermehrte biologische Phosphorelimination wurde nicht betrieben. Es wird zukünftig auch im großtechnischen Betrieb gefällt werden müssen. Diese Betriebsweise wurde im halbtechnischen Maßstab jedoch erst später nach Lieferung des ursprünglichen Membranmoduls untersucht.

Abbildung 5 zeigt die Unterschreitungshäufigkeit des Ablaufparameters  $C_P$ . Die Phosphorelimination im Betrachtungszeitraum beruht allein auf der Phosphorinkorporation des gebildeten Überschussschlammes. Der  $C_P$ -Überwachungswert von  $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  kann auf diese Weise jedoch nicht eingehalten werden.

Die Zulaufkonzentrationen lagen im Betrachtungszeitraum zwischen  $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  und  $8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bei einem Mittelwert von  $5,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . Die Ablaufkonzentrationen lagen zwischen  $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  und  $5,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bei einem Mittelwert von  $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ .

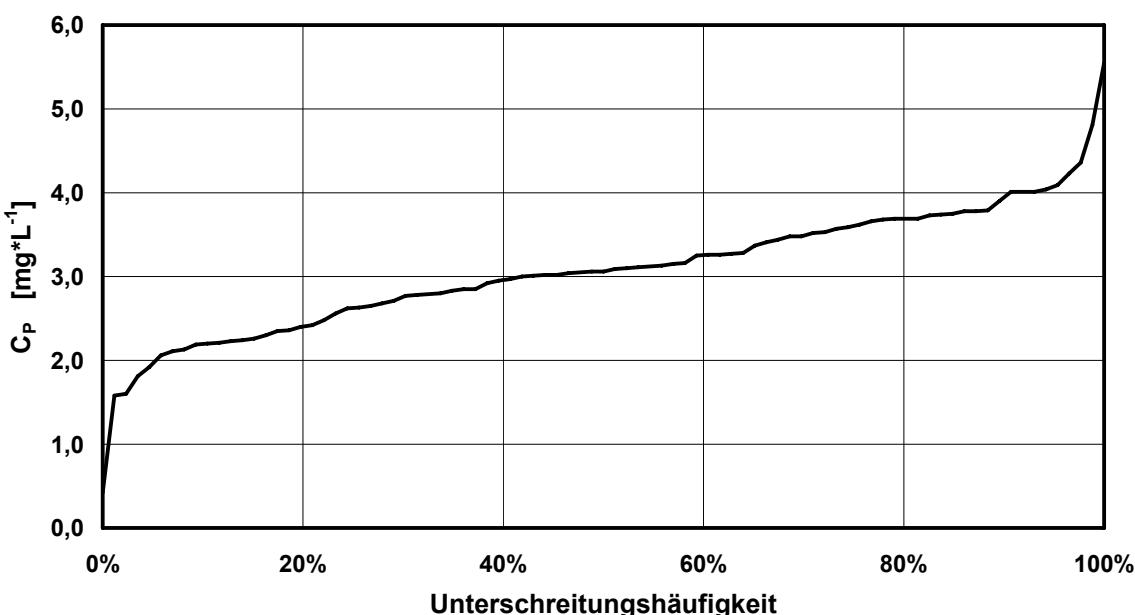


Abbildung 5: Unterschreitungshäufigkeit  $C_P$  im Permeat (Zenon; April bis Juli 2001)

#### 4.3.4.2.2.7 Mikrobiologie

Die Effektivität einer Abtrennung von Keimen durch eine Membranfiltration ergibt sich i.a.R. aus dem relativen Größenverhältnis der Membranporen zu den abzutrennenden Mikroorganismen.

Auf der Seite der Membranen ist der Unterschied zwischen nominalem Poren-durchmesser und tatsächlicher Porengrößenverteilung zu beachten. Außerdem sind Membranfehlstellen während der Produktion (feststellbar im „bubble-point-Test“), Schäden an der Membran beim Einbau und Transport sowie Schäden an den Dichtungen zwischen den Membranen und dem Modulkörper mögliche Quellen einer Effektivitätsminderung und einer Wiederverkeimung des Permeats.

Auf der Seite der Mikroorganismen sind sowohl die Größe der abzutrennenden Keimgruppen (Bakterien, Protozoen, Algen, Viren) als auch ihre Größenvariation in Abhängigkeit von den Ernährungsbedingungen zu berücksichtigen.

Obwohl der Rückhalt von Bakterien und Viren in Edermünde immissionsseitig nicht gefordert wird, wurden stichprobenartig Bakterienanalysen von *Escherichia coli* (Leitkeim für fäkale Kontaminationen), *Fäkalstreptokokken* und *Salmonellen* durchgeführt. In dem hier dargestellten Übergangsbetrieb wurde diese Untersuchung jedoch nur monatlich durchgeführt. Die Ergebnisse enthält Tabelle 6.

Tabelle 6: Bakterienanalysen im Permeat (Zenon; April bis Juli 2001)

	<b>Escherichia coli</b>	<b>Fäkalstreptokokken</b>	<b>Salmonellen</b>
<b>Anzahl</b>	3	2	3
<b>Min/Max</b>	0/1	100/250	0/0
<b>Ø</b>	0,33	175	0

Der Anteil an Viren im Permeat wurde nicht untersucht. Forschungserkenntnisse belegen jedoch, dass Viren überwiegend an Feststoffen adsorbiert vorliegen und eine vollständige Abtrennung der Feststoffe mit einer sehr guten Elimination der Viren einhergeht.

#### 4.3.4.2.3 Zeitraum August 2001 bis März 2002

##### 4.3.4.2.3.1 Zulaufverhältnisse und Betriebsparameter

Die Zulaufverhältnisse im Betrachtungszeitraum sind Tabelle 7 zu entnehmen.

**Tabelle 7:** Zulaufbelastung zur Membranversuchsanlage (Zenon; August 2001 bis März 2002)

	Anzahl	Min	$\bar{\phi}$	Vako <sup>*1)</sup>	Median	Max
	[·]	[mg·L <sup>-1</sup> ]	[mg·L <sup>-1</sup> ]	[%]	[mg·L <sup>-1</sup> ]	[mg·L <sup>-1</sup> ]
$C_{CSB}$	205	52	<b>250</b>	37	253	478
$C_{BSB}$	134	12	<b>99</b>	38	103	185
$X_{TS}$	203	27	<b>95</b>	56	90	720
$C_N$	116	9,9	<b>50,1</b>	29	55,1	86,9
$S_{NH4}$	205	4,3	<b>32,5</b>	42	33,8	63,0
$C_{orgN}$	116	1,1	<b>11,5</b>	32	11,8	22,8
$S_{NO3}$	205	0,13	<b>2,39</b>	77	1,94	7,88
$C_P$	192	1,31	<b>5,48</b>	34	5,59	9,53
$S_{PO4}$	204	0,29	<b>3,38</b>	42	3,43	6,48
<b>Parameterverhältnisse</b>						
$C_{CSB}/C_{BSB}$	134	2,05	<b>3,02</b>	24	2,85	6,04
$X_{TS}/C_{BSB}$	131	0,30	<b>1,17</b>	71	0,93	5,41
$C_N/C_{BSB}$	102	0,25	<b>0,52</b>	26	0,51	1,22
$C_{orgN}/C_{TKN}$	114	0,024	<b>0,244</b>	28	0,238	0,489

\*1): Variationskoeffizient

Mit den aufgenommenen Daten wurden standardmäßig Regressionsanalysen zwischen den Parametern  $C_{CSB}$  und  $C_{BSB}$  und den Parametern  $S_{NH4}$  und  $C_N$  im Zulauf zur Versuchsanlage durchgeführt. Aufgrund der Güte der ermittelten Beziehungen wurde das Messprogramm reduziert, wodurch sich die unterschiedlichen Datens Mengen in Tabelle 7 erklären. Die ermittelten Beziehungen lauten:

$$C_{BSB} = -8,4 + C_{CSB} * 0,385 \quad (\text{Bestimmtheitsmaß: } 0,85)$$

$$C_N = +9,2 + S_{NH4} * 1,11 \quad (\text{Bestimmtheitsmaß: } 0,95)$$

Tabelle 8 enthält die statistischen Daten zur Schlammbelastung und zum Schlammalter, mit denen die Anlage betrieben wurde. Das durchschnittliche Gesamtschlammalter lag bei 10 Tagen, das aerobe Schlammalter bei mindestens 4,3 Tagen (ohne Hinzurechnung des belüfteten Modulbehältervolumens).

Tabelle 8: Betriebsparameter und statistische Parameter der Membranversuchsanlage (Zenon; August 2001 bis März 2002)

Betriebsparameter	Statistische Parameter	Einheit	
$B_{TS,CSB}$	<b>Anzahl</b>		173
	<b>Mittelwert</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,213
	<b>Variationskoeffizient</b>		63%
	<b>Median</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,183
$B_{TS,BSB}$	<b>Anzahl</b>		173
	<b>Mittelwert</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,074
	<b>Variationskoeffizient</b>		62%
	<b>Median</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,065
$B_{TS,N}$	<b>Anzahl</b>		173
	<b>Mittelwert</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,038
	<b>Variationskoeffizient</b>		64%
	<b>Median</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,034
$B_{TS,NH4}$	<b>Anzahl</b>		173
	<b>Mittelwert</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,027
	<b>Variationskoeffizient</b>		71%
	<b>Median</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,024
$t_{TS}$	<b>Anzahl</b>		192
	<b>Mittelwert</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	9,7
	<b>Variationskoeffizient</b>		24%
	<b>Median</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	9,9

#### 4.3.4.2.3.2 Verlauf der Trockensubstanz

Dargestellt ist in Abbildung 6 der Trockensubstanzverlauf seit dem zweiten Modulaustausch Ende Juli 2001 bis zum Betriebsende (195. bis 430. Untersuchungstag). Es wurde ein Konzentrationsbereich von 5 kg·m<sup>-3</sup> bis 9,5 kg·m<sup>-3</sup> abgefahren. Die Schwankungen begründen sich in stark schwankenden Zulaufverhältnissen im Bereich des C<sub>CSB</sub> bzw. C<sub>BSB</sub> und die daran zeitversetzt angepasste Entnahme an Überschussschlamm. Dabei trat die Problematik auf, das Gleichgewicht zwischen dem gewünscht niedrigen Trockensubstanzgehalt in der biologischen Stufe, der Überschussschlammmenge, dem Schlammalter und der Güte der Stickstoffelimination einzustellen. Da hinsichtlich der Stickstoffelimination Defizite auftraten, wurde in den letzten ca. 100 Untersuchungstagen die Überschussschlammengen

am Schlamalter orientiert, was zu einem zeitweiligen Anstieg des Trockensubstanzgehaltes bis auf knapp  $10 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  führte.

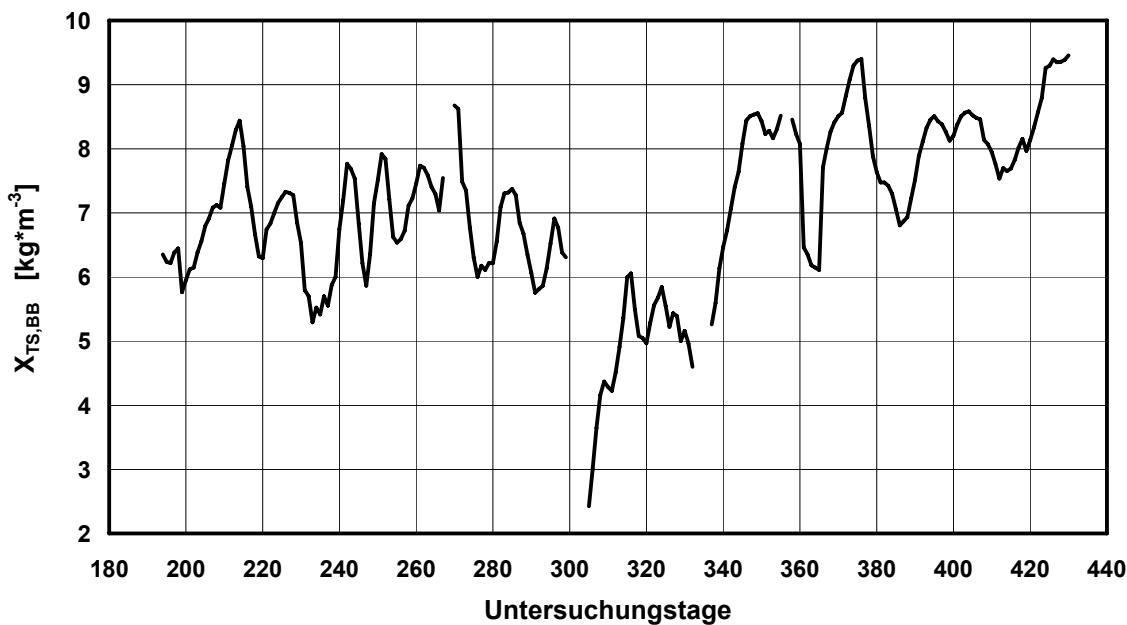


Abbildung 6: Trockensubstanzverlauf (Zenon; August 2001 bis März 2002)

Die folgenden Abbildung 7 und Abbildung 8 zeigen die Belebtschlämme der großtechnischen Kläranlage und der halbtechnischen Membranversuchsanlage im Vergleich. Zu erkennen ist die wesentlich kompaktere Flockenstruktur des großtechnischen Belebtschlammes in Abbildung 7.

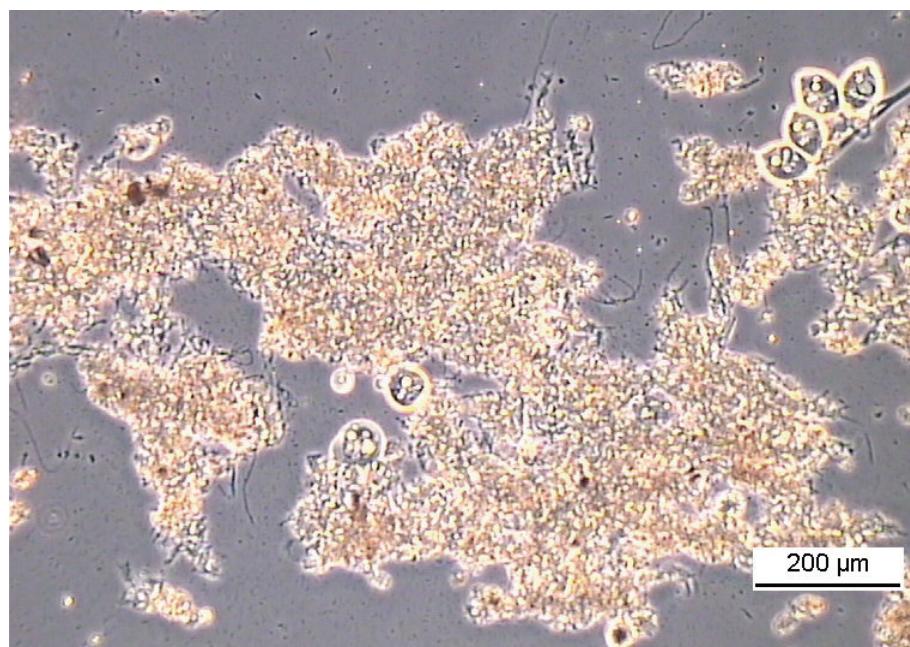


Abbildung 7: Belebtschlamm der Kläranlage Edermünde

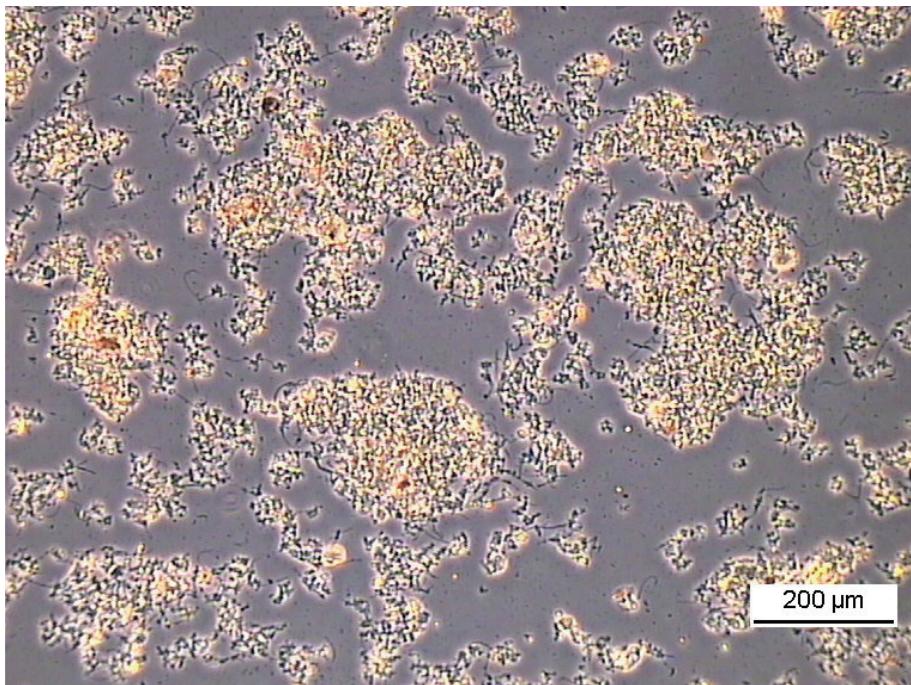


Abbildung 8: Belebtschlamm der Membranversuchsanlage

#### 4.3.4.2.3.3 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat

Im Permeat konnten in 85% der 24-Std.-Mischproben keine abfiltrierbaren Feststoffe festgestellt werden (Nachweigrenze von  $1 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ). In den restlichen Fällen wurden Konzentrationen bis zu maximal  $5,4 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  festgestellt. Ursache hierfür sind entweder Probenahmefehler oder sich abzeichnende Einflüsse aus Beschädigungen der Membranfasern. Ein entsprechender Störfall wurde Anfang Dezember (ca. 300. Untersuchungstag) durch den Austausch zweier Membranfaserbündel behoben.

Insgesamt ist zu resümieren, dass sich im störungsfreien Betrieb (keine Beschädigungen der Membranen) keine abfiltrierbaren Stoffe im Permeat befinden. Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 9 dargestellt.

#### 4.3.4.2.3.4 Kohlenstoffelimination

Die aus 24-Std.-Mischproben ermittelten  $C_{\text{CSB}}$ -Ablaufkonzentrationen im Permeat lagen im Mittel bei  $23,6 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , bei einer maximalen Bandbreite von  $10,8 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  bis  $50,6 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ . Der Wirkungsgrad der  $C_{\text{CSB}}$ -Elimination betrug im Mittel 90% bei einem Variationskoeffizienten von 3%. Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 9 dargestellt.

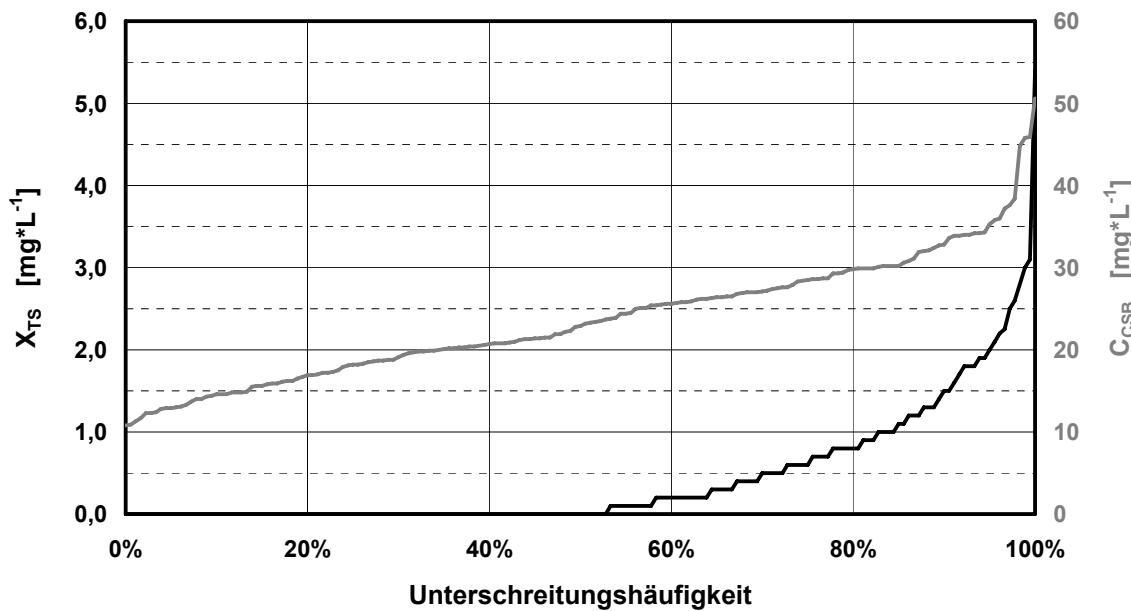


Abbildung 9: Unterschreitungshäufigkeiten  $X_{TS}$  und  $C_{CSB}$  im Permeat (Zenon; August 2001 bis März 2002)

#### 4.3.4.2.3.5 Überschussschlammproduktion

Die Tabelle 9 enthält die Ergebnisse der Überschussschlammproduktion bezogen auf die eliminierten organischen Schmutzfrachten sowie die prozentualen organischen Anteile der Feststoffmenge des Überschussschlammes. Der Trockensubstanzgehalt  $X_{TS,BB}$  lag zwischen  $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  und  $9 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ . Das durchschnittliche Verhältnis  $X_{TS,ZB}/C_{BSB,ZB}$  betrug 1,17.

Die BSB-bezogene durchschnittliche Überschussschlammproduktion beträgt  $1,46 \text{ kg} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ . Dieser Wert erscheint hoch. Ein Vergleich mit dem A 131 (ATV-DwK 2000; Gl. 5-12, Tab.5) ergibt unter sonst gleichen Bedingungen eine theoretische  $\dot{U}S_{d,C,BSB}$  von  $1,12 \text{ kg} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ .

Legt man ein maximales  $C_{CSB,ZB}/C_{BSB,ZB}$ -Verhältnis von 2,2 zu Grunde, wie es in der A 131 genannt ist, ergibt sich daraus eine CSB-bezogene durchschnittliche Überschussschlammproduktion von mindestens  $0,51 \text{ kg} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ . Dies wiederum entspricht dem in der halbtechnischen Membranversuchsanlage ermittelten Wert von  $0,53 \text{ kg} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ . Die hohe BSB-bezogene Überschussschlammproduktion ist demnach durch das hohe  $C_{CSB,ZB}/C_{BSB,ZB}$ -Verhältnis von ca. 3,0 erklärbar.

Weiterhin liefert der Vergleich einen Hinweis darauf, dass die Überschussschlammproduktion eher CSB-abhängig abläuft und daher der Bezug der Überschussschlammproduktion auf den Parameter CSB zu aussagekräftigeren Erkenntnissen führt als die Bezugnahme auf den Parameter BSB<sub>5</sub>.

Tabelle 9: Überschussschlammproduktion

Betriebsparameter	Statistische Parameter	Einheit	
<b>ÜS<sub>d,c,BSB</sub></b>	<b>Anzahl</b>		200
	<b>Mittelwert</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	1,46
	<b>Variationskoeffizient</b>		89%
	<b>Median</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	1,23
<b>ÜS<sub>d,c,CSB</sub></b>	<b>Anzahl</b>		180
	<b>Mittelwert</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,53
	<b>Variationskoeffizient</b>		75%
	<b>Median</b>	[kg·kg <sup>-1</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	0,49
<b>oTR</b>	<b>Anzahl</b>		59
	<b>Mittelwert</b>		62,2%
	<b>Variationskoeffizient</b>		6,4%
	<b>Median</b>		62,1%

#### 4.3.4.2.3.6 Gasproduktion

Zur Einordnung der Gasproduktion des nicht stabilisierten Überschussschlammes einer MBR-Anlage wurden gemäß DIN 38 414 - S 8 Untersuchungen zur Bestimmung des Faulverhaltens durchgeführt. Es wurden drei Versuche mit Überschussschlamm der halbtechnischen Versuchsanlage und parallel dazu mit dem Belebtschlamm der Großanlage Edermünde (jeweils ohne Beimischung von Primärschlamm) durchgeführt (Abbildung 10).

Der Versuch V1 musste aus technischen Gründen nach 7 Tagen abgebrochen werden. Die Versuche V2 und V3 konnten DIN-konform durchgeführt werden.

BAHRS et al. (1994) nennen für die anaerobe Stabilisierung von Sekundärschlammen aus konventionellen Belebungsanlagen ein Ertragsspektrum von 200 NL·kg<sup>-1</sup> bis 300 NL·kg<sup>-1</sup> (Normliter produzierten Faulgases bezogen auf den zugeführten organischen Trockenrückstand).

Im Versuch V2 wurden mit beiden Schlämmen völlig identische Gasproduktionsverläufe aufgenommen. Der Gasertrag lag dabei auf einem vergleichsweise sehr hohen Niveau von 450 NL·kg<sup>-1</sup>.

Im Versuch V3 konnte die Übereinstimmung der Gasproduktionsverläufe, nicht jedoch die Übereinstimmung des Gasertrages und die Höhe des Gasertrages bestätigt werden. Der konventionelle Überschussschlamm erreichte einen Gasertrag von 350 NL·kg<sup>-1</sup>, der Gasertrag des Überschussschlammes der Membranver-

suchsanlage war bei  $300 \text{ NL} \cdot \text{kg}^{-1}$  um ca. 15% niedriger, lag aber immer noch am oberen Ende des von BAHRS et al. (1994) berichteten Gasertragsspektrums.

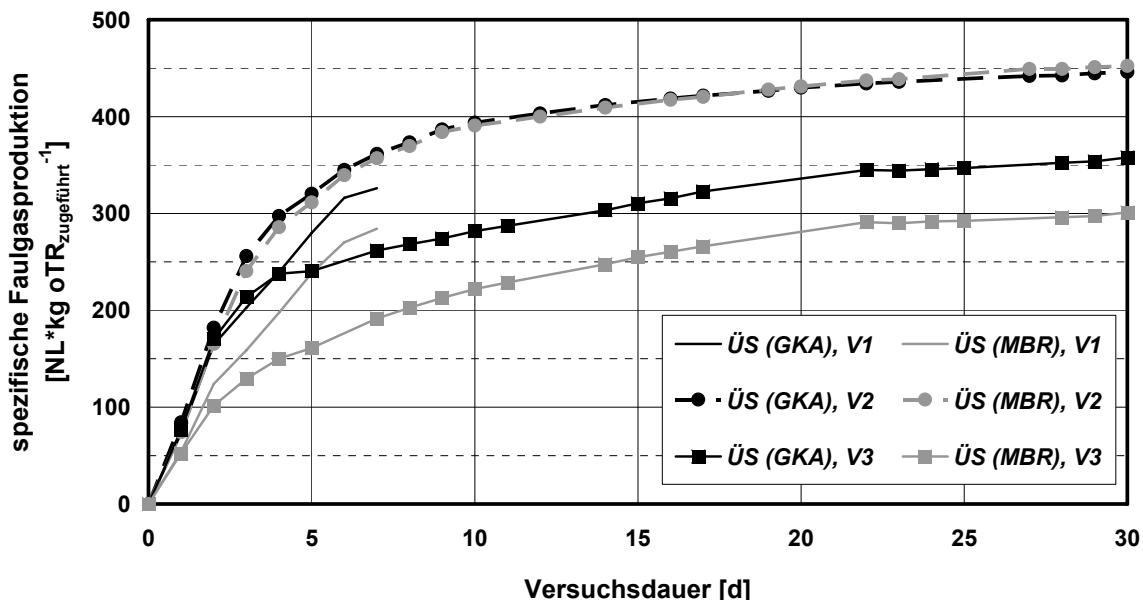


Abbildung 10: Vergleich der spezifischen Faulgasproduktion von konventionellem Belebtschlamm und Belebtschlamm der Membranversuchsanlage

Weiterhin lassen die aus dem Versuch V1 im Verlauf der sieben Tage bis zum Versuchsabbruch gewonnenen Daten vermuten, dass sich die Ergebnisse dieses Versuches in das Spektrum der vorgenannten Versuche eingereiht hätten. Jedoch ist auch in diesen Gasproduktionsverläufen eine Spreizung zwischen den Ertragsmengen der beiden Überschussschlämme zu erkennen, die die Größenordnung aus dem dritten Versuch von ca. 15% vermutlich bestätigt hätte.

Insgesamt zeigen diese Ergebnisse, dass der Schlamm aus der halbtechnischen Membranversuchsanlage in seinem Faulverhalten mit dem Schlamm aus der konventionellen Großanlage vergleichbar ist. Diese Erkenntnis bestätigt auch der 2. Arbeitsbericht des DWA-Fachausschusses KA-7 (2005).

Insofern ist keine relevant verminderte Gasproduktion im Rahmen der anaeroben Schlammbestabilisierung beim Betrieb einer MBR-Anlage mit niedrigen Trockensubstanzgehalten zu erwarten, zumal bei Betrachtung des Gesamtsystems einen wesentlich größeren Einfluss auf die Gasproduktion ohnehin der Primärschlamm gegenüber dem Sekundärschlamm hat. Dabei wiederum ist die Aufenthaltszeit des Abwassers in der Vorklärung, die künftig auf der Kläranlage Edermünde verkleinert werden soll, ohne Belang (ATV 1996).

#### 4.3.4.2.3.7 Stickstoffelimination

Verschiedene Umstände führten bei den halbtechnischen Versuchen zu Problemen bei der Nitrifikation und infolgedessen dann auch bei der Gesamtstickstoffelimination. Zu nennen sind in diesem Zusammenhang

- ⌚ das über die Überschussschlammennahme zu gewährleistende niedrige Schlammalter bei gleichzeitig niedrig zu haltendem  $X_{TS,BB}$ -Gehalt,
- ⌚ das Erfordernis, Nitrifikationsvolumen mithilfe des Einbaus von Behältern zu verdrängen, um ein der Großanlage entsprechendes Volumenverhältnis in der Belebung zu realisieren (offenbar war in diesem Betrieb eine vollständige Durchmischung und Sauerstoffversorgung im Reaktor nicht gewährleistet).

Dennoch ist davon auszugehen, dass die Nitrifikation und auch die Denitrifikation großtechnisch etabliert und die zugehörigen Überwachungswerte sicher gewährleistet werden können. Dafür sprechen die Erfahrungen großtechnischer Membranbelebungsanlagen und insbesondere die Ergebnisse der parallel in Londorf durchgeführten halbtechnischen Untersuchungen, die ebenfalls unter der Randbedingung niedriger  $X_{TS,BB}$ -Gehalte stattfanden. Dies belegt Abbildung 11.

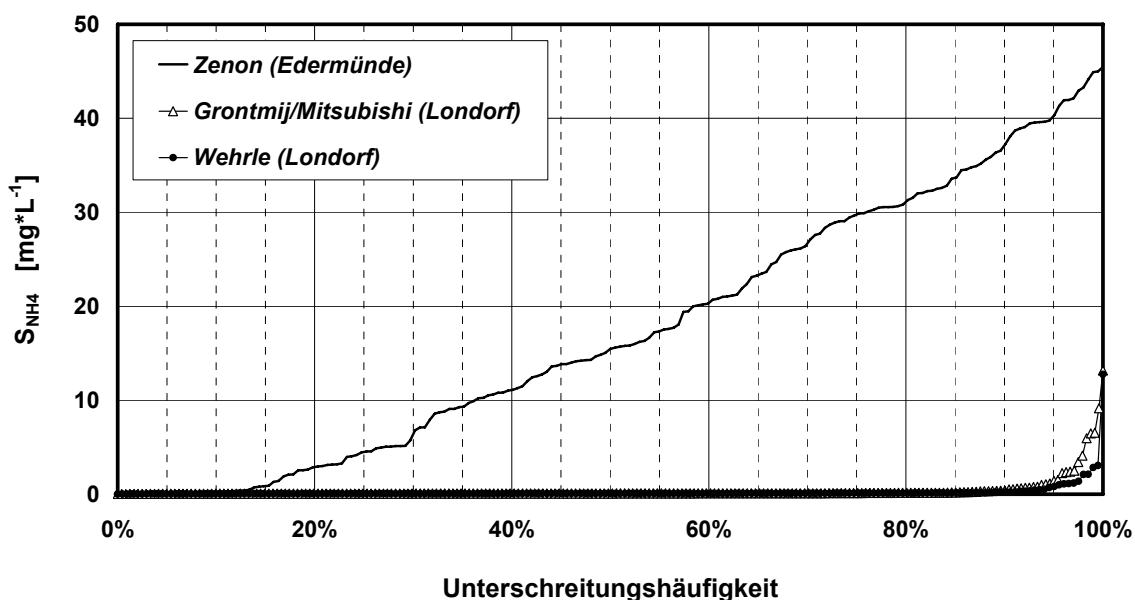


Abbildung 11: Unterschreitungshäufigkeiten  $S_{NH4}$ ; Vergleich Edermünde / Londorf

#### 4.3.4.2.3.8 Phosphorelimination

Eine gezielte, vermehrte biologische Phosphorelimination wird nicht betrieben. Es wird zukünftig auch im großtechnischen Betrieb gefällt werden müssen. Diese Betriebsweise wurde im halbtechnischen Maßstab nach Lieferung des ursprüngli-

chen Membranmoduls ab dem 212. Untersuchungstag (13.08.2002) aktiviert. Als Fällmittel wurde – analog zum großtechnischen Betrieb in Edermünde -  $\text{FeCl}_2$  verwendet. Die benötigte Fällmittelmenge betrug ca.  $2 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$  bis  $3 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ .

Abbildung 12 zeigt die Unterschreitungshäufigkeit des Ablaufparameters  $C_P$ . Der  $C_P$ -Überwachungswert von  $2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  konnte nach Aktivierung der Fällung – abgesehen von maschinentechnisch bedingten Störfällen (z.B. Defekt der Dosierpumpe) – sicher eingehalten werden.

Die Zulaufkonzentrationen lagen im Betrachtungszeitraum zwischen  $1,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  und  $9,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  bei einem Mittelwert von  $5,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ .

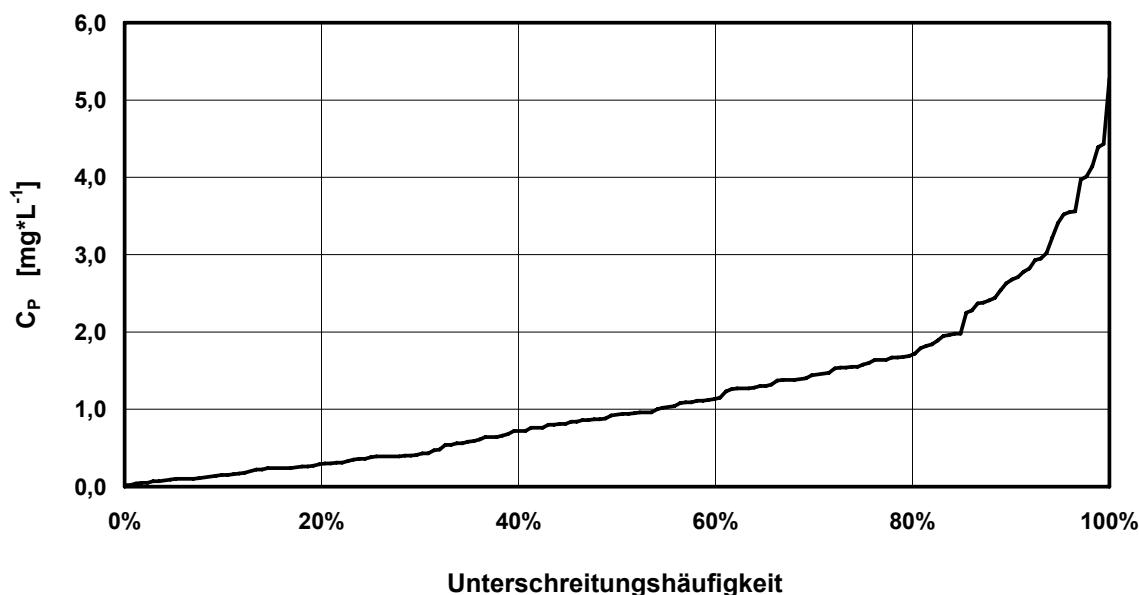


Abbildung 12: Unterschreitungshäufigkeit  $C_P$  im Permeat (Zenon; August 2001 bis März 2002)

#### 4.3.4.2.3.9 Mikrobiologie

Die Effektivität einer Abtrennung unerwünschter Keime durch Membranfiltration ergibt sich in der Regel aus dem relativen Größenverhältnis der Membranporen zu den abzutrennenden Mikroorganismen.

Auf der Seite der Membranen ist der Unterschied zwischen nominalem Poredurchmesser und tatsächlicher Porengrößenverteilung zu beachten. Außerdem sind Membranfehlstellen während der Produktion (feststellbar im „bubble-point-Test“), Schäden an der Membran beim Einbau und Transport sowie Schäden an den Dichtungen zwischen den Membranen und dem Modulkörper mögliche Quellen einer Effektivitätminderung und einer Wiederverkeimung des Permeats. Auf der Seite der Mikroorganismen sind sowohl die Größe der abzutrennenden Keim-

gruppen (Viren, Bakterien, Protozoen, Algen) als auch ihre Größenvariation in Abhängigkeit von den Ernährungsbedingungen zu berücksichtigen. Obwohl der Rückhalt von Bakterien und Viren immissionsseitig nicht gefordert wird, wurden stichprobenartig Bakterienanalysen von *Escherichia coli* (Leitkeim für fäkale Kontaminationen), *Fäkalstreptokokken* und *Salmonellen* durchgeführt. Tabelle 10 enthält die Ergebnisse.

Tabelle 10: Bakterienanalysen im Permeat (Zenon; August 2001 bis März 2002)

	<b>Escherichia coli</b>	<b>Fäkalstreptokokken</b>	<b>Salmonellen</b>
<b>Anzahl</b>	11	8	11
<b>Min/Max</b>	0/250	0/2000	0/0
<b>Ø</b>	35	453	0

Der Anteil an Viren im Permeat wurde nicht untersucht. Forschungserkenntnisse belegen jedoch, dass Viren überwiegend an Feststoffen adsorbiert vorliegen und eine vollständige Abtrennung der Feststoffe mit einer sehr guten Elimination der Viren einhergeht.

#### 4.3.4.3 Hydraulische Leistungsfähigkeit

##### 4.3.4.3.1 Membranmodul ZW 500A

Aufgrund der Tatsache, dass die Auswirkungen von Reinigungsmodalitäten und Änderungen von Fluxraten oder Zykluszeiten auf den Transmembrandruck und die Permeabilität nicht exakt voneinander zu trennen sind, werden diese Aspekte im weiteren auch zusammen diskutiert.

Wie bereits im Kap. 4.3.4.2.1 geschildert, befand sich seit Anfang August 2001 das dritte Membranmodul in der Versuchsanlage in Betrieb, weswegen ein konsistenter Versuchsbetrieb bis zu diesem Zeitpunkt nicht möglich war. Das Erstmodul wies eine beschädigte Permeateleitung auf und wurde Ende März 2001 gegen das Modul einer früheren Baureihe (ZW 500A) mit einer kleineren Membranfläche ( $46 \text{ m}^2$ ) ausgetauscht.

Dazu muss angemerkt werden, dass das Modul nicht planmäßig über einen so langen Zeitraum in Betrieb war, sondern dass der Rücktausch bereits nach 4 bis 6 Wochen geplant gewesen war. Aus diesem Grund wurde der Betrieb dieses Membranmoduls eher als Übergangsbetrieb angesehen und nicht von vorn herein von einer konkret geplanten Betriebsphasenabfolge oder einer Reinigungsstrate-

gie begleitet wie dies seit Beginn des Einfahrbetriebes Anfang Januar der Fall gewesen wäre und seit Inbetriebnahme des dritten Moduls der Fall war.

Es lassen sich aus der hydraulischen Leistungsfähigkeit dieses Moduls über den Betriebszeitraum von letztlich  $3\frac{1}{2}$  Monaten (09. April bis 27. Juli; dies entspricht dem 89. bis 195. Untersuchungstag) aber trotzdem einige Aussagen treffen. Dargestellt ist das hydraulische Verhalten in diesem Betrachtungszeitraum in Abbildung 13, wobei für die Darstellung des Transmembrandrucks und die Berechnung der Permeabilität jeweils der Maximalwert innerhalb eines Zyklus verwendet wurde.

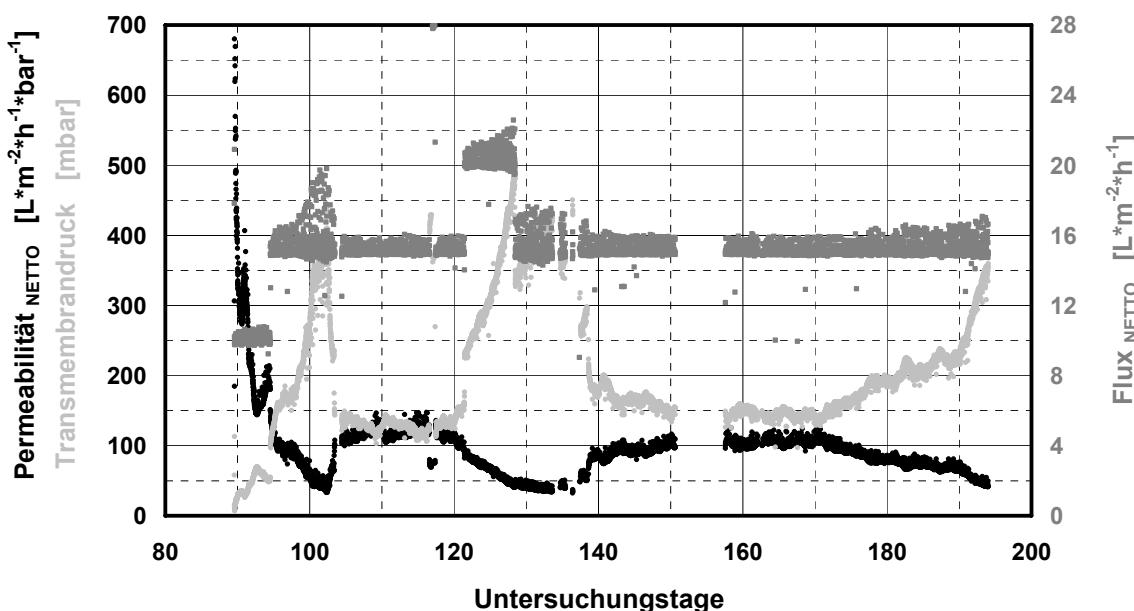


Abbildung 13: Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500A

Die Betriebsspezifikation der Fa. Zenon hinsichtlich der Betriebsparameter als Grundlage für die Struktur der Betriebsphasen (Kap. 4.3.2) wies einen Flux im Dauerbetrieb von  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  und eine kurzfristige (2 bis 3 Tage) Spitzenbelastung von  $30 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  aus.

Davon ausgehend wurde zu Betriebsbeginn ein Dauerflux von  $10 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  realisiert, der dann kurzfristig auf  $30 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  erhöht werden sollte. Aufgrund einer Störung im Modus der Modulbelüftung, an welche sich eine chemische Modulreinigung mit Natriumhypochlorit anschloss, konnte diese Phase erst am 104. Untersuchungstag begonnen werden. In den kommenden 14 Tagen schwankt die Permeabilität bei einem konstanten Flux von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  in einem Bereich von  $150 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  bis  $200 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ . Hieraus lässt sich ableiten,

dass die Membran durch den vorherigen Belüftungsstörfall bereits in ihrer Leistungsfähigkeit eingeschränkt war.

Die Erhöhung auf  $30 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  am 116. Untersuchungstag führte nach wenigen Stunden an der Anlage zu häufigen Überschreitungen des Transmembrandruck-Grenzwertes von 500 mbar. Die Zyklusmittelwerte des Transmembrandrucks schwankten in dieser Phase in einem Bereich von 350 mbar bis 450 mbar. Die Permeabilität bewegte sich dabei zwischen  $60 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  bis  $80 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ . Diese Zahlen können jedoch nicht als repräsentativ angesehen werden, da die Versuchsanlage bei Überschreiten des Transmembrandruck-Grenzwertes in einen sog. Waschzyklus, d.h. einen mehrminütigen Rückspülbetrieb übergeht, wonach sich regelmäßig eine gewisse Entspannung der Membran einstellt. Die Erhöhung des Fluxes wurde am 117. Untersuchungstag rückgängig gemacht. Eine Reinigung erfolgte nicht.

In der anschließenden Betriebseinstellung sollte nun die Auswirkung einer wesentlichen geringeren, aber längerfristigen Fluxsteigerung von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  auf  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  untersucht werden. Diese Fluxerhöhung wurde am 121. Untersuchungstag umgesetzt und nach 7 Tagen Betriebsdauer wieder auf  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  reduziert, weil zu diesem Zeitpunkt der Transmembrandruck-Grenzwert von 500 mbar erreicht wurde. Die Permeabilität halbierte sich in dieser Zeitspanne auf ca.  $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ .

Da sich in den folgenden 8 Tagen die Leistungsfähigkeit des Membranmoduls weiter reduzierte (Anstieg des Transmembrandrucks auf > 400 mbar bei gleichzeitigem Abfall der Permeabilität auf <  $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ ), wurde am 136. Untersuchungstag eine chemische Modulreinigung mit Natriumhypochlorit und anschließend mit Salzsäure durchgeführt.

Die Auswirkungen der Reinigung sind in der Abbildung 13 deutlich erkennbar. Die Permeabilität steigt abrupt von  $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  auf ca.  $100 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  und anschließend stetig auf rund  $160 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  über einen Zeitraum von 35 Untersuchungstagen. Danach folgt der kontinuierliche Leistungsabfall über 25 Untersuchungstage bis hin auf das Niveau des 135. Untersuchungstages. Eine Reinigung wurde zwischen dem 136. und 195. Untersuchungstag nicht durchgeführt.

Dieser letzte Untersuchungsabschnitt war so nicht geplant, sondern entstand aus der sich wiederholt verzögerten Lieferung des Ende März ausgetauschten und zwischenzeitlich reparierten Membranmoduls ZW 500C.

#### 4.3.4.3.2 Membranmodul ZW 500C

Die folgende Tabelle 11 enthält die Betriebseinstellungen ab August 2001.

Der Rückspülflux betrug während des Betrachtungszeitraumes die 1,5-fache Filterationsmenge. Die Belüftung des Moduls erfolgte permanent mit einer spezifischen Luftmenge von  $0,4 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ .

*Tabelle 11: Abfolge der Betriebseinstellungen (Zenon)*

<b>Phase/Zeitraum (Untersuchungstage)</b>	<b>Flux [L·m<sup>-2</sup>·h<sup>-1</sup>]</b>	<b>Filtration [s]</b>	<b>Rückspülung</b>	<b>Modul reinigung</b>
<b>1a</b> 27.07.-02.08.2001 (195-201)	11,5			
<b>1b</b> 02.08.-06.08.2001 (201-205)	15,0			
<b>1c</b> 06.08.-09.08.2001 (205-208)	25,0			
<b>1d</b> 09.08.-22.08.2001 (208-221)	15,0	360	30	keine
<b>1e</b> 22.08.-27.08.2001 (221-226)	20,0			
<b>1f</b> 27.08.-25.09.2001 (226-255)	15,0			
<b>1g</b> 25.09.-30.09.2001 (255-260)	20,0			
<b>2a</b> 12.12.2001-04.02.2002 (333-387)	20,0			
<b>2b</b> 04.02.-01.03.2002 (387-412)	25,0	210	15	wöchentliche Zwischenreinigung
<b>2c</b> 01.03.-19.03.2002 (412-430)	25,6	240		

Da es sich bei den hier dargestellten Versuchen um eine konkrete einzelfallbezogene Machbarkeitsuntersuchung handelt und im folgenden Leistungsbilder während unterschiedlicher klimatischer Verhältnisse dargestellt werden, erscheint eine generelle Abstrahierung der Daten durch eine temperaturabhängige Normierung (GÜNDER 1999) von Fluxraten und Permeabilitäten nicht zielführend. Diese Überlegung findet im Weiteren dann Anwendung, wenn abschließend die Leistungsfähigkeit zu unterschiedlichen Versuchszeitpunkten verglichen wird.

In der nachfolgenden Abbildung 14 ist die hydraulische Leistungsfähigkeit dieses neuen Moduls für die Monate August und September (195. bis 261. Untersuchungstag) dargestellt.

Die Membranfiltration wurde mit geringen Flüssen von  $11 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  angefahren (Phasen 1a und 1b) und nach ca. 10 Tagen - nach den Erkenntnissen aus den Untersuchungen mit dem Modul ZW 500A - auf einen reduzierten Spitzenflux von  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  umgestellt (Phase 1c).

Die Erhöhung erfolgte am 205. Untersuchungstag für die Dauer von drei Tagen. Diese Umstellung führte zu einem unerwartet hohen Anstieg des Transmembrandruckes, der zeitweise einen Absolutwert von 500 mbar überschritt. Daraufhin wurde der Flux auf die Ausgangsleistung von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  reduziert (Phase

1d). Zu diesem Zeitpunkt ist bereits die negative Auswirkung der drastischen Fluxerhöhung in der Phase 1c auf die Filtrationsleistung der Membran an der Erhöhung ( $\approx$  Verdopplung) des Transmembrandruckes bzw. der Reduzierung ( $\approx$  Halbierung der Permeabilität) zu erkennen. Transmembrandruck und Permeabilität liegen am Ende der Phase 1b bei 60 mbar und  $300 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ , zu Beginn der Phase 1d bei 120 mbar und  $150 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ . Es muss daher zu diesem Zeitpunkt bereits von einer irreversiblen Leistungsminderung des Membranmoduls ausgegangen werden.

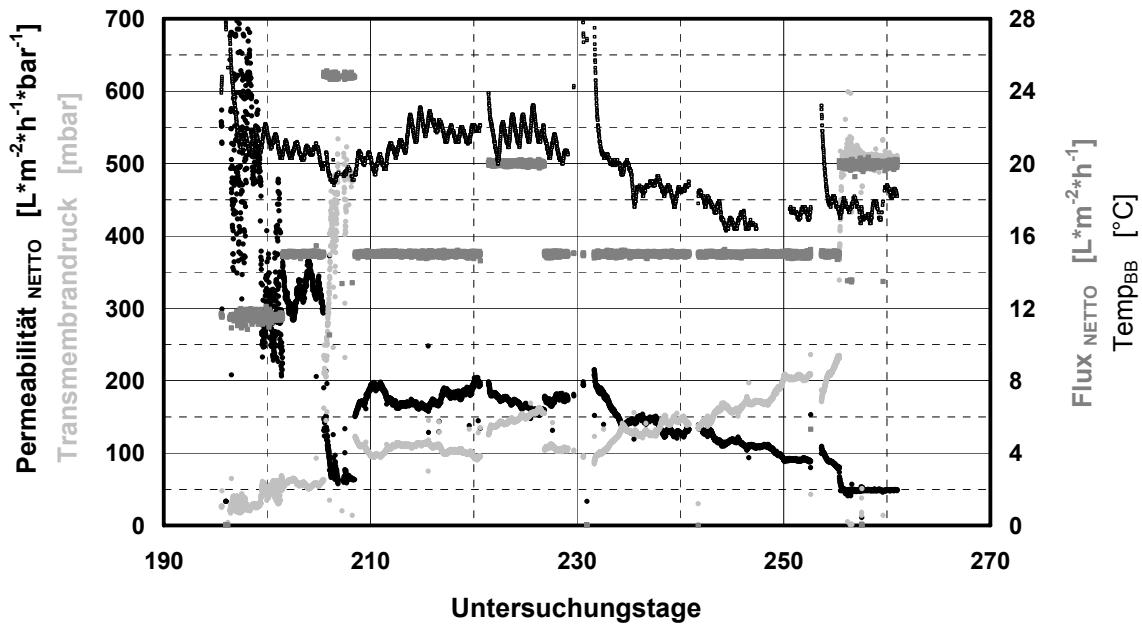


Abbildung 14: *Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500C (August/September 2001)*

Es fällt auf, dass hinsichtlich des Transmembrandrucks die Zyklusmittelwerte und die Absolutwerte in der Zyklusendphase deutlich voneinander differieren. Dies ist dadurch zu erklären, dass sich der Transmembrandruck über die Zyklusdauer nicht linear entwickelt, sondern dass der Druckanstieg sich zum Zyklusende hin erkennbar schneller vollzieht. Weiterhin unterliegt der Transmembrandruck mit zunehmendem Zyklusverlauf einer breiteren Streuung wie Abbildung 15 zeigt. Dargestellt ist der im Minutenraster ausgewertete Druckverlauf ohne Berücksichtigung der Druckverhältnisse während der Rückspülung für die Dauer des Spitzenfluxbetriebes ( $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ).

Der Verlauf der Phase 1d ist hinsichtlich des Transmembrandruckes näherungsweise konstant. Über einen Zeitraum von 13 Tagen ist keine Verschlechterung der Filtrationsleistung zu verzeichnen.

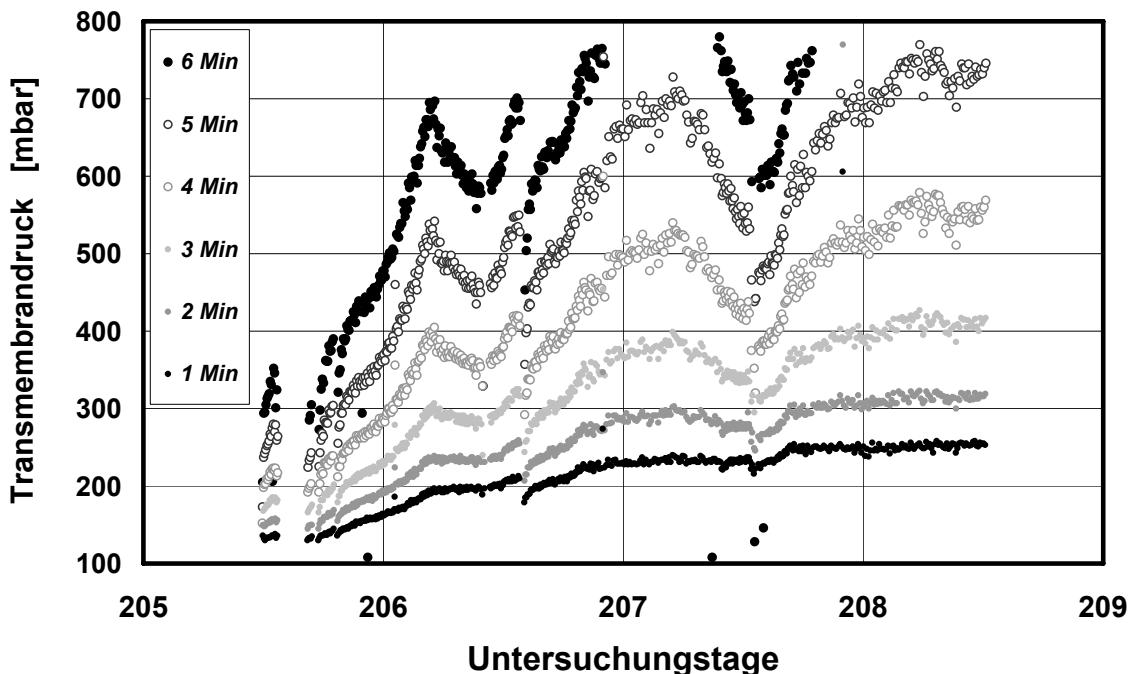


Abbildung 15: TMD-Entwicklung über die Zyklusdauer (6 Minuten)

In der Phase 1e wurde für vier Tage der Flux von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  auf  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  erhöht, um in Anschluss zu Beginn der Phase 1f ( $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ) zu prüfen, ob im Vergleich zu den Auswirkungen der Fluxerhöhung von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  auf  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  ähnliche Leistungseinbußen festzustellen waren. Dies ist nicht der Fall. Der Transmembranbrandruck liegt zu Beginn der Phase 1f auf dem gleichen Niveau von ca. 100 mbar. Bis zu diesem Zeitpunkt lag das Temperaturspektrum im Belebungsbecken der Membranfiltrationsanlage bei  $20^\circ\text{C}$  bis  $22^\circ\text{C}$ .

Nach der Fluxreduzierung am 226. Untersuchungstag auf  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  trat am 229. Untersuchungstag ein Störfall (Ausfall der Modulbelüftung mit anschließendem zweitägigem Anlagenstillstand) auf, aufgrund dessen sich die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membranen nach Wiederinbetriebnahme zuerst sehr schnell verschlechterte. Die Permeabilität fiel innerhalb von drei Tagen von  $220 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  auf  $160 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ . Im weiteren Verlauf nimmt der Transmembranbrandruck kontinuierlich zu. Dies ist vermutlich auf die stetige Temperaturabkühlung in der Belebung auf  $16^\circ\text{C}$  zurückzuführen, in erster Linie aber auf den Umstand, dass das Modul nach dem wechselhaften Betrieb und der offensichtlichen frühen irreversiblen Leistungsminderung (Phase 1c) spätestens zu diesem Zeitpunkt hätte gereinigt werden müssen.

Stattdessen wurde in der letzten Betriebseinstellung der Phase 1 (1g) der Flux nochmals auf  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  erhöht. Die Filtrationsleistung brach daraufhin ein

(Transmembrandruck bis hin zu dem Abschaltdruck der Versuchsanlage bei 500 mbar, Permeabilität:  $\leq 50 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$ ).

Das Resümee dieser ersten Betriebsphase muss daher lauten, dass das Leistungsbild hinsichtlich Filtrationsleistung und Betriebsstabilität hinter den Erwartungen zurückgeblieben ist. Zum einen wurden Flüsse oberhalb derer, die gegenwärtig auf konventionellen Membranbelebungsanlagen betrieben werden, nicht erreicht. Zum zweiten war nach einem nur zweimonatigen Betrieb das Membranmodul offenkundig in einem Zustand, der eine chemische Vollreinigung erforderlich gemacht hätte.

Davon abweichend wurde daraufhin ab Ende September bis zum Ende der Untersuchungen als Reinigungsmodus eine wöchentliche Wartungsreinigung (in situ) betrieben, während derer in einer ersten Phase mehrfach für wenige Minuten Natriumhypochloritlösung durch die Membran rückgespült wird und die gleiche Prozedur in einer zweiten Phase mit verdünnter Zitronensäure oder Salzsäure wiederholt wird. Der Ansatz der Reinigungslösungen wurde mit aufgewärmten Wasser ( $30^\circ\text{C}$  bis  $35^\circ\text{C}$ ) durchgeführt. Der gesamte Prozess wird membranseitig an Luft durchgeführt, wofür der Modulbehälter (600 l) zu entleeren ist. Der gesamte Reinigungsvorgang unterbrach den Versuchsanlagenbetrieb jeweils um ca. 2 bis 2,5 Std.

Die Fragestellung bei dieser Vorgehensweise war, inwieweit es möglich ist, unter Umgehung einer chemischen Vollreinigung ein leistungsmäßig stark reduziertes Filtrationsmodul mit Hilfe von Wartungsreinigungen in seiner hydraulischen Leistungsfähigkeit bei Aufrechterhaltung der Fluxrate von  $20 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  wieder zu er tötigen. Abbildung 16 zeigt, dass über einen Zeitraum von sechs Wochen (d.h. sechs Wartungsreinigungen) keine dauerhafte Verringerung des Transmembrandruckes zu verzeichnen war.

Zusätzlich wurde am 308. Untersuchungstag eine Änderung der Zykluszeiten vorgenommen. Die Filtrationsdauer wurde auf 210 Sekunden, die Rückspüldauer auf 15 Sekunden verkürzt. Ausgangspunkt für diese Änderungen waren zum einen positive Erfahrungen aus dem halbtechnischen Versuchsanlagenbetrieb in Beverwijk (VAN DER ROEST 2001) sowie die Auswertung der Zyklusdruckverläufe aus dem in Abbildung 16 dargestellten Betrieb. Die folgende Abbildung 17 zeigt diesen im Minutenraster ausgewerteten Druckverlauf ohne Berücksichtigung der Druckverhältnisse in der Rückspülzeit. Dargestellt sind nur vollständig verlaufene Zyklen.

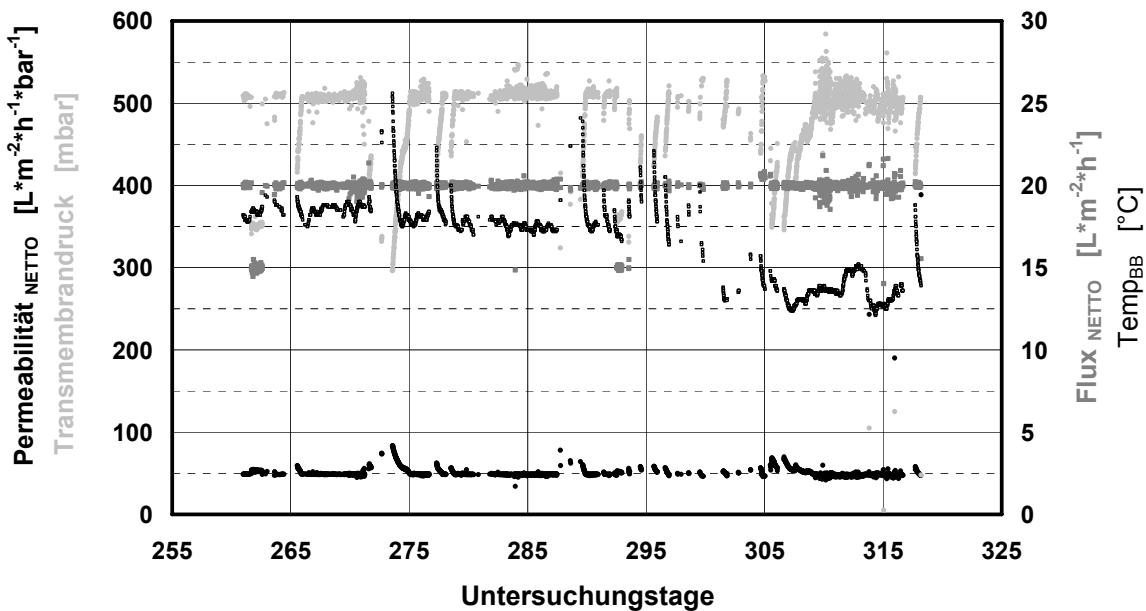


Abbildung 16: *Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500C  
(Oktober/November 2001)*

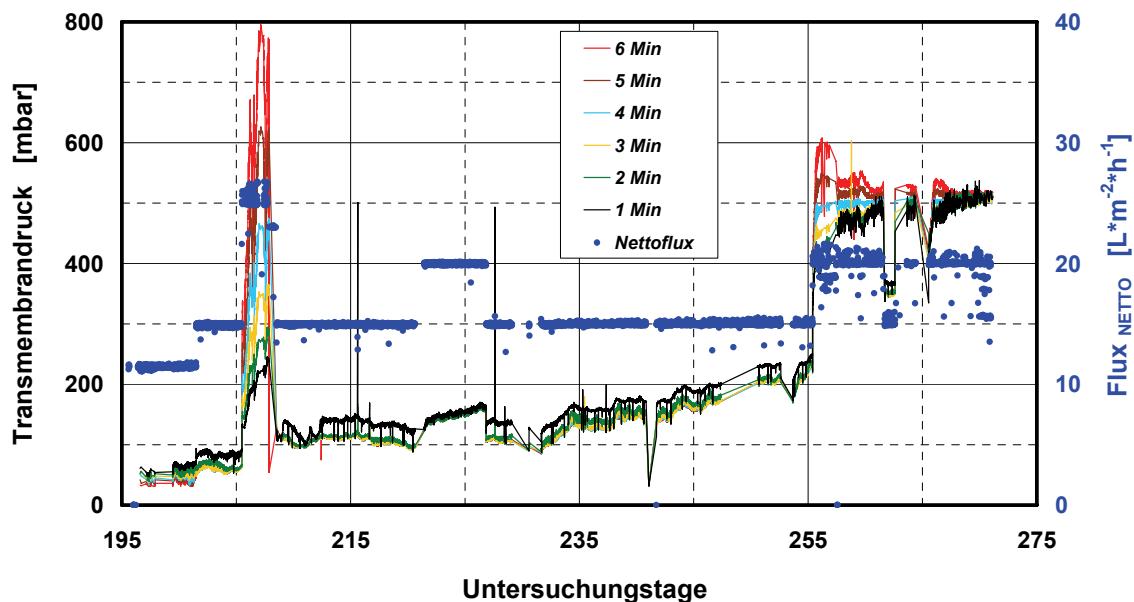


Abbildung 17: *Druckverläufe in den Filtrationsphasen der Zyklen (Betriebsphase 1)*

Festzustellen ist die extreme Spreizung des Transmembrandruckes (zwischen 200 mbar und 800 mbar) während der Phase 1c. Der Transmembrandruck steigt über die Zyklusdauer nicht linear sondern exponentiell an und erreicht nach der dritten Filtrationsminute oberhalb von 300 mbar eine Größenordnung, die für den Dauerbetrieb inakzeptabel hoch ist. Da in der Betriebsphase 2 noch ein Dauerbe-

trieb mit einem Flux von  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  untersucht werden sollte, wurde auf der Grundlage dieser Erkenntnis die Filtrationsdauer reduziert.

Weiterhin ist an den Phasen 1e und 1g (jeweils mit einem Flux von  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  der unterschiedliche zyklusinterne Druckverlauf in Abhängigkeit des leistungsmäßigen Betriebszustandes des Membranmoduls zu erkennen. In der Phase 1e nach einer Betriebszeit von vier Wochen ist der Druckverlauf über die Zyklusdauer konstant bei ca. 150 mbar. In der Phase 1g nach einer Betriebszeit von acht Wochen ist der Transmembrandruck bereits zu Zyklusbeginn bei 400 mbar, am Zyklusende in den ersten beiden Betriebstagen sogar bei 600 mbar.

In den drei genannten Betriebseinstellungen (1c, 1e, 1g) wächst der Transmembrandruck mit zunehmender Filtrationsdauer an. In den anderen Betriebseinstellungen, in denen der Flux  $\leq 15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  ist, tritt der maximale Transmembrandruck am Zyklusbeginn auf und nimmt danach ab.

Die Abbildung 18 zeigt das Leistungsbild der Betriebsphase 2.

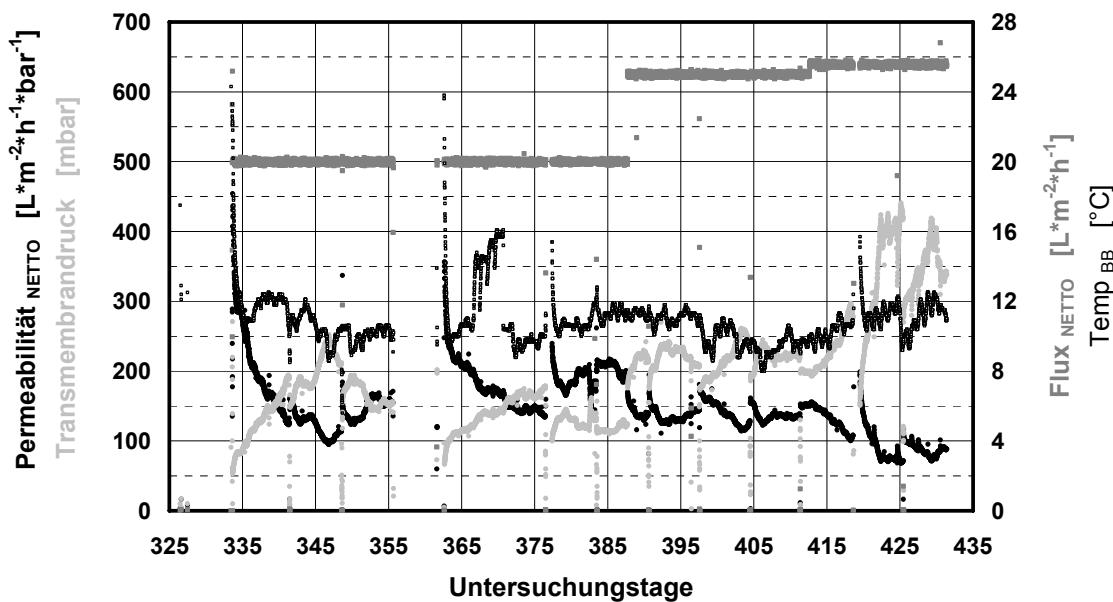


Abbildung 18: Hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls ZW 500C  
(Dezember 2001 bis März 2002)

Die Versuchsanlage war über den Jahreswechsel störfallbedingt außer Betrieb gegangen. Wartungsreinigungen wurden an den Untersuchungstagen 341, 348, 355, 376, 383, 390, 397, 404, 411, 418 und 425 durchgeführt.

Betriebsbedingt konnte eine für den 369. Untersuchungstag geplante Reinigung nicht durchgeführt werden. Unmittelbar nach der Reinigung am 376. Untersu-

chungstag ging die Versuchsanlage in Störung und konnte erst am nächsten Tag in Betrieb gesetzt werden, wodurch die Auftemperierung des Reaktorvolumens zu erklären ist.

Grundsätzlich ist die positive Auswirkung einer wöchentlichen Wartungsreinigung, die kontinuierlich ohne besondere Berücksichtigung des Membranzustandes durchgeführt wird, zu erkennen. Sowohl für die Phase 2a als auch für die Phase 2b gelang es, den Transmembrandruck mindestens auf einem Niveau zu halten. Dieses Druckniveau lag in der Phase 2a bei ca. 150 mbar, (am Ende der Phase noch etwas niedriger), in der Phase 2b bei ca. 220 mbar und damit in Größenordnungen, die als dauerbetriebstauglich für den großtechnischen Einsatz anzusehen sind.

Es ist in den mittleren und späteren Betriebszeiträumen der Phasen 2a und 2b auch zu erkennen, dass sich die hydraulische Leistungsfähigkeit des Membranmoduls vor den Wartungsreinigungen noch in einer positiven Entwicklungsphase befinden, so dass es möglich erscheint, die Reinigungsintervalle bei kontinuierlichem Betrieb, d.h. in erster Linie bei konstantem Flux, über den Zeitraum von einer Woche hinaus zu verlängern.

Tendenziell ist in diesen kurzen Versuchszeiträumen sogar über eine Stabilisierung hinaus eine geringe Druckreduzierung zu erkennen. Eine Langzeitprognose ist aufgrund dieser Untersuchungen jedoch nicht möglich und steht forschungsseitig noch aus. Im halbtechnischen Maßstab wurde der gleiche positive Effekt auch während der Untersuchungen in Beverwijk festgestellt (VAN DER ROEST 2001).

Da in der Betriebsphase 2 zwei Freiheitsgrade gegenüber der Betriebsphase 1 verändert wurden (Reinigungsmodus und Zykluszeiten) ist nicht exakt aufzuschlüsseln, welche der beiden Maßnahmen welchen Anteil am Gesamteffekt hervorruft. Es ist jedoch für die Phasen 2a und 2b aus Abbildung 19 zu ersehen, dass das Druckspektrum über einen Zyklus Klein ist und im Bereich von maximal 50 mbar liegt.

Dabei legen die Druckverläufe zu den Phasenenden hin die Vermutung nahe, dass sich die Filtration zu einem druckstationären Betrieb hin entwickelt. Sowohl zum Ende der Phase 2a (387. Untersuchungstag) als auch zum Ende der Phase 2b (412. Untersuchungstag) sind die Druckverläufe über die Zyklusdauer annähernd konstant.

Daraus kann auch mit Blick auf die kurze Rückspülzeit von 15 Sekunden und dem Umstand, dass bis zur Phase 2b keine negativen Auswirkungen aus dieser Verkürzung festzustellen waren, gefolgert werden, dass für das Aufbrechen und anschließendes Ablösen der Deckschicht von der Oberseite der Filtermembran

der eigentliche Rückspülimpuls von größerer Bedeutung ist als die Dauer der Rückspülung.

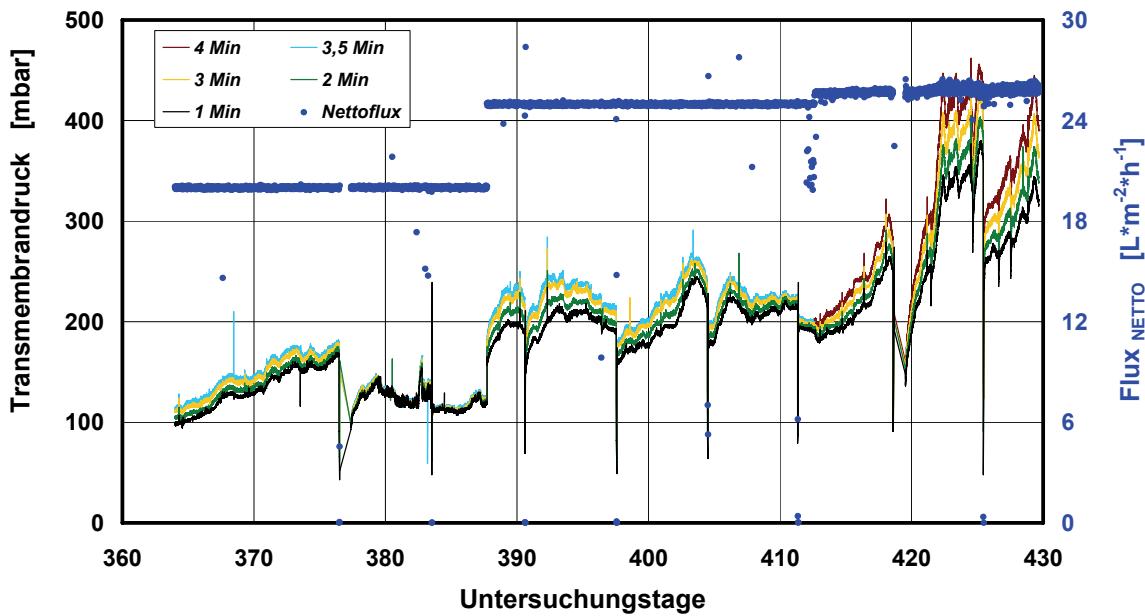


Abbildung 19: Druckverläufe in den Filtrationsphasen der Zyklen (Betriebsphase 2)

Vor diesem Hintergrund wurde in einer letzten Untersuchungsphase die Filtrationsdauer im Zyklus nochmals um 30 Sekunden auf 240 Sekunden erhöht. Diese Maßnahme führte zu einer deutlichen und derart nicht erwarteten Erhöhung des Transmembrandruckes (siehe Abbildung 19). Nach der ersten Wartungsreinigung konnte zwar noch einmal ein Anfangszustand erreicht werden, der dem der Phase 2b entspricht, jedoch verlief der Druckanstieg in der folgenden Betriebswoche wesentlich steiler (von 150 mbar bis ca. 400 mbar) und der Anfangszustand nach der sich anschließenden Wartungsreinigung lag im Vergleich zur Vorwoche bereits um 100 mbar höher bei einem Druckniveau von 250 mbar.

Aufgrund der Kürze dieser Betriebsphase konnte für diese Einstellung kein druckstationärer Zustand ansatzweise erreicht werden, weswegen auch keine Aussage dazu möglich ist, auf welchem Druckniveau sich dieser einstellen würde.

Aufgrund dieses Untersuchungsverlaufes sowie in Anbetracht der Tatsache, dass der hydraulische Leistungszugewinn bei Erhöhung der Filtrationsdauer von 210 auf 240 Sekunden gering ist (Nettoflux:  $25,0 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  gegenüber  $25,6 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ), sollte ohne vertiefte Erkenntnisse dieser Betriebsweise von einer Verlängerung der Filtrationsdauer abgesehen werden.

### 4.3.5 Energiebedarf

Der Energiebedarf von Membranbelebungsanlagen liegt nach den vorliegenden großtechnischen Betriebserfahrungen höher als bei störungsfrei betriebenen konventionellen Belebungsanlagen ( $\approx 0,3 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$  bis  $0,5 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$ ). Er wird entscheidend vom erforderlichen Sauerstoffeintrag zur Crossflow-Erzeugung bestimmt. Andere verfahrensspezifische Energieverbraucher wie die Permeatabsaugung sind vernachlässigbar. Alle restlichen Energieverbraucher sind dem Betrieb einer konventionellen Belebungsanlage vergleichbar.

Im Versuchsbetrieb wurde der Energieverbrauch täglich über einen Hauptzähler dokumentiert. Jedoch ist der Energieverbrauch bei halbtechnischen Versuchseinrichtungen aufgrund von Überdimensionierungen sowie fehlender Steuerungs- und Anpassungsmöglichkeiten der maschinentechnischen Aggregate nicht übertragbar auf großtechnische Betriebsbedingungen. Der Gesamtbedarf aller stromverbrauchenden Einrichtungen – und nicht nur der für eine Membranfiltration spezifischen Einrichtungen wie der Modulbelüftung und der Permeatabsaugung - an der Versuchsanlage der Fa. Zenon lag durchschnittlich bei  $3 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$  bis  $4 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$ . Großtechnische Membranfiltrationsanlagen in Deutschland weisen gegenwärtig Verbrauchswerte von ca.  $1 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$  auf (STEIN 2001). Es ist davon auszugehen, dass die zunehmenden Betriebserkenntnisse der zurzeit insgesamt in Betrieb befindlichen Membranbelebungsanlagen in Deutschland sowie weitere Forschungs- und Optimierungsansätze dazu führen werden, den Energieverbrauch weiter zu senken ( $0,5 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$  bis  $0,8 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$ ).

## 4.4 Ertüchtigungskonzept

### 4.4.1 Normalbetrieb

Bei der Integration einer Membranfiltration in das vorhandene Belebungsbecken ( $810 \text{ m}^3$ ) gestaltet sich das zukünftige Betriebsszenario auf der Kläranlage Edermünde wie in Abbildung 20 wiedergegeben. Hinter der verkleinerten Vorklärung und einem dadurch als Anaerobzone zu nutzenden Beckenteil wird das Abwasser in die neue Denitrifikationsstufe (das alte Nachklärbecken) geleitet. Dieses wird mit Rührwerken zum Zwecke einer ausreichenden Durchmischung ausgestattet. Die vorhandenen Einbauten wie Räumerbrücke, Räumerschild, Ablaufrinne etc. bleiben jedoch erhalten, um das Becken ggf. bei einem Störfall wieder seiner alten Funktion als Nachklärbecken zuführen zu können.

Von hier aus wird das Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch über das ehemalige Rücklaufschlammpumpwerk (Schneckenpumpwerk) in die bestehende Belebung, die komplett als belüftete Zone betrieben wird, gefördert.

In diesem Becken werden die Filtrationsmodule installiert. Es lässt sich überschlägig abschätzen, dass ca.  $\frac{1}{5}$  der Beckengrundfläche (ca.  $60 \text{ m}^2$  von  $300 \text{ m}^2$ ) mit Membranmodulen belegt sein wird. In Abbildung 20 sind die Filtrationseinheiten an zwei gegenüberliegende Seiten angeordnet. Die zugehörige Peripherie aus Permeatpumpen, Belüftungseinrichtungen, Rückspülseinrichtungen, Vorlagen, Behältern und der Filtrationssteuerung ist in einem neu zu errichtenden Maschinenhaus in unmittelbarer Nähe der Belebung unterzubringen.

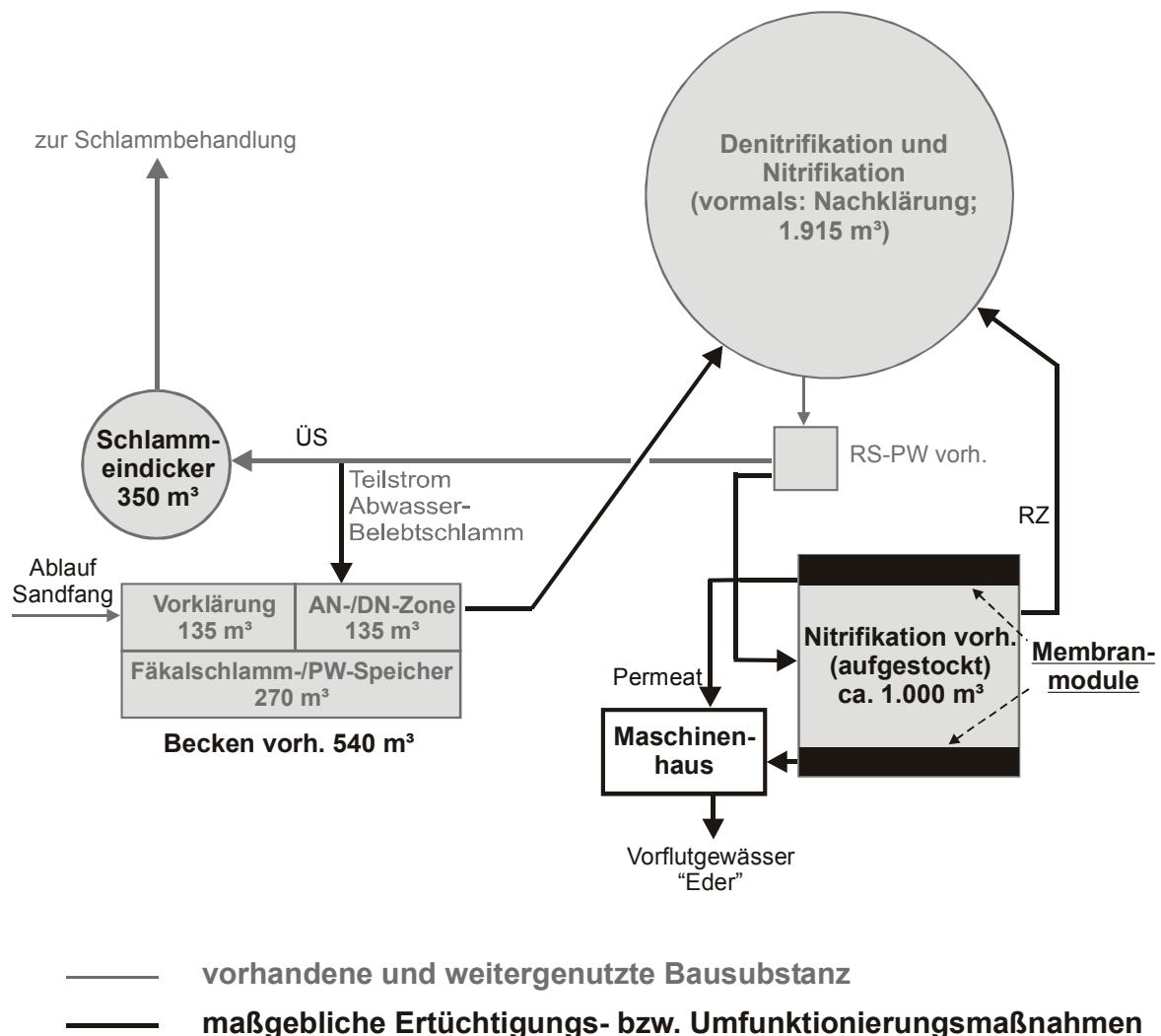


Abbildung 20: Fließbild einer Membranbelebungsanlage

Von der Nitrifikation wird der Rezirkulationsstrom im freien Gefälle zurück in die Denitrifikation geleitet. Da erfahrungsgemäß dieser Volumenstrom stark sauerstoffhaltig ist, werden in der Denitrifikation auch noch aerobe Stoffwechselprozes-

se stattfinden, wodurch das ungewöhnlich hohe  $V_D/V_{BB}$ -Verhältnis (nominell 67 %) relativiert wird. Verfahrenstechnisch ist vor allem jedoch darauf zu achten, dass der Trockensubstanzgehalt in der Nitrifikation so gewählt wird, dass das bemessungstechnisch erforderliche aerobe Schlammalter gewährleistet ist.

Der Überschussschlamm kann unverändert am Schneckenpumpwerk entnommen und der weiteren Schlammbehandlung zugeführt werden.

Weiterhin ist sicherzustellen, dass ein Teilstrom des Abwasser-Belebtschlamm-Gemisches zurück in die neu geschaffene Anaerobzone geleitet wird, um hier einen Schlammkreislauf aufrecht zu erhalten.

#### 4.4.2 Störfallszenario

Im Falle einer Störung an der Membranfiltration ist schlechtestenfalls die Möglichkeit gegeben, den Betrieb derart umzustellen, dass die Filtration komplett außer Betrieb genommen wird und trotzdem ein Mindestmaß an Abwasserreinigung und Schlammrückhalt in der Anlage gegeben wäre.

Der Abwasserweg wird analog zur heutigen Verfahrensweise umgeleitet und das Denitrifikations-/Nitrifikationsbecken wieder seiner alten Funktion als Absetzbecken (Nachklärung) zugeführt. Als Belebungsvolumen stehen dann nur noch die 810 m<sup>3</sup>, in denen auch die (in Störung gegangenen) Filtrationsmodule installiert sind, zur Verfügung.

Von dort wird das Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch in das Nachklärbecken geleitet. Der abgesetzte Rücklaufschlamm wird über das Schneckenpumpwerk zurück in die Belebungsstufe gefördert. Das Pumpwerk sollte bei diesem Szenario auf Maximalleistung betrieben werden, damit möglichst viel Trockensubstanz im System verbleiben kann.

Das Einhalten der vorgeschriebenen Überwachungswerte wäre zweifellos nicht zu gewährleisten. Der Parameter  $C_N$  kann mangels Denitrifikation sicherlich nicht eingehalten werden, von einer Teilnitrifikation wäre jedoch auszugehen. Inwieweit die Parameter  $C_{CSB}$  und  $C_{BSB}$  einzuhalten wären, hängt vor allem von der Güte der Phasentrennung im Nachklärbecken ab. Daher wäre zusätzlich anzuraten, intensiv Fällmittel in die Vorklärung zu dosieren, um auch auf diesem Wege möglichst viele gelöste Schmutzstoffe bereits vor der Belebungsstufe zu eliminieren.

## 4.5 Kostenbetrachtung

### 4.5.1 Investitionen

Die Abschätzung der Kosten in der folgenden Tabelle 12 erfolgt anhand der Verordnung über pauschale Investitionszuweisungen zum Bau von Abwasseranlagen (HMULV 2002). Da die Kosten einer Membranfiltration nicht Bestandteil der Kostenrichtwertverordnung sind, werden diese Investitionen und die zugehörigen Planungskosten anhand momentan marktüblich erscheinender Preise sowie auf Grundlage der HOAI abgeschätzt.

*Tabelle 12: Kostenschätzung der Ertüchtigungsvariante Membranbelebungsverfahren*

<b>Bauwerk</b>	<b>Maß</b>	<b>EP</b>	<b>Faktor</b>	<b>EP<sub>beaufschlagt</sub></b>	<b>GP</b>
	[ ]	[€·Einheit <sup>-1</sup> ]	[ - ]	[€·Einheit <sup>-1</sup> ]	[€]
<b>Einlaufgruppe</b>	8.000	EW	41,65	1,00	41,6
<b>Vorklärung</b>	135	m <sup>3</sup>	1.050,00	0,25	263,-
<b>Speicherbecken</b>	270	m <sup>3</sup>	451,57	0,25	113,-
<b>Belebung (anaerob/anoxisch)</b>	1.135	m <sup>3</sup>	691,32	0,25	173,-
<b>Membranfiltration inkl. Peripherie</b>	24.480	m <sup>2</sup>		90,-	2.203.000,-
<b>+ Planungskosten</b>					300.000,-
<b>Maschinenhaus</b>					200.000,-
<b>Membranperipherie</b>					
<b>Schlammendicker (ÜS)</b>	350	m <sup>3</sup>	389,48	1,00	390,-
<b>EMSR-Technik</b>	22.000	EW	25,62	0,36	9,2
<b>Sonstige Kostenfaktoren (Straßen, Wege, etc.)</b>					284.000,-
<b>Bruttosumme</b>					3.920.000,-

Anzumerken ist zu der obigen Zusammenstellung, dass die Kosten für die Erneuerung der EMSR-Technik an dieser Stelle mit einem Faktor von 0,36 (entspricht 8.000 EW / 22.000 EW) angesetzt werden, da die elektrotechnischen Aufwendungen für die Steuerung der peripheren Aggregate der Membranfiltration, die in dieser Konzeption den überwiegenden Teil ausmachen, im dortigen Ansatz enthalten sind. Des weiteren wurden die Membrankosten nicht bei der Ermittlung der sonstigen Kosten angesetzt, da es bei dem vergleichsweise geringen baulichen Aufwand dieser Gesamtlösung unbegründet erscheint, einen weiteren Posten von über 0,9 Mio. € zu veranschlagen.

Wie sich der Kostenvergleich mit den separat untersuchten konventionellen Ertüchtigungsvarianten (FG SIWAWI 2002) darstellt, zeigt Abbildung 21.

Dargestellt sind die Investitionen der beiden konventionellen Ertüchtigungsvarianten (Nachklärbeckenertüchtigung oder Nachklärbeckenneubau), und die Investitionen für eine Membranbelebungsanlage in Abhängigkeit der spezifischen Membrankosten.

Dabei wird deutlich, dass sich die erforderlichen Investitionen für eine MBR-Variante, für die ein spezifischer Preis von  $90 \text{ €} \cdot \text{m}^{-2}$  Membranfläche angesetzt wurde, in das Spektrum der konventionellen Ertüchtigungsvarianten einordnen. Die Bandbreite, welche die beiden konventionellen Ertüchtigungsvarianten bezogen auf den spezifischen Membrankostenpreis für eine Membranbelebungsvariante eingrenzen, liegt etwa zwischen  $95 \text{ €} \cdot \text{m}^{-2}$  Membranfläche und  $120 \text{ €} \cdot \text{m}^{-2}$  Membranfläche.

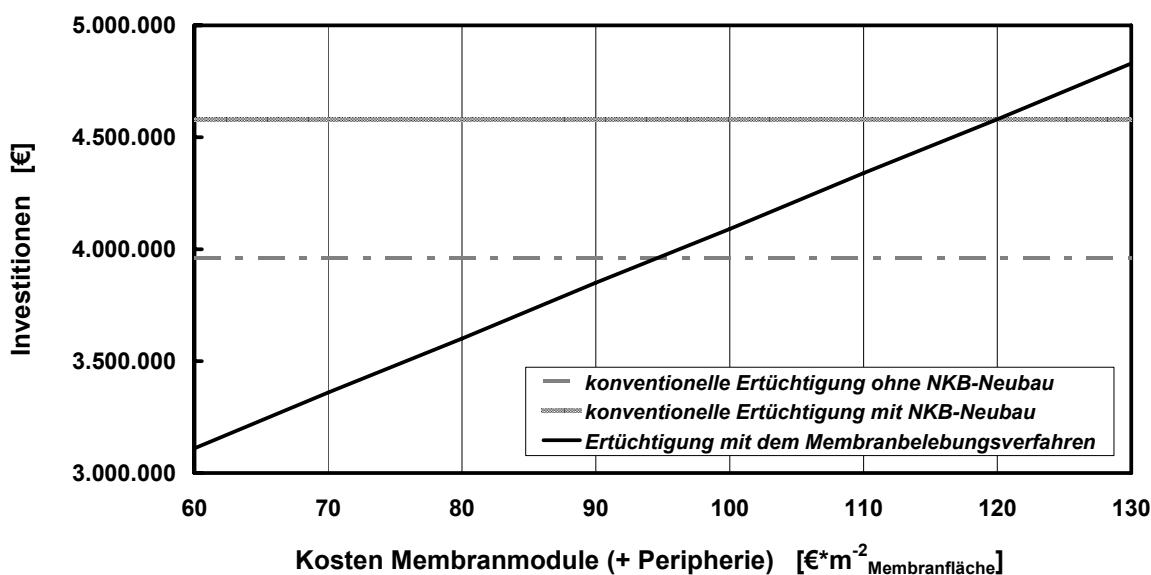


Abbildung 21: Kostenvergleich

Daraus ergibt sich, dass in dieser speziellen Situation in Edermünde die Variante *Membranbelebungsverfahren* investitionsseitig als konkurrenzfähig anzusehen ist. Der Kostenvergleich hinsichtlich der Investitionen ist auf der dargestellten Grundlage nicht eindeutig zu entscheiden, was dem Wettbewerb zu überlassen wäre. Als die neutralste Verfahrensvariante für einen solchen Wettbewerb bietet sich eine Funktionalausschreibung an, in der kein Verfahrenskonzept vorrangig ausgeschrieben sondern auch der Kläranlagenentwurf dem Wettbewerb unterstellt wird.

#### 4.5.2 Jahreskosten

Es ist mit Nachdruck darauf hinzuweisen, dass ein Wirtschaftlichkeitsvergleich ausschließlich auf der Basis der Jahreskosten (Summe aus Kapitaldienst und Betriebskosten) vorzunehmen ist.

Bezüglich des Kapitaldienstes ist dabei auf die veränderte Kostenstruktur bei Umsetzung des Membranbelebungsverfahrens hinzuweisen. Während bei neu zu bauenden konventionellen Belebungsanlagen der bauliche gegenüber dem maschinentechnischen Anteil deutlich überwiegt (etwa im Verhältnis 2:1), dreht sich dies Verhältnis bei Membranbelebungsanlagen aufgrund des fehlenden Nachklärbeckens und des kleineren Belebungsbeckens sowie des höheren maschinentechnischen Aufwandes mindestens um. Dies Verhältnis kann sich noch mehr verschieben, wenn es sich nicht um einen Anlagenneubau, sondern eine Anlagenerüchtigung handelt, bei der vorhandene Beckenvolumina genutzt werden.

Die Investitionen für den Membraneil sind zu unterteilen in diejenigen Bereiche, die üblichen maschinentechnischen Abschreibungszeiträumen unterliegen und die Membran selbst, die nach Ablauf der Standzeit ersetzt wird. Die Membranersatzkosten sind über den Kapitaldienst zu erfassen. Als Abschreibungszeit ist die Standzeit der Membran anzusetzen, die üblicherweise kürzer ist als der maschinentechnische Abschreibungszeitraum.

Im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen fallen bei Membranbelebungsanlagen erhöhte Betriebskosten für den Energie- sowie den Chemikalienbedarf an. Wesentlicher Kostenfaktor ist dabei der Energiebedarf für die Crossflow-Belüftung.

### 4.6 Zusammenfassung

Vor dem Hintergrund, dass die Ertüchtigung der Kläranlage Edermünde auf konventionelle Weise den Neubau von 2.600 m<sup>3</sup> Belebungsvolumen und möglicherweise den Abriss des nicht richtlinienkonformen, aber in bautechnischer Hinsicht betriebstauglichen Nachklärbeckens von ca. 1.915 m<sup>3</sup> bei gleichzeitigem Neubau von 2.250 m<sup>3</sup> Nachklärvolumen erfordert, wurde ein Ertüchtigungskonzept entwickelt, welches

- ⇒ die Phasentrennung von Sedimentation auf Membranfiltration umstellt,
- ⇒ keinen Beckenneubau erfordert,
- ⇒ das vorhandene, nicht richtlinienkonforme Nachklärbecken einer Umnutzung als Belebungsbecken (Denitrifikationsbecken) zuführt.

Da der vorhandene Belebungsraum in diesem Membranbelebungskonzept 80% des Belebungsvolumens, das für eine konventionelle Ertüchtigung notwendig ist, ausmacht, wird eine Membranbelebungsanlage mit einer für das Verfahren untypisch niedrigen Trockensubstanzkonzentration von  $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  betrieben.

Gleichermaßen ist als anwendungsuntypisch anzusehen, dass

- ⌚ die in Edermünde vorhandene anaerobe Schlammbestabilisierung auch nach einer eventuellen Realisierung einer Membranfiltration weiterhin in Betrieb bleiben soll (also ausreichend hohe Schlammbelastung zu gewährleisten ist),
- ⌚ keine verschärften Anforderungen an die Ablaufqualität gestellt werden,
- ⌚ kein geringes Platzangebot auf der Kläranlage Edermünde zu verzeichnen ist.

Da solche Betriebskonzepte, insbesondere im Zusammenhang mit der Ertüchtigung von Anlagen, bislang kaum beforscht wurden, wurden halbtechnische Untersuchungen mit dem Ziel durchgeführt, Erkenntnisse über die Sinnhaftigkeit des Einsatzes von in Belebungsbecken getauchten Membranmodulen in Trockensubstanzbereichen, die für das Membranverfahren eher untypisch niedrig sind, zu gewinnen.

Diese Untersuchungen umfassten den Betrieb von halbtechnischen Membranversuchsanlagen an verschiedenen Standorten in Hessen, u.a. auch auf der Kläranlage Edermünde. Hier wurden Untersuchungen mit einem Hohlfasermembranmodul (ZW 500A und ZW 500C) der Fa. Zenon GmbH, Hilden, durchgeführt.

In den Untersuchungen mit dem Modul ZW 500C wurde die generelle technische Machbarkeit und technische Eignung des Membranbelebungsverfahrens zur Ertüchtigung der Abwasserreinigung festgestellt.

Hinsichtlich der biologischen Leistungsfähigkeit führten Umstände, die im Versuchsanlagenbetrieb zu sehen sind, nur zu einer unvollständigen Nitrifikation. Dennoch ist davon auszugehen, dass - auch auf der Basis der Ergebnisse am Standort Londorf sowie der vorliegenden großtechnischen Betriebserfahrungen - die weitgehende Stickstoffelimination großtechnisch gewährleistet ist.

Die CSB-Elimination war annähernd vollständig, Trockensubstanz konnte im Permeat nicht nachgewiesen werden. Weiterhin konnte in Laborversuchen gezeigt werden, dass die Gasproduktion des Überschussschlammes aus der Membranversuchsanlage um ca. 15% gegenüber dem Überschussschlamm der gegenwärtigen Großanlage reduziert war, so dass aus dem Betrieb einer zukünftigen Membranbelebungsanlage keine relevanten Nachteile für die Gasproduktion der Faulstufe zu erwarten sind.

Die Untersuchungen zur hydraulischen Leistungsfähigkeit wurden in zwei Betriebsphasen durchgeführt und zielten auf die

- ⇒ Ermittlung eines Bemessungsfluxes,
- ⇒ Art der Modulreinigung,
- ⇒ Optimierung der Filtrations- und Rückspülintervalle ab.

Während in der ersten Betriebsphase über einen Zeitraum von 2 Monaten keine Modulreinigung durchgeführt wurde, kam mit Beginn in der zweiten Betriebsphase eine kontinuierliche Wartungsreinigung unter Verwendung von Natriumhypochlorit und Zitronensäure zur Anwendung. Es konnte zwischen den Betriebsphasen gezeigt werden, dass sich mit dieser Reinigungsmethode ein betriebsbedingt leistungsverminderter Membranmodul nicht ertüchtigen lässt.

Eine derartige hydraulische Leistungsverminderung trat in der ersten Betriebsphase nach einer drastischen Fluxerhöhung von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  auf  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  während des darauf folgenden, mehrtägigen Betriebes auf. Dies führte zu Beeinträchtigungen aller in dieser Betriebsphase nachfolgenden Versuchseinstellungen.

Dies wird auch in der Abbildung 22 deutlich. Dargestellt sind die zur Vergleichbarkeit auf  $10^\circ\text{C}$  temperaturnormierten Permeabilitäten ausgewählter Versuchseinstellungen beider Betriebsphasen. Die Temperaturnormierung erfolgt auf der Grundlage der Abhängigkeit dynamischer Viskositäten von der Temperatur und den hierzu gemachten Ausführungen von GÜNDER (1999).

Ursache für die kurze Dauer der Versuchseinstellungen der ersten Betriebsphase war der Umstand, dass prinzipiell von einer höheren Leistungsfähigkeit der Filtration ausgegangen wurde und Fluxraten von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  anfangs als moderate Inbetriebnahmeflüsse angesehen wurden. Zusätzlich zu diesem mentalen Aspekt kam der Umstand, dass die hydraulische Leistungsfähigkeit der Filtration nach der geschilderten frühen Leistungsminderung ohne zwischenzeitliche chemische Reinigung nach 5 bis 6 Wochen Versuchszeit stark abnahm (siehe Abbildung 14).

Trotz dieser kurzen Versuchsdauer ist jedoch zu erkennen, dass das Leistungsniveau der Betriebsphasen 1d und 1e trotz niedrigerer Fluxe von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  unterhalb des Leistungsniveaus der Betriebsphasen 2a und 2b mit Fluxe von  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  liegt.

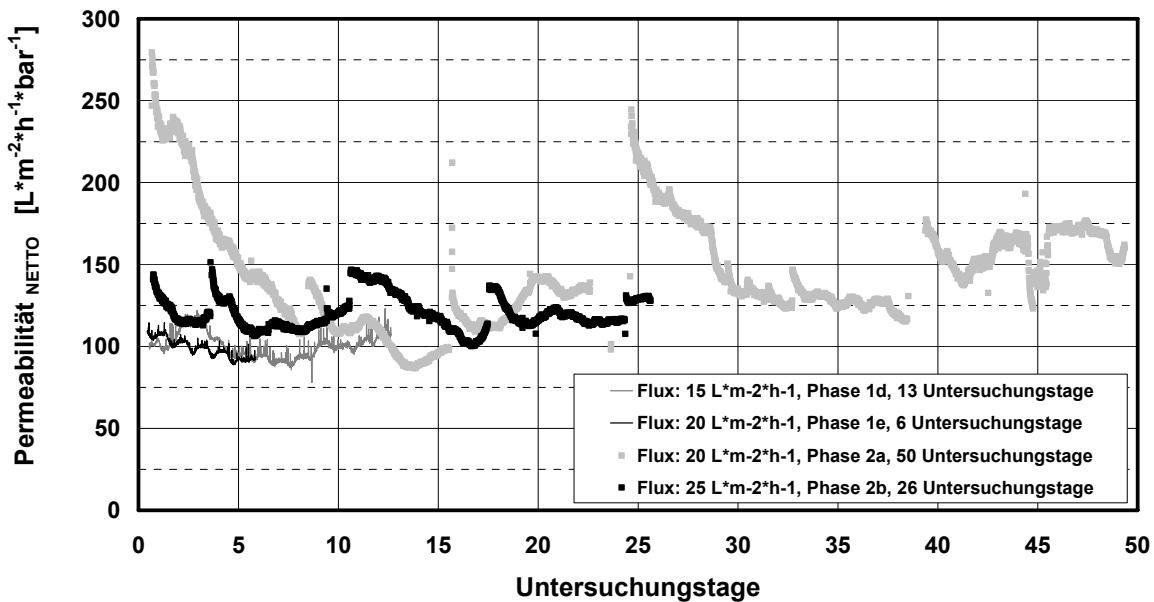


Abbildung 22: temperaturnormierte Nettopermeabilität (Zenon)

In den Versuchseinstellungen der zweiten Betriebsphase konnten ein kontinuierlicher Versuchsbetrieb erreicht und letztlich befriedigende Ergebnisse erzielt werden, aus denen die erforderlichen Bemessungs- und Betriebsparameter abgeleitet werden können. Sie sind in Tabelle 13 enthalten.

Tabelle 13: Leistungsparameter der Betriebsphase 2

Flux [L·m⁻²·h⁻¹]	Druckspektrum [mbar]	Permeabilitätsspektrum [L·m⁻²·h⁻¹·bar⁻¹]
20	250 - 120	80 – 170 (steigende Tendenz)
25	250 - 170	100 – 140 (steigende Tendenz)

Aufgrund des insgesamt kurzen Untersuchungszeitraumes konnte keine hydraulische Optimierung durchgeführt werden. Die Betriebszustände am Ende der Versuchseinstellungen 2a und 2b deuten jedoch an, dass eine Stabilisierung oder eine Verbesserung des Druckniveaus möglich erscheint und insofern noch hydraulische Reserven vorhanden sind. Darüber hinaus erscheint auch eine Steigerung des Fluxes möglich. Eine Fluxrate von maximal  $30 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  ist aber wohl - auch unter Berücksichtigung der vorliegenden großtechnischen Erfahrungen anderer Anlagen – als oberer Grenzwert anzusehen.

Für eine Ermittlung der erforderlichen Memranfläche wurde ein Flux von  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  angesetzt. Dieser Flux ist vergleichbar mit großtechnischen Anwendungen. Danach lässt sich kein Nachteil aus dem *Niedrig-X<sub>TS,BB</sub>-Betrieb* erkennen. Hierzu wären längere Parallel-Versuche, wie sie in Edermünde nicht durchgeführt wurden, erforderlich.

Während der Betriebszeiten mit dem o.g. Bemessungsflux wurde eine wöchentliche Wartungsreinigung durchgeführt. Diese Reinigung wird nicht an Betriebskennwerten wie der Permeabilität orientiert. Im Vergleich zu der chemischen Vollreinigung, die in Abhängigkeit des Betriebszustandes der Membranfiltration (Permeabilität) durchgeführt wird, lässt sich resümieren, dass während der Betriebszeit der Wartungsreinigung ein deutlich stabilerer und leistungsfähigerer Betrieb erzielt wurde.

Weiterhin deuten die letzten Untersuchungswochen an, dass noch Optimierungspotenzial vorhanden sein kann, wenn in längeren Versuchsreihen die langfristigen Auswirkungen einer Wartungsreinigung sowie Variationen der Zykluszeit untersucht werden.

Bezüglich der Zykluszeit weisen die halb- und großtechnischen Erfahrungen mit dem gleichen Membranmodul kein einheitliches Bild auf. In Edermünde wurde die größte Leistungsfähigkeit bei einer vergleichsweise kurzen Zykluszeit (210 Sek. / 15 Sek.) erreicht. Ein solcher Betrieb birgt jedoch grundsätzlich ein erhöhtes materielles Verschleißpotenzial. Anderorts wiederum (Kläranlage Lowestoft, UK) werden lange Zykluszeiten bis zu 10 Minuten Filtrationszeit betrieben. In diesen Punkten (Reinigung, Zyklus) können Forschungstätigkeiten an die Untersuchungen in Edermünde anschließen.

Ein wesentlicher Aspekt der MBR-Technik ist die Frage der Wirtschaftlichkeit. Eine überschlägige Abschätzung des Investitionsvolumens für die Kläranlage Edermünde zeigt, dass eine MBR-Lösung mit einer geschätzten Investition von ca. 4 Mio. € im Spektrum konventioneller Ertüchtigungskonzepte liegt und als konkurrenzfähig anzusehen ist. Eine schärfere Kostenbetrachtung (z.B. Kostenermittlung) als eine Kostenabschätzung erscheint wegen der dynamischen Marktentwicklung nicht sinnvoll und führt vermutlich auch zu keinem eindeutigeren Kostenvergleich.

Es ist jedoch darauf hinzuweisen, dass ein Wirtschaftlichkeitsvergleich ausschließlich auf der Basis der Jahreskosten vorzunehmen ist. Die Jahreskosten fallen bei einer Membranbelebungsanlage höher als bei einer konventionellen Anlage aus. Dies resultiert aus einem erhöhten Kapitaldienst, aus den Membranersatzkosten, aus einem erhöhten Energiebedarf und, je nach Anlagengröße, aus einem erhöhten Personalbedarf. Der Energiebedarf kann halbtechnisch nicht optimiert werden;

hier sind die Erfahrungsdaten großtechnischer Anlagen anzusetzen, die gegenwärtig bei ca. 1,0 kWh·m<sup>-3</sup> liegen.

Zu berücksichtigen sind bei der Kostenbetrachtung die degressive Entwicklung seit der ersten Realisierung dieser Technik auf der Kläranlage Rödingen (1999) sowie zusätzlich die Beobachtung, dass derzeit an vielen Forschungs- und Entwicklungseinrichtungen Anstrengungen in der Modulentwicklung oder -optimierung gemacht werden, um unter der Prämisse eines stabilen Dauerbetriebes die Fertigungs- und Herstellungskosten zu reduzieren und damit den Wettbewerb zu beleben. Dies zusammen dürfte letztlich zu einer weiteren Kostenreduzierung führen. Eine Variantenentscheidung wird erst auf der Grundlage von belastbaren Submissionsergebnissen zu treffen sein.

Resümierend ist für eine Ertüchtigung der Kläranlage Edermünde die Frage der Wirtschaftlichkeit dahingehend zu bewerten, dass eine Lösung „Membranfiltration“ in Betracht kommt und eine Unwirtschaftlichkeit wegen der Unsicherheiten, die sich aus technischer Weiterentwicklung und Preisgefüge am Markt ergeben, nicht von vorneherein als gegeben angenommen werden kann. Es ist herauszustellen, dass es sich bei der zu ertüchtigenden Kläranlage Edermünde um einen Standort ohne verschärzte Reinigungsanforderungen und ohne Platzmangel handelt.

## 5 Halbtechnische Versuche auf der KA Londorf

### 5.1 Allgemeines

Es war geplant, auf der Kläranlage Londorf zwei unterschiedliche Membransysteme zu untersuchen. Zur Auswahl der zu untersuchenden Membranversuchsanlagen wurden von verschiedenen Membran- bzw. Anlagenherstellern Mietangebote eingeholt. Dabei wurde berücksichtigt, dass nach Möglichkeit in Edermünde und in Londorf keine identischen Membranmodulsysteme zum Einsatz kommen sollten. Nach Durchsicht und Prüfung der Angebote wurden die Firmen *Wehrle-Werk AG, Emmendingen*, und *Grontmij Water & Waste Management, De Bilt/NL*, mit der Lieferung der halbtechnischen Membranversuchsanlagen beauftragt.

### 5.2 Erläuterungen zur Versuchsanlage (Wehrle)

#### 5.2.1 Verfahrenskonzept

Die Versuchsanlage der Fa. Wehrle wurde am 06. Juni 2001 angeliefert und ging am 13. Juni 2001 in Betrieb. Das Verfahrensprinzip der Anlage zur Reinigung des Abwassers wird als Biomembrat®-loop bezeichnet. Das Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch aus dem Bioreaktor wird durch vertikal angeordnete Rohrmodule einer externen Membranfiltrationsanlage gefördert. Die Anströmung sowie eine vor Moduleintritt kontinuierliche oder pulsierende Luftanreicherung sorgen für den notwendigen Abschlag der Deckschicht der Membranen. Förderdruck (Feeddruck) und permeatseitig anliegender Unterdruck bewirken den Austritt des gereinigten Abwassers (Permeat).

Die nachfolgenden Bilder zeigen ein Rohrmodul mit seinen innenliegenden Hohlfasermembranen (Abbildung 23) sowie das in Londorf eingesetzte Membranmodul im eingebauten Zustand in der Versuchsanlage (Abbildung 24). In Abbildung 25 ist das Fließbild der Biomembrat®-loop-Anlage dargestellt (Legende in Tabelle 14). Mit einer getauchten Kreiselpumpe (P-01) wird der Siebbogen (Filterweite 750 µm) mit Abwasser aus dem Verteilerschacht (Zulauf Belebung) der Kläranlage beschickt. Aus der Vorlage des Siebbogens wird das Abwasser mit einer weiteren Tauchpumpe (P-02) bis zur Beschickungspumpe (P-04) der Anlage befördert; diese wiederum sorgt für die notwendige Druckerhöhung. Die Membranversuchsanlage ist mit einem zusätzlichen Beutelfilter versehen, der je nach Feststoffbelastung des Abwassers zwischen 300 µm bis 1.000 µm gewählt werden kann. In diesem Einsatzfall wurde eine Porenweite von 800 µm verwendet.

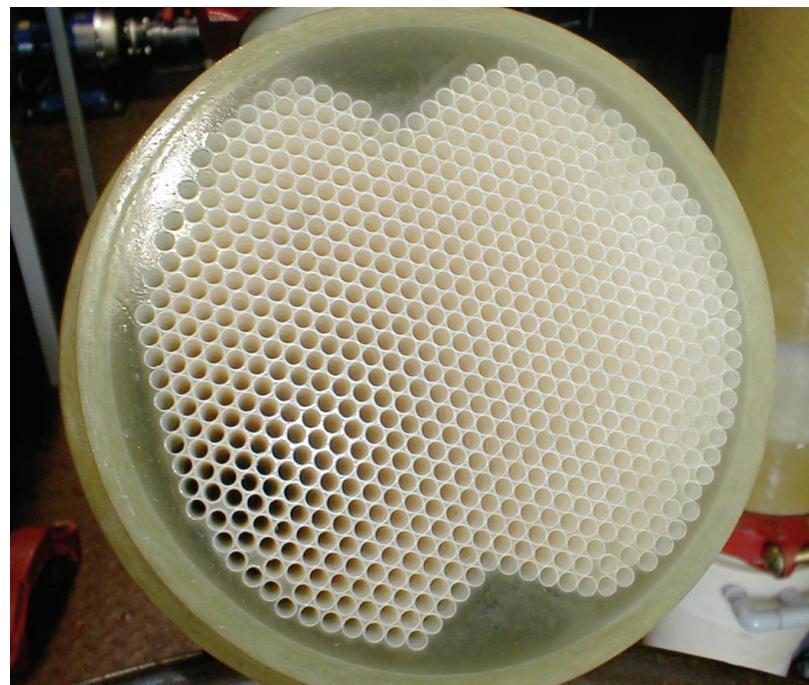


Abbildung 23: Innenansicht eines Rohrmoduls



Abbildung 24: Rohrmodule im Einbauzustand

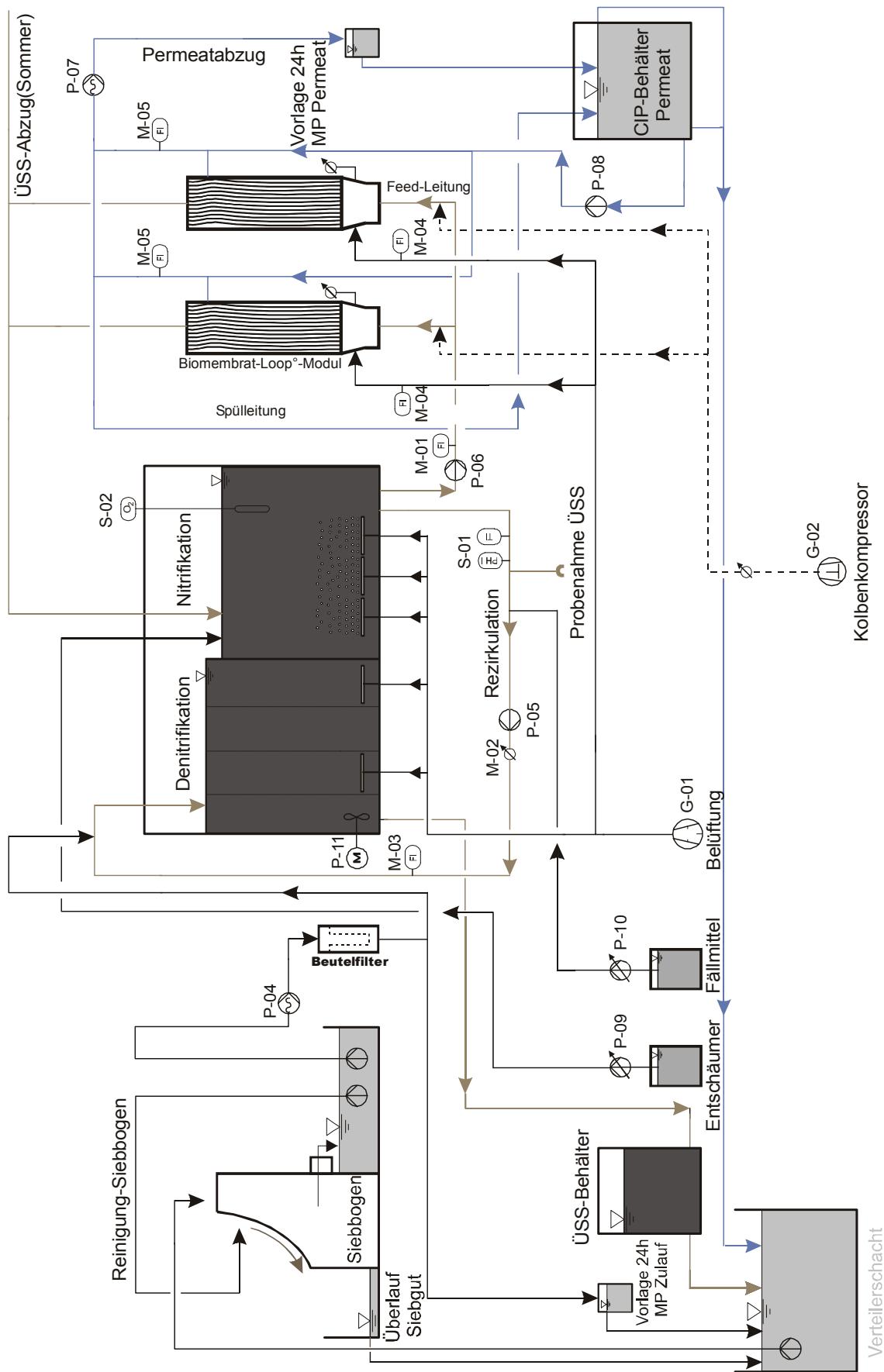


Abbildung 25: Fließbild der Membranversuchsanlage (Wehrle)

Tabelle 14: Legende zu Abbildung 25

	Kreiselpumpe		Exzinterschneckenpumpe
	Kreiselpumpe mit Schwimmerschalter		Dosierpumpe
	Lüftergebläse mit Elektromotor		Kolbenkompressor
	Rührwerk mit Elektromotor		Feinblasiger Belüfter
	Kugelhahn (manuell)		Dreiwegekugelhahn (manuell)
	Elektrisches Ventil		Absperrklappe/Absperrhahn (manuell)
	Fußventil		Rückschlagventil
	Membranventil		Druckhalte-/ Überströmventil
	Druckmesser (Manometer)	RZ	Rezirkulation

Das vorgefilterte Abwasser wird über eine Rohrleitung dem 2,2 m<sup>3</sup> fassenden Denitrifikationsbehälter zugeführt und gelangt von dort über eine Verbindungsleitung in den Nitrifikationsbehälter. Dieser Behälter hat ein Volumen von 3,3 m<sup>3</sup> (Gesamtvolumen beider Behälter 5,5 m<sup>3</sup>).

Die Rezirkulation erfolgt über eine Kreiselpumpe (P-05). Dieser Rezirkulationsstrom kann mit einem magnetischen Durchflussmesser (M-03) von Hand eingestellt werden. Anhand der Kennlinie der Pumpe (P-05) und des Förderdrucks des Manometers (M-02) kann der Volumenstrom zusätzlich ermittelt werden. Für ausreichende Durchmischung des Denitrifikationsbehälters sorgt ein horizontal eingebautes Rührwerk (P-11).

Durch eine Kreiselpumpe (P-06, auch als Feedpumpe bezeichnet) wird das Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch über einen Durchflussmesser (M-01) den externen Rohrmodulen zugeführt. Diese sind als zwei 8"-Compact-Module mit einer Membranfläche von zusammen 30 m<sup>2</sup> im Anlagencontainer installiert worden. Das Spektrum des Permeatabzugs aus den zwei Modulen liegt nach Herstellerangaben zwischen 0,4 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup> und 1,2 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>. Das dort behandelte Abwasser wird mit einer Exzinterschneckenpumpe (P-07) abgesaugt und fließt zunächst in einen

Auffangbehälter (CIP-Behälter) und über dessen Überlauf zurück in den Verteilerschacht der Kläranlage.

Durch eine Kreiselpumpe (P-08) wird mit dem Permeat aus dem CIP-Behälter eine intervallweise Rückspülung der Membranmodule zur Deckschichtminimierung durchgeführt.

### 5.2.2 Messung, Steuerung und Regelung

Die Steuerung der Versuchsanlage erfolgt über ein Prozessleitsystem (PLS).

Über MIN- und MAX-Schaltpunkte des Nitrifikationsbehälters werden die beiden Zulaufpumpen (P-02, P-04) an- bzw. ausgeschaltet, um so das Niveau im Behälter in einem konstanten Betriebsbereich zu halten. In der Rezirkulationsleitung ist eine pH-Sonde mit integriertem Temperaturmesser (S-01) installiert. Zur Überwachung des Sauerstoffgehaltes wurde im Nitrifikationstank eine von außen zugängliche Sauerstoffsonde (S-02) eingebaut. Über einen Druckaufnehmer wird der Füllstand im Nitrifikationsbehälter gemessen.

Die Luftzufuhr der Biomasse des Nitrifikationsbehälters wird über 3 Rohrbelüfter, die einzeln mit Kugelhähnen zu- und abgeschaltet werden können, und ein Seitenkanalgebläse (G-01) realisiert. Zusätzlich wird mit dieser Belüftungseinheit der Crossflow-Betrieb der externen Rohrmodule ermöglicht. Die Luftmenge kann mittels eines Durchflussmessers (M-04 Schwebekörper) eingedrosselt werden.

Für die Permeatpumpe (P-07) kann eine Betriebs- und Stillstandszeit sowie eine Zykluszeit für die Rückspülung eingegeben werden. Die Stillstandszeit dient dem Abtrag von Feststoffen und der Regeneration der Membranen während des Filterungsvorganges.

Über eine Dosierpumpe (P-10) kann Fällmittel zur Phosphorelimination über die Rezirkulationsleitung in die Denitrifikationsstufe zugegeben werden.

Mit einem Kompressor (G-02) werden alle pneumatischen Steuerungsventile geschaltet. Zusätzlich sorgt dieser Kompressor für einen Druckluftstoß zur Reinigung der Membranen in den Rohrmodulen.

Folgende Messdaten der Versuchsanlage werden am PLS gespeichert und verarbeitet:

- ⇒ permeatseitiger Druck [bar],
- ⇒ Permeatstrom, Feedstrom und Rückspülstrom [ $L \cdot h^{-1}$ ],
- ⇒ Niveau des Nitrifikations- und des CIP-Behälter [%],

- ⇒ Sauerstoffgehalt im Nitrifikationsbehälter [ $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ],
- ⇒ pH-Wert und Temperatur in der Rezirkulationsleitung [-], [°C].

Die Betriebsweise der Membranfiltration kann auf drei Arten vorgenommen werden:

- ⇒ konstanter Saugdruck,
- ⇒ konstanter Permeatvolumenstrom oder
- ⇒ proportionaler Durchsatz zu einem externen Signal.

Bei der 1. Betriebsart wird der Saugdruck am Prozessleitsystem (PLS) vorgegeben. Per Druckaufnehmer wird der Saugdruck kontinuierlich überwacht. Über einen Regelkreis wird die Permeatpumpe (P3) mittels Frequenzumrichter stufenlos gesteuert.

Bei der 2. Betriebsart wird der Permeatvolumenstrom am PLS vorgegeben. Mit einem Durchflussmeßgerät (MID) wird der Volumenstrom kontinuierlich überwacht. Über einen Regelkreis wird die Permeatpumpe per Frequenzumrichter stufenlos gesteuert.

Bei der 3. Betriebsart wird der Permeatvolumenstrom proportional zu einem externen Steuerungssignal (bspw. dem Zulaufsignal der großtechnischen Zulaufmen genmessung) gefahren. Das Durchflussverhältnis kann am PLS vorgegeben werden.

Im Container können maximal drei Rohrmodule installiert werden. Durch Schwebekörperdurchflussmesser (M-05) kann der Permeatvolumenstrom der einzelnen Module abgelesen werden. Das Permeat wird in einer gemeinsamen Saugleitung zusammen geführt. Bei Reparatur- und Wartungsarbeiten kann die jeweilige Per meatleitung mit Hilfe eines Kugelhahnes geschlossen werden.

## 5.3 Erläuterungen zur Versuchsanlage (Grontmij)

### 5.3.1 Verfahrenskonzept

Die Anlage der Fa. Grontmij wurde am 08. Juni 2001 angeliefert und ging nach Abschluss der Aufbau- und Installationsarbeiten am 10. Juni 2001 in Betrieb. In der Nitrifikationsstufe des Belebungsbeckens der Anlage ist ein getauchtes Hohlfasermembranmodul der Fa. Mitsubishi integriert.

Die nachfolgenden Bilder zeigen ein Einzelement eines Hohlfasermembranmoduls (Abbildung 26) und das in Londorf eingesetzte Membranmodul im eingebauten Zustand in der halbtechnischen Versuchsanlage (Abbildung 27).



Abbildung 26: Einzelement eines Hohlfasermembranmoduls der Fa. Mitsubishi

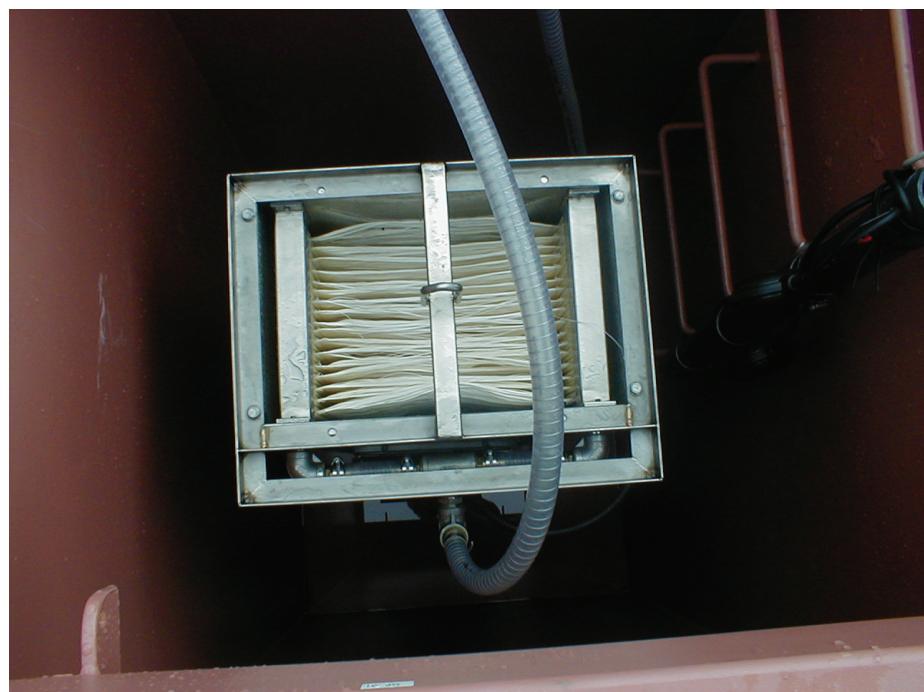


Abbildung 27: Einbausituation des Membranmoduls

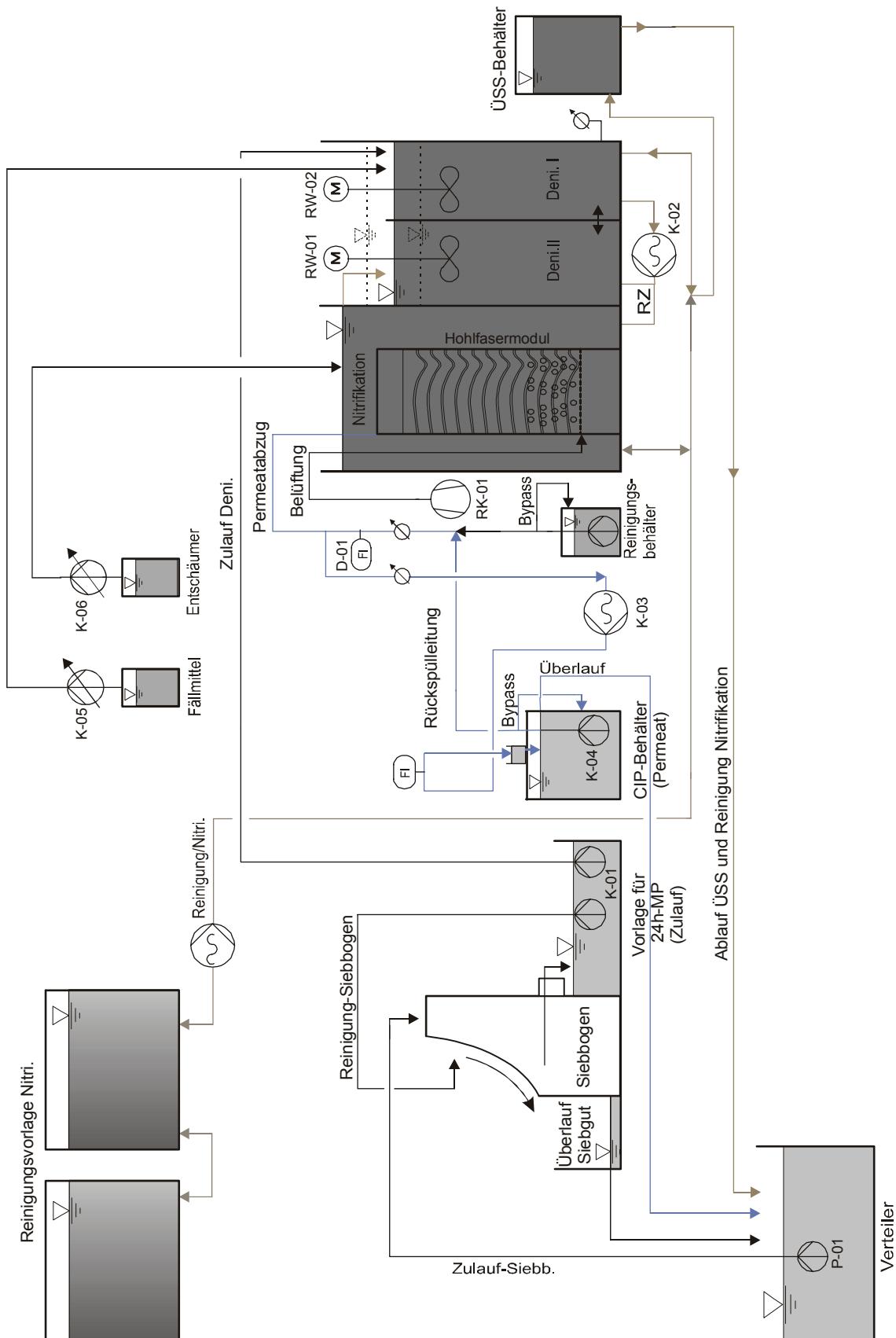


Abbildung 28: Fließbild der Membranversuchsanlage (Grontmij)

In Abbildung 28 ist das Fließbild der Versuchsanlage dargestellt (Erläuterungen siehe Tabelle 14). Die Versuchsanlage der Fa. Grontmij bezieht das Abwasser aus derselben Vorlage wie die Versuchsanlage der Fa. Wehrle. Mittels einer Kreiselpumpe (K-01) wird das Abwasser in den 2,5 m<sup>3</sup> fassenden Denitrifikationsbehälter der Anlage gefördert. Die Exzenterorschneckenpumpe (K-02) sorgt neben zwei Rührwerken (RW-01/02) für eine Durchmischung der Denitrifikation und zusätzlich für den Zulauf zum 2,2 m<sup>3</sup> großen Nitrifikationsbehälter. Das Volumenverhältnis dieser beiden Teilströme kann durch einen Kugelhahn eingestellt werden. Das Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch kann aus der Nitrifikationszone in das Denitrifikationsbecken überfließen.

Die Membranfilterfläche des Hohlfasermembranmoduls beträgt 25,5 m<sup>2</sup>. Die Membranen sind durch zwei Saugleitungen mit der Modulwand verbunden. Mittels eines Unterdrucks ca. 0,1 bar bis 0,5 bar wird das gereinigte Abwasser in einer Sammelleitung zusammengeführt und mit einer Exzenterorschneckenpumpe (K-03) abgesaugt. In der oben liegenden Sammelleitung wird der Permeatstrom in den CIP-Behälter der Anlage abgeleitet. Der Durchsatz soll nach Herstellerangaben nicht wesentlich über 10 L·m<sup>-2</sup>·h<sup>-1</sup> liegen.

Die Belüftung des Moduls erfolgt mit einem Ringkanalgebläse (RK-01). Der Lufteintrag der Membranen ist am unteren Fußpunkt des Moduls angebracht. Durch das turbulente Überströmen der parallel angeordneten Membranen werden diese in Schwingung versetzt, so dass durch Berührungskräfte ein mechanischer Deckenschichtabtrag erzielt wird.

Eine getauchte Kreiselpumpe (K-04), die im CIP-Behälter installiert ist, übernimmt das periodische Rückspülen der Kapillarmembranen von innen nach außen.

Der Überschusschlamm wird aus dem Nitrifikationsbehälter abgezogen und anschließend in ein Sammlerbecken der Großkläranlage abgeleitet.

### 5.3.2 Messung, Steuerung und Regelung

Die Membranversuchsanlage wird durch einen Mess- und Regelcomputer gesteuert, der alle Messdaten der Anlage verarbeitet, verwaltet und sie ggf. bei Fernabfrage per Modem weiterleitet.

Folgende Messwerte werden minütlich aufgezeichnet:

- ⇒ Permeatseitiger Druck [bar],
- ⇒ Permeatvolumenstrom [L·h<sup>-1</sup>],
- ⇒ Temperatur und O<sub>2</sub>-Gehalt in der Nitrifikation [°C], [mg·L<sup>-1</sup>],

- ⇒ pH-Wert in der Denitrifikation [-],
- ⇒ Wasserspiegelniveau in der Nitrifikation [m Ws].

Durch einen Niveaualaufnehmer in der Denitrifikation wird der Füllstand kontrolliert. Fällt das Niveau im Becken unter einen vorgegebenen Wert, wird der Pegel durch Einschalten der Zulaufpumpe (K-01) wieder erhöht, bis ein MAX-Wert erreicht ist und K-01 abschaltet. Des Weiteren sind im Denitrifikationsbehälter eine pH- und O<sub>2</sub>- Sonde installiert.

Die Belüftungsintensität kann durch den Kugelhahn (V-01) reguliert werden. In der Nitrifikationszone der Anlage kann maximal ein Hohlfasermembranmodul aufgestellt werden. In ihr sind zwei Niveauschalter angebracht. Einer steuert die Zirkulationspumpe (K-02) und der andere ist für die Schaltung der Filtrationspumpe (K-03) zuständig. Auch in der belüfteten Zone der Belebungsanlage ist eine O<sub>2</sub>- und Temperaturmessung installiert.

Der Permeatabzug wird mit einem induktiven Durchflussmesser (MID, D-01) gemessen. Das gereinigte Abwasser wird im CIP-Behälter gesammelt und fließt über einen Überlauf in die Großanlage zurück. Vor der Filtrationspumpe ist ein Druckaufnehmer platziert, der bei zu hohem Unterdruck die Pumpe abschaltet. Die Rückspül- und Filtrationsintervalle können am Mess- und Regelcomputer eingestellt werden. Im derzeitigen Anlagenbetrieb wird 600 s Permeat abgezogen, danach erfolgt eine 120 s Stillstandszeit. Nach jedem zehnten Intervall wird für die Zeit von 120 s mit 0,4 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup> zurückgespült.

Auch bei der Versuchsanlageanlage der Fa. Grontmij sind Dosierpumpen (K-05/06) zuschaltbar. Sie dienen der Entschäumung der Nitrifikation und dem Fällmitteleintrag in die Denitrifikation der Anlage.

## 5.4 Wartung

Siehe hierzu die Ausführungen in Kap. 4.2.3.

## 5.5 Betrieb der Versuchsanlagen

### 5.5.1 Allgemeines

Siehe hierzu die Ausführungen in Kap. 4.3.1.

## 5.5.2 Betriebsphasen

Im Rahmen der Untersuchungen wurden folgende Parameter variiert:

- ⇒ minimaler und maximaler Flux,
- ⇒ Filtrations- und Rückspül- bzw. Stillstandsintervalle,
- ⇒ Feedvolumenstrom,
- ⇒ Spezifischer Lufteintrag für die Modulbelüftung,
- ⇒ Methodik der Modulreinigung.

Als weiterer (aber unbeeinflusster) Freiheitsgrad ist die Temperatur im Belebungsbecken zu sehen. Hier gilt das besondere Interesse dem Filtrationsverhalten bei tiefen Temperaturen in den Wintermonaten.

Hinsichtlich der Betriebsphasenfestlegung wird auf die Ausführungen in Kap. 4.3.2 verwiesen.

## 5.5.3 Messprogramme

Analog zu den Erläuterungen in Kap. 4.3.3 inkl. der dort enthaltenen Tabellen 2, 3 und 4.

## 5.5.4 Leistungsfähigkeit

### 5.5.4.1 Allgemeines

Zu unterscheiden sind hier die biologische und die hydraulische Leistungsfähigkeit der Membranversuchsanlagen.

Das großtechnische Funktionieren einer Biologie kann zwar im vorhinein als gesichert angesehen werden, trotzdem wurde auch das biologische Reinigungsverhalten im Hinblick auf die zukünftig einzuhaltenden Überwachungswerte im halbtechnischen Maßstab untersucht. Die Membranfiltration sollte in einem biologischen Umfeld weitergehender Abwasserreinigung untersucht werden, welches dem späteren großtechnischen Umfeld entspricht.

## 5.5.4.2 Biologische Leistungsfähigkeit (Wehrle)

### 5.5.4.2.1 Zulaufverhältnisse

Die Zulaufverhältnisse im Untersuchungszeitraum bis Ende Februar 2002 sind Tabelle 15 zu entnehmen. Es fallen die ungünstigen  $C_{CSB}/C_{BSB}$ - und  $C_N/C_{BSB}$ -Verhältnisse auf. Dieser Umstand wird später noch bei der Beurteilung der Denitrifikation eine Rolle spielen.

Tabelle 15: Zulaufbelastung zur Versuchsanlage (Wehrle)

	Anzahl [-]	Min [mg·L <sup>-1</sup> ]	$\bar{x}$ [mg·L <sup>-1</sup> ], [-]	Vako <sup>*1)</sup> [%]	Median [mg·L <sup>-1</sup> ]	Max [mg·L <sup>-1</sup> ]
$C_{CSB}$	145	38	<b>233</b>	101	190	1.928
$C_{BSB}$	145	3	<b>69</b>	107	56	607
$X_{TS}$	148	7	<b>160</b>	119	125	1.582
$C_N$	146	8,1	<b>23,7</b>	39	24,8	48,3
$S_{NH4}$	146	1,5	<b>13,5</b>	52	13,8	29,7
$C_{orgN}$	146	2,2	<b>7,6</b>	43	7,6	19,9
$S_{NO3}$	146	0,15	<b>2,29</b>	41	2,06	5,03
$S_{NO2}$	146	0,08	<b>0,27</b>	48	0,25	1,03
$C_P$	124	0,78	<b>3,33</b>	43	3,50	6,54
$S_{PO4}$	131	0,53	<b>1,92</b>	43	1,97	3,74
<b>Parameterverhältnisse</b>						
$C_{CSB}/C_{BSB}$	143	1,91	<b>3,67</b>	29	3,41	8,40
$X_{TS}/C_{BSB}$	139	0,55	<b>2,54</b>	46	2,27	7,94
$C_N/C_{BSB}$	140	0,90	<b>2,72</b>	51	2,41	9,94
$C_{orgN}/C_{TKN}$	141	0,21	<b>0,38</b>	21	0,36	0,60

\*1): Variationskoeffizient

### 5.5.4.2.2 Aufbau der Trockensubstanz

Dargestellt ist in der Abbildung 29 der Trockensubstanzaufbau und –verlauf während der gesamten Untersuchungsdauer. Nach der Anlagenbefüllung mit Belebtschlamm aus der Großanlage lag der Trockensubstanzgehalt bereits bei ca. 4 kg·m<sup>-3</sup>, so dass der übliche Verlauf eines  $X_{TS,BB}$ -Aufbaus nicht gegeben war. Die Trockensubstanzkonzentration liegt im Bereich von ca. 4 kg·m<sup>-3</sup> bis 8 kg·m<sup>-3</sup>. Die Schwankungen begründen sich in stark schwankenden Zulaufverhältnissen im

Bereich der CSB- bzw. BSB<sub>5</sub>-Frachten und die daran zeitversetzt angepasste Entnahme an Überschussschlamm.

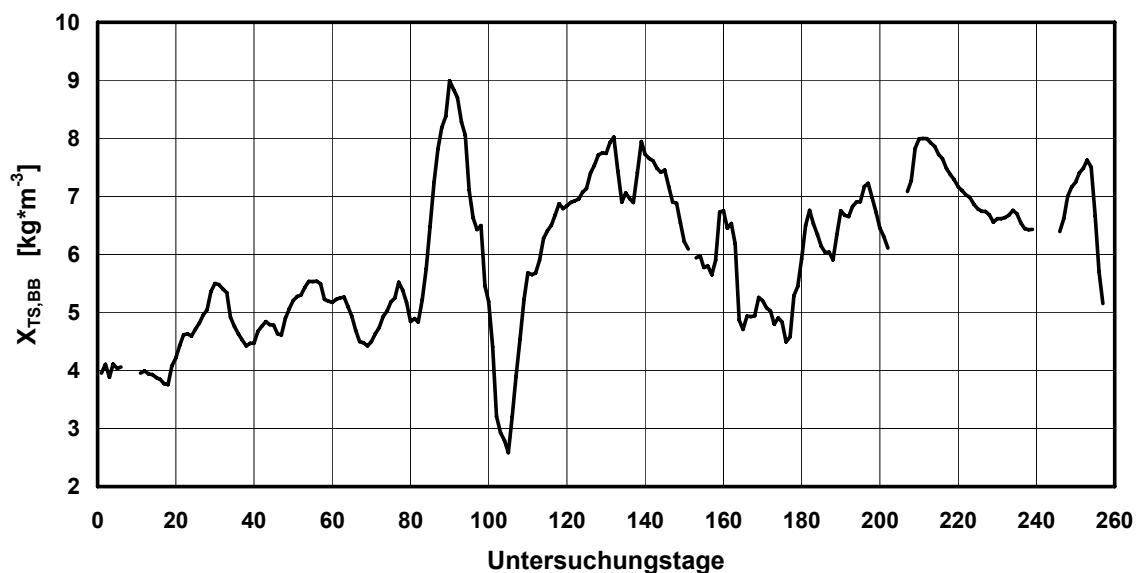


Abbildung 29: Trockensubstanzverlauf (Wehrle)

#### 5.5.4.2.3 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat

Der Rückhalt von Feststoffen war über den gesamten Versuchszeitraum vollständig. Im Permeat konnten in 90% der 24-Std.-Mischproben keine abfiltrierbaren Feststoffe oberhalb der analytischen Nachweisgrenze von  $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  nachgewiesen werden. Bei 96% der 24-Std.-Mischproben wurde eine Konzentration abfiltrierbarer Feststoffe unterhalb von  $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  festgestellt. Ursache für höhere Konzentrationen ( $> 2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ) sind entweder Probenahmefehler oder sich freisetzende Partikel aus den Rohrleitungen. Eine Beschädigung der Membranen konnte ausgeschlossen werden.

Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 30 dargestellt.

#### 5.5.4.2.4 Kohlenstoffelimination

Die aus 24-Std.-Mischproben ermittelten C<sub>CSB</sub>-Ablaufkonzentrationen im Permeat lagen im Mittel bei  $12,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ , bei einer maximalen Bandbreite von  $8,6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bis  $23,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . Die Werte variierten nur sehr geringfügig, wofür ein Variationskoeffizient von 17% spricht. Der Wirkungsgrad der C<sub>CSB</sub>-Elimination betrug im Mittel 91% bei einem Variationskoeffizienten von 6%.

Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 30 dargestellt.

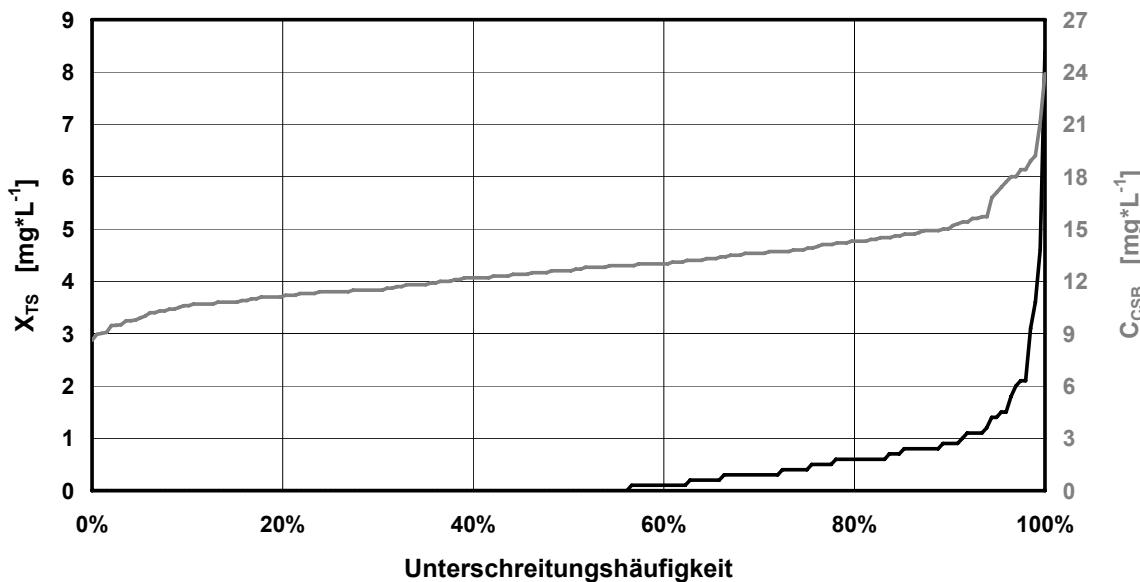


Abbildung 30: Unterschreitungshäufigkeiten  $X_{TS}$  und  $C_{CSB}$  im Permeat (Wehrle)

#### 5.5.4.2.5 Stickstoffelimination

Die Betrachtung der Stickstoffparameter erstreckt sich auf den Gesamtstickstoff im Zulauf ( $C_N$ ) sowie die überwachungsrelevanten Stickstofffraktionen ( $S_{NH4}$  und  $C_{anorgN}$ ) im Permeat.

Die  $C_N$ -Zulaufkonzentrationen lagen während der Versuchsphase zwischen 8  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  und 48  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  bei einem Mittelwert von 26,5  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ . Es konnte über den gesamten Versuchszeitraum eine vollständige Nitrifikation und eine ca. 30%ige Elimination der  $C_{anorgN}$ -Frachten festgestellt werden. Abbildung 31 zeigt die Unterschreitungshäufigkeiten für die genannten Ablaufparameter.

Die unzureichende Denitrifikation ist auf die ungünstigen  $C_{CSB}/C_{BSB}$ - und  $C_N/C_{BSB}$ -Verhältnisse im Zulauf zur Versuchsanlage zurückzuführen. Ein wesentlicher Einfluß auf die hohe BSB-Reduktion ist vermutlich der halbtechnisch betriebenen Vorreinigungsstufe inkl. der nachfolgenden Vorlage, in der weitere Absetzungsvorgänge betrieblich nicht ausgeschlossen werden konnten, zuzuordnen. Im Rahmen einer großtechnischen Umsetzung wird die Vorreinigungsstufe unter dem Aspekt einer möglichst geringen BSB-Elimination zur Gewährleistung der nachfolgenden Denitrifikationsstufe zu konzipieren sein. Möglicherweise wird auch eine externe Kohlenstoffdosierung vorzuhalten sein.

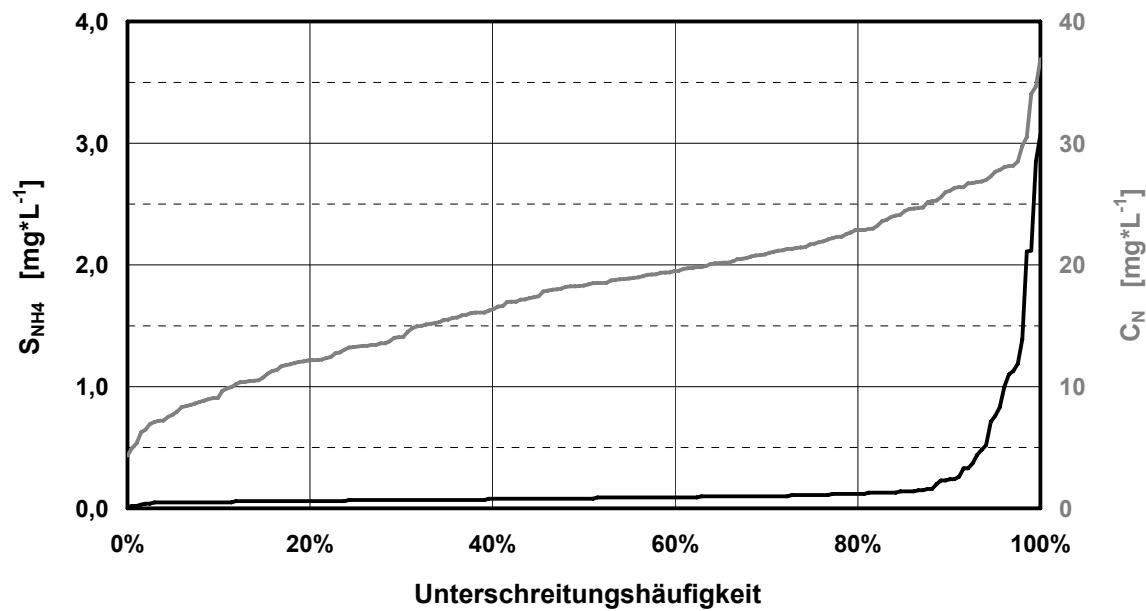


Abbildung 31: Unterschreitungshäufigkeiten  $S_{NH4}$  und  $C_N$  im Permeat (Wehrle)

#### 5.5.4.2.6 Phosphatelimination

Abbildung 32 zeigt die Unterschreitungshäufigkeit für den Ablaufparameter  $C_P$ .

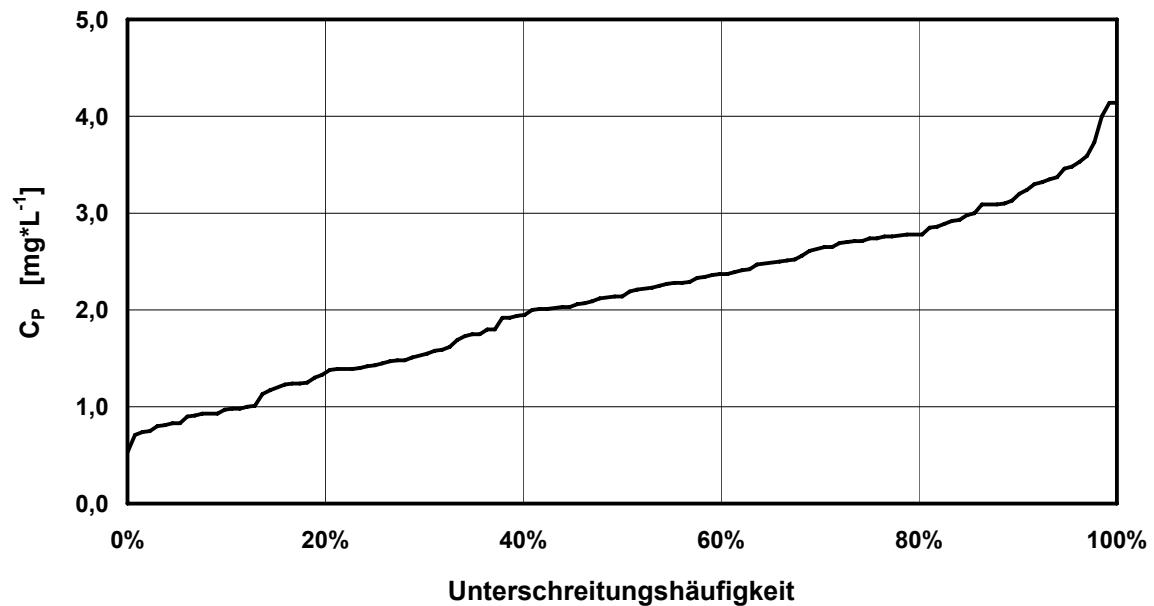


Abbildung 32: Unterschreitungshäufigkeit  $C_P$  im Permeat (Wehrle)

Eine gezielte, vermehrte biologische oder chemische Phosphatelimination wurde nicht betrieben. Gleichwohl hat sich die Gemeinde Rabenau in Eigeninitiative zur Einhaltung einer Phosphorablaufkonzentration von  $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bei der zuständigen Überwachungsbehörde verpflichtet.

Die Zulaufkonzentrationen lagen während der Versuchsphase zwischen  $0,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  und  $6,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bei einem Mittelwert von  $3,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . Dabei konnte eine 35%ige Reduzierung der  $\text{C}_\text{P}$ -Fracht festgestellt werden.

#### 5.5.4.2.7 Mikrobiologie

Allgemeine Erläuterungen in Kap. 4.3.4.2.3.9.

Obwohl der Rückhalt von Bakterien und Viren immissionsseitig nicht gefordert wird, wurden stichprobenartig Bakterienanalysen von *Escherichia coli* (Leitkeim für fäkale Kontaminationen), *Fäkalstreptokokken* und *Salmonellen* durchgeführt. Die statistischen Ergebnisse enthält Tabelle 16.

*Tabelle 16: Bakterienanalysen im Permeat (Wehrle)*

	<b>Escherichia coli</b>	<b>Fäkalstreptokokken</b>	<b>Salmonellen</b>
<b>Anzahl</b>	10	10	10
<b>Min/Max</b>	0/30	0/140	0/0
<b>Ø</b>	5,6	24,5	0
<b>85%</b>	8,0	20,7	0

Der Anteil an Viren im Permeat wurde nicht untersucht. Forschungserkenntnisse belegen jedoch, dass Viren überwiegend an Feststoffen adsorbiert vorliegen und eine vollständige Abtrennung der Feststoffe mit einer sehr guten Elimination der Viren einhergeht.

#### 5.5.4.3 Biologische Leistungsfähigkeit (Grontmij)

##### 5.5.4.3.1 Zulaufverhältnisse

Die Zulaufverhältnisse im Untersuchungszeitraum bis Ende März 2002 sind Tabelle 17 zu entnehmen. Es fallen die ungünstigen  $\text{C}_{\text{CSB}}/\text{C}_{\text{BSB}}$ - und  $\text{C}_\text{N}/\text{C}_{\text{BSB}}$ -Verhältnisse auf. Dieser Umstand wird später noch bei der Beurteilung der Denitrifikation eine Rolle spielen.

Tabelle 17: Zulaufbelastung zur Versuchsanlage (Grontmij)

	<b>Anzahl</b>	<b>Min</b>	<b>Ø</b>	<b>Vako<sup>*1)</sup></b>	<b>Median</b>	<b>Max</b>
	[·]	[mg·L <sup>-1</sup> ]	[mg·L <sup>-1</sup> ], [·]	[%]	[mg·L <sup>-1</sup> ]	[mg·L <sup>-1</sup> ]
<b>C<sub>CSB</sub></b>	251	38	<b>215</b>	95	176	1.633
<b>C<sub>BSB</sub></b>	247	10	<b>66</b>	87	55	399
<b>X<sub>TS</sub></b>	243	7	<b>140</b>	154	95	1.978
<b>C<sub>N</sub></b>	252	8,0	<b>24,3</b>	35	25,1	45,3
<b>S<sub>NH4</sub></b>	252	1,6	<b>14,4</b>	48	14,9	36,0
<b>C<sub>orgN</sub></b>	252	2,4	<b>7,6</b>	37	7,3	17,3
<b>S<sub>NO3</sub></b>	241	0,18	<b>2,23</b>	44	2,12	4,74
<b>S<sub>NO2</sub></b>	251	0,03	<b>0,28</b>	46	0,26	0,84
<b>C<sub>P</sub></b>	170	0,81	<b>2,92</b>	43	2,90	6,17
<b>S<sub>PO4</sub></b>	176	0,50	<b>1,76</b>	45	1,71	3,58
<b>Parameterverhältnisse</b>						
<b>C<sub>CSB</sub>/C<sub>BSB</sub></b>	242	1,88	<b>3,32</b>	21	3,19	7,00
<b>X<sub>TS</sub>/C<sub>BSB</sub></b>	229	0,44	<b>2,04</b>	47	1,80	5,43
<b>C<sub>N</sub>/C<sub>BSB</sub></b>	241	0,80	<b>2,69</b>	43	2,50	9,55
<b>C<sub>orgN</sub>/C<sub>TKN</sub></b>	243	0,19	<b>0,36</b>	22	0,35	0,61

\*1): Variationskoeffizient

#### 5.5.4.3.2 Aufbau der Trockensubstanz

Dargestellt ist in der Abbildung 33 der Trockensubstanzaufbau und –verlauf während der gesamten Untersuchungsdauer. Nach der Anlagenbefüllung mit Belebtschlamm aus der Großanlage lag der Trockensubstanzgehalt bereits bei ca. 5 kg·m<sup>-3</sup>, so dass der übliche Verlauf eines X<sub>TS,BB</sub>-Aufbaus nicht gegeben war. Die Trockensubstanzkonzentration liegt mehrheitlich im Bereich von 4 kg·m<sup>-3</sup> bis 8 kg·m<sup>-3</sup>. Die Schwankungen begründen sich in stark schwankenden Zulaufverhältnissen im Bereich der CSB- bzw. BSB<sub>5</sub>-Frachten und die daran zeitversetzt angepasste Entnahme an Überschussschlamm.

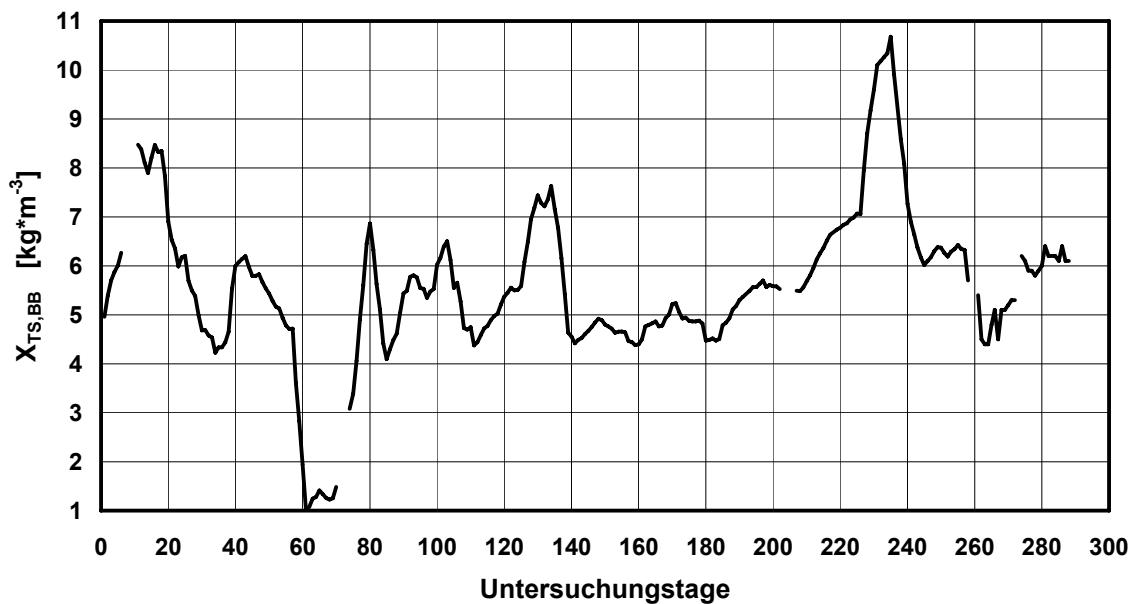


Abbildung 33: Trockensubstanzverlauf (Grontmij)

#### 5.5.4.3.3 Abfiltrierbare Stoffe im Permeat

Der Rückhalt von Feststoffen war über den gesamten Versuchszeitraum vollständig. Im Permeat konnten in 90% der 24-Std.-Mischproben keine abfiltrierbaren Feststoffe oberhalb der analytischen Nachweigrenze von  $1 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  nachgewiesen werden. Bei 98% der 24-Std.-Mischproben wurde eine Konzentration abfiltrierbarer Feststoffe unterhalb von  $2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  festgestellt. Ursache für höhere Konzentrationen ( $> 2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ) sind entweder Probenahmefehler oder sich freisetzende Partikel aus den Rohrleitungen. Eine Beschädigung der Membranen konnte ausgeschlossen werden.

Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 34 dargestellt.

#### 5.5.4.3.4 Kohlenstoffelimination

Die aus 24-Std.-Mischproben ermittelten  $C_{CSB}$ -Ablaufkonzentrationen im Permeat lagen im Mittel bei  $13,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , bei einer maximalen Bandbreite von 7,3 bis  $37,8 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ . Die Werte variierten geringfügig, wofür ein Variationskoeffizient von 32% spricht. Der Wirkungsgrad der  $C_{CSB}$ -Elimination betrug im Mittel 91% bei einem Variationskoeffizient von 6%.

Die Unterschreitungshäufigkeit für den Betrachtungszeitraum ist in Abbildung 34 dargestellt.

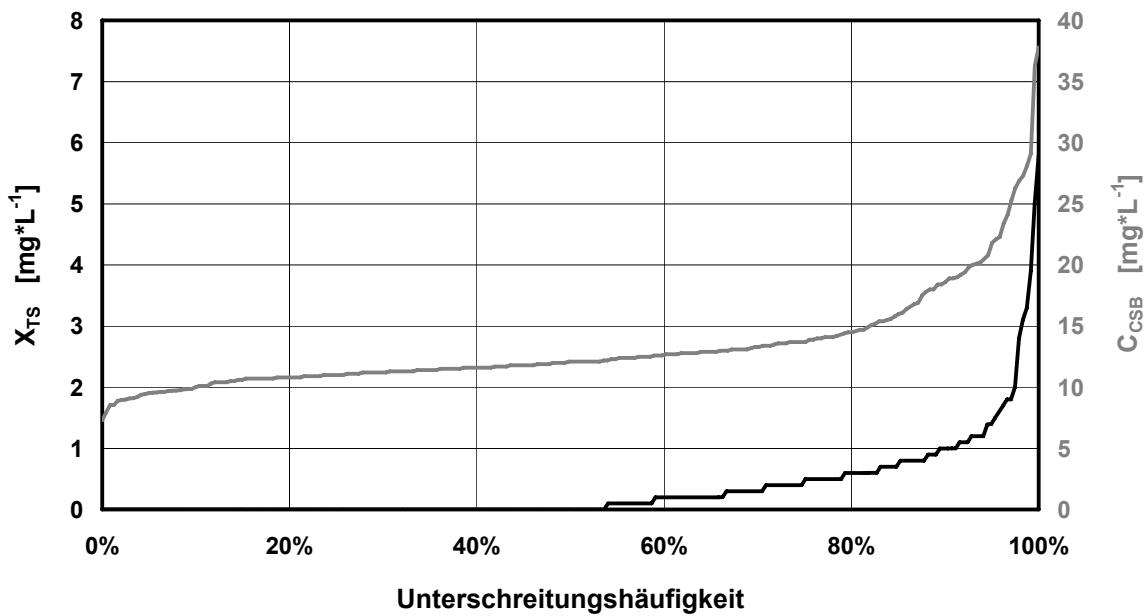


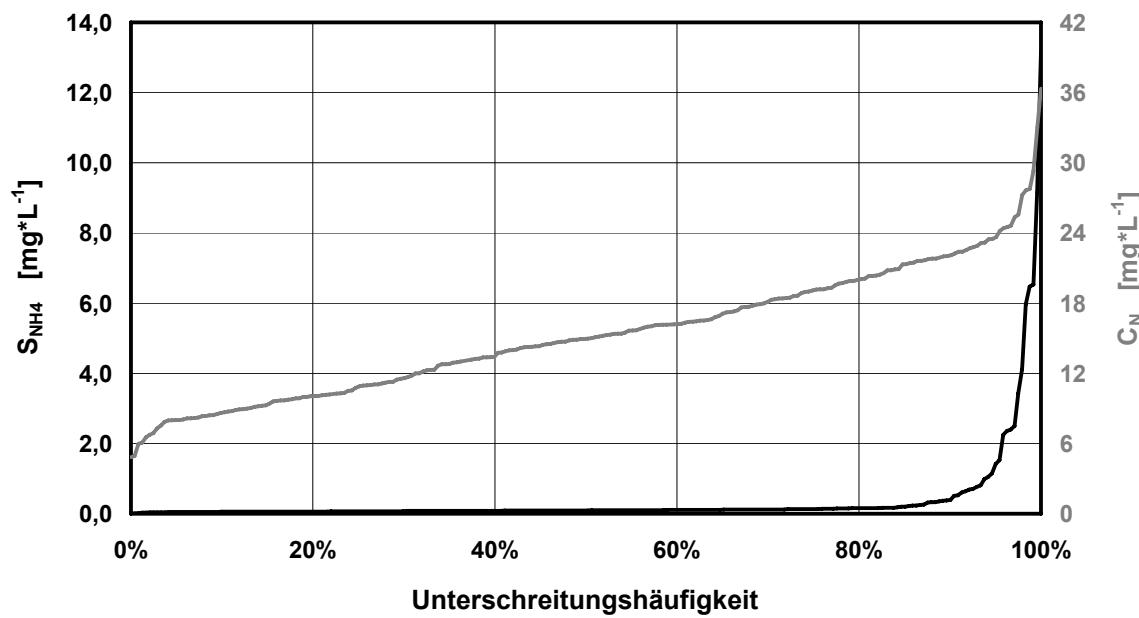
Abbildung 34: Unterschreitungshäufigkeiten  $X_{TS}$  und  $C_{CSB}$  im Permeat (Grontmij)

#### 5.5.4.3.5 Stickstoffelimination

Die Betrachtung der Stickstoffparameter erstreckt sich auf den Gesamtstickstoff im Zulauf ( $C_N$ ) sowie die überwachungsrelevanten Stickstofffraktionen ( $S_{NH4}$  und  $C_{anorgN}$ ) im Permeat. Abbildung 35 zeigt den Verlauf über den Untersuchungszeitraum.

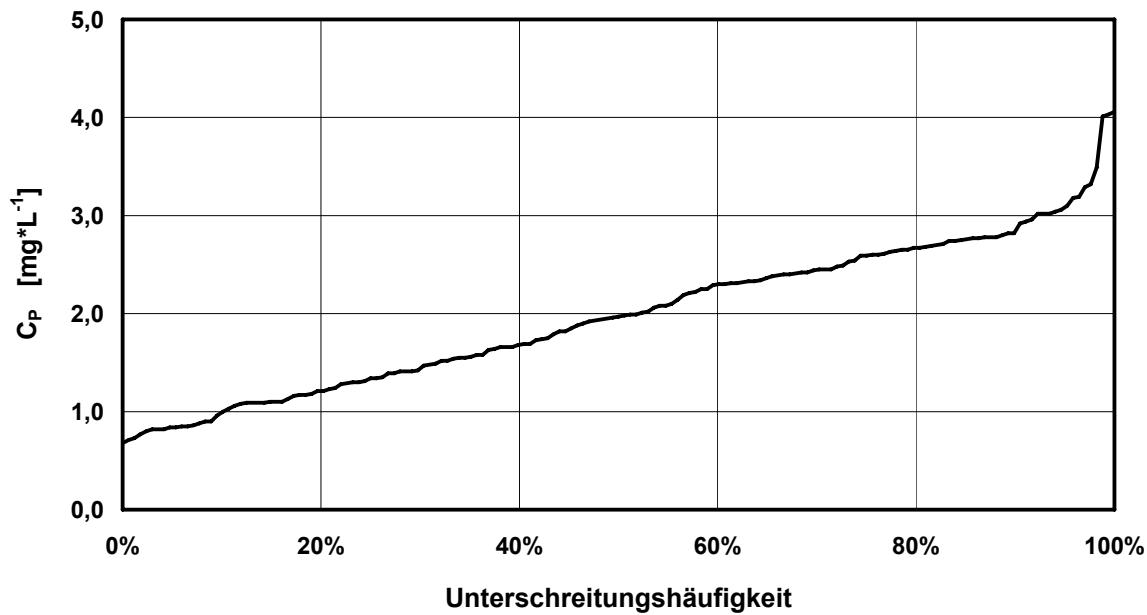
Es konnte eine vollständige Nitrifikation und eine ca. 35%ige Elimination der  $C_{anorgN}$ -Frachten festgestellt werden.

Die unzureichende Denitrifikation ist auf die ungünstigen  $C_{CSB}/C_{BSB}$ - und  $C_N/C_{BSB}$ -Verhältnisse im Zulauf zur Versuchsanlage zurückzuführen. Ein wesentlicher Einfluß auf die hohe  $C_{BSB}$ -Reduktion ist vermutlich der halbtechnisch betriebenen Vorreinigungsstufe inkl. der nachfolgenden Vorlage, in der weitere Absetzvorgänge betrieblich nicht ausgeschlossen werden konnten, zuzuordnen. Im Rahmen einer großtechnischen Umsetzung wird die Vorreinigungsstufe unter dem Aspekt einer möglichst geringen  $C_{BSB}$ -Elimination zur Gewährleistung der nachfolgenden Denitrifikationsstufe zu konzipieren sein. Möglicherweise wird auch eine externe Kohlenstoffdosierung vorzuhalten sein.

Abbildung 35: Unterschreitungshäufigkeiten  $S_{NH4}$  und  $C_N$  im Permeat (Grontmij)

#### 5.5.4.3.6 Phosphatelimination

Abbildung 36 zeigt die Unterschreitungshäufigkeit für den Ablaufparameter  $C_P$ .

Abbildung 36: Unterschreitungshäufigkeit  $C_P$  im Permeat (Grontmij)

Eine gezielte, vermehrte biologische oder chemische Phosphatelimination wurde nicht betrieben. Gleichwohl hat sich die Gemeinde Rabenau in Eigeninitiative zur

Einhaltung einer Phosphorablaufkonzentration von  $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bei der zuständigen Überwachungsbehörde verpflichtet.

Die Zulaufkonzentrationen lagen während der Versuchsphase zwischen  $0,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  und  $6,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  bei einem Mittelwert von  $3,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . Dabei konnte eine 30%-ige Reduzierung der  $C_P$ -Fracht festgestellt werden.

#### 5.5.4.3.7 Mikrobiologie

Allgemeine Erläuterungen in Kap. 4.3.4.2.3.9.

Obwohl der Rückhalt von Bakterien und Viren immissionsseitig nicht gefordert wird, wurden stichprobenartig Bakterienanalysen von *Escherichia coli* (Leitkeim für fäkale Kontaminationen), *Fäkalstreptokokken* und *Salmonellen* durchgeführt. Die statistischen Ergebnisse enthält Tabelle 18.

Tabelle 18: Bakterienanalysen im Permeat (Grontmij)

	<b>Escherichia coli</b>	<b>Fäkalstreptokokken</b>	<b>Salmonellen</b>
<b>Anzahl</b>	11	11	11
<b>Min/Max</b>	0/16	0/160	0/0
<b>Ø</b>	2,7	20,5	0
<b>85%</b>	5,0	16,5	0

Der Anteil an Viren im Permeat wurde nicht untersucht. Forschungserkenntnisse belegen jedoch, nach denen Viren überwiegend an Feststoffen adsorbiert vorliegen und eine vollständige Abtrennung der Feststoffe mit einer sehr guten Elimination der Viren einhergeht.

#### 5.5.4.4 Hydraulische Leistungsfähigkeit (Wehrle)

##### 5.5.4.4.1 Allgemeines zur Ermittlung des Transmembrandrucks $\Delta p_{TM}$

Die folgende Abbildung 37 zeigt eine Schemaskizze des Rohrmoduls.

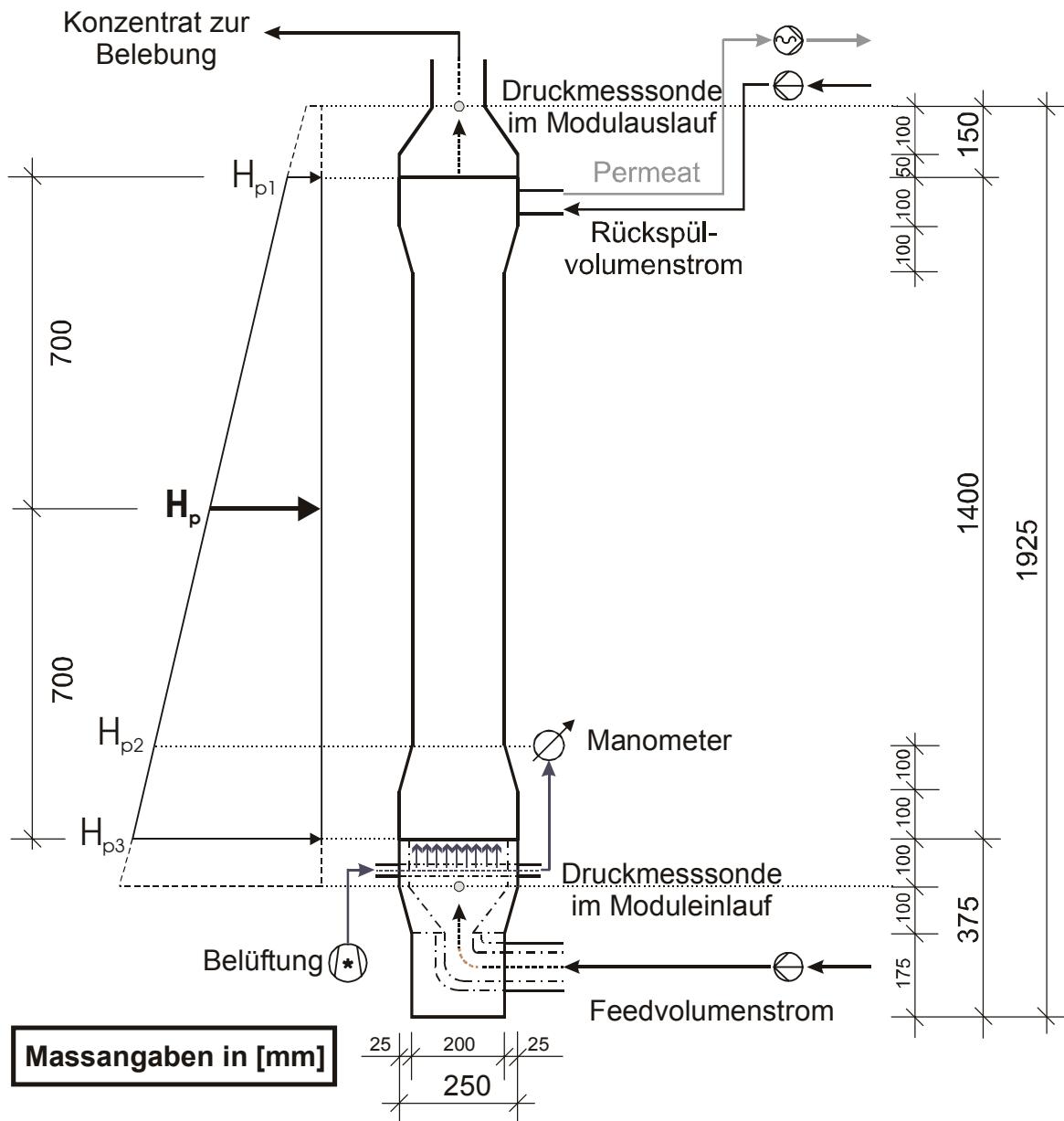


Abbildung 37: Skizze Rohrmodul der Fa. Wehrle

Hinsichtlich der Ermittlung des Transmembrandrucks machte die Fa. Wehrle zur Berechnung des Druckverlustes im Rohrmodul folgende Angaben:

- ⇒ Bei einem Feedvolumenstrom von  $51,8 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  entspricht die Strömungsgeschwindigkeit im Rohrmodul  $1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ,
  - ⇒ Druckverlust bei laminarer Strömung:  $\Delta p = \frac{1,2 \cdot l \cdot v}{100} \text{ [bar]}$ ,
  - ⇒ Druckverlust bei turbulenter Strömung:  $\Delta p = \frac{3,6 \cdot l \cdot v}{100} \text{ [bar]}$

mit:

$v = \text{Strömungsgeschwindigkeit } [m \cdot s^{-1}]$

$l = \text{Membranlänge } [m], \text{ hier: } 1,40 \text{ m}$

Diese Gleichungen sind in der einschlägigen Literatur nicht verzeichnet, sondern wurden nach Angaben des Herstellers in labortechnischen Versuchsreihen ermittelt.

Maßgebend für die Klassifizierung des Strömungszustandes ist die Reynoldszahl.

$$\textcircled{D} \quad Re = \frac{v \cdot d}{\nu} \quad [-]$$

mit:

$v = \text{Strömungsgeschwindigkeit } [m \cdot s^{-1}]$

$d = \text{Rohrdurchmesser } [m]$

$\nu = \text{kinematische Viskosität } [m^2 \cdot s^{-1}]$

Die Reynoldszahl bei einem Feedvolumenstrom von  $50 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  beträgt 2.980. Dies ergab sich auf der Grundlage von Viskositätsmessungen, die während des Untersuchungsprogramms durchgeführt wurden. Da  $Re > Re_{\text{krit}} (= 2.320)$ , ist der Strömungszustand unter solchen Verhältnissen turbulent. Um eine laminare Strömung zu erreichen, ist ein Feedvolumenstrom  $< 39 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  erforderlich. Der Transmembrandruck  $\Delta p_{TM}$  wird aus dem Mittel von Feedeingangs- und Feedausgangsdruck ( $p_{zu}, p_{ab}$ ) abzüglich des permeatseitigen Druckes ( $p_p$ ) gebildet.

$$\textcircled{D} \quad \Delta p_{TM} = \frac{p_{zu} - p_{ab}}{2} - p_p \quad [\text{bar}]$$

#### 5.5.4.4.2 Ergebnisse zur hydraulischen Leistungsfähigkeit

Die Betriebsspezifikation der Fa. Wehrle hinsichtlich der Betriebsparameter als Grundlage für die Struktur der Betriebsphasen sind in Tabelle 19 zusammengestellt.

Tabelle 19: Betriebsspezifikationen der Fa. Wehrle

Parameter		Empfehlung
Filtrationsdauer	[s]	< 900
Rückspüldauer	[s]	5 - 25
Rückspülvolumen	[m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	3 - 7
permeatseitiger Unterdruck	[mbar]	≤ 100
Strömungsgeschwindigkeit	[m·s <sup>-1</sup> ]	0,2 - 0,7
Luftmenge Modulbelüftung	[m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	5 - 15

Der Anlagenbetrieb lässt sich grob in zwei Phasen unterteilen, die in Tabelle 20 beschrieben sind:

Tabelle 20: Abfolge der Betriebseinstellungen (Wehrle)

Phase	Zeitraum	Membran-	Flux	Modulreinigung
		fläche [m <sup>2</sup> ]	[L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	
1	13.06.2001 – 29.10.2001 (6. - 147. Untersuchungstag)	30	7,5 - 24	chemische Reinigung (21.08.; 76. Untersuchungstag)
2	22.11.2001 - 26.03.2002 (168. - 265. Untersuchungstag)	15	25 - 48	chemische Reinigung (24.01.; 231. Untersuchungstag)

Die Zyklusaufteilung betrug während des gesamten Versuchsbetriebes 300 s Filtrations- und 15 s Rückspüldauer und wurde nicht geändert.

Weiterhin wurde frühzeitig während der Versuchsdurchführung eine Wasseruhr im Ablauf der Versuchsanlage installiert, um auf diese Weise direkt den Flux<sub>NETTO</sub> bestimmen zu können. Es zeigte sich bei der detaillierten Datenanalyse, dass die Rückspülmenge in einem gewissen Spektrum schwankt und der Ansatz einer in jedem Zyklus konstanten Rückspülmenge mit einem Fehler von ca. 15% bis 20% behaftet ist. Deswegen wurde etwa ab dem 25. Untersuchungstag zu Kontrollzwecken eine Flux<sub>NETTO</sub>-Ermittlung mit den Daten der Wasseruhr vorgenommen. Abbildung 38 zeigt die hydraulische Leistungsfähigkeit in der Betriebsphase 1.

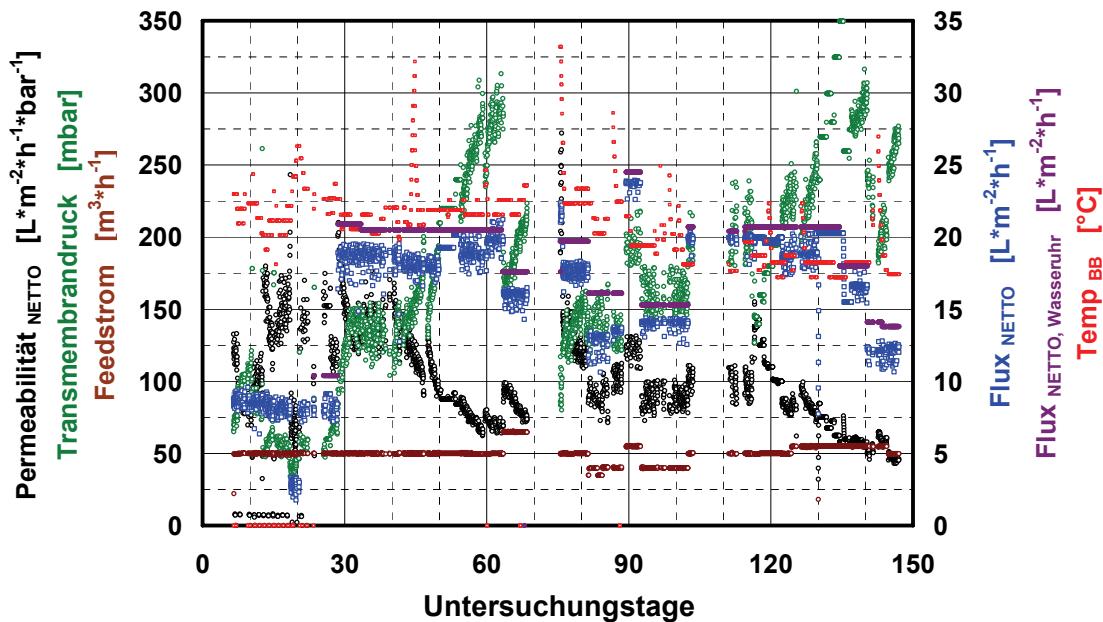


Abbildung 38: *Hydraulische Leistungsfähigkeit (Wehrle; Juni bis Oktober 2002)*

Es ist erkennbar, dass der Flux bei Ansatz einer konstanten Rückspülmenge (blaue Kurve) durchgehend unterschätzt wird, weil die tatsächliche Rückspülmenge pro Zyklus um ca. 15% bis 20% gegenüber dem Vorgabewert vermindert ist.

Aufgrund der Tatsache, dass die Auswirkungen von Reinigungsmodalitäten und Änderungen von Fluxraten oder Feedströmen auf den Transmembrandruck und die Permeabilität nicht exakt voneinander zu trennen sind, werden diese Aspekte im weiteren auch zusammen diskutiert.

Da es sich bei den hier dargestellten Versuchen um eine konkrete einzelfallbezogene Machbarkeitsuntersuchung handelt und im folgenden Leistungsbilder während unterschiedlicher klimatischer Verhältnisse abgebildet werden, erscheint eine generelle Abstrahierung der Daten durch eine temperaturabhängige Normierung (GÜNDER 1999) von Flüssen und Permeabilitäten nicht zielführend. Diese Überlegung findet im Weiteren dann Anwendung, wenn abschließend die Leistungsfähigkeit zu unterschiedlichen Versuchszeitpunkten verglichen wird.

Der Betrieb der Versuchsanlage war durch technisch bedingte Störfälle häufig unterbrochen, so dass ein störungsfreier Dauerbetrieb über einen längeren Zeitraum als 10 Tage in dieser ersten Betriebsphase bis zum 148. Untersuchungstag nicht erreicht werden konnte.

In der Betriebsphase 1 wurden der Permeatabzug ( $7,5 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  bis  $24 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ ) und der Feedvolumenstrom ( $40 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  bis  $65 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ ) variiert.

Die Anlage wurde mit einem Flux von  $10 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  angefahren und dieser nach 20 Betriebstagen auf  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  erhöht. Dabei bewegte sich der errechnete Transmembrandruck in einem Spektrum von 100 mbar bis 160 mbar. Ab dem 40. Untersuchungstag ist der rapide Anstieg des Transmembrandrucks auf über 300 mbar erkennbar. Auch eine Reduzierung des Fluxes auf  $17 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bei gleichzeitiger Erhöhung des Feedvolumenstromes von  $50 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  auf  $65 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  führte lediglich zu einer spontanen Reduzierung des Transmembrandrucks, die sich aber kurzfristig zurückentwickelt. Der Transmembrandruck steigt binnen weniger Tage von 160 mbar auf 230 mbar. Die zugehörigen Permeabilitäten lagen dabei unterhalb von  $100 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ . Zu diesem Zeitpunkt (76. Untersuchungstag) wurde eine chemische Reinigung vorgenommen, die nach Angaben der Fa. Wehrle auch alle zwei bis drei Monate erforderlich ist. Auf die Details der Reinigung wird am Ende dieses Kapitels noch eingegangen.

Die Abbildung 38 zeigt, dass durch die Reinigung ein Ausgangszustand (Flux:  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ , Transmembrandruck: 130 mbar, Permeabilität:  $140 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ ) wie am 30. Untersuchungstag wiederhergestellt werden konnte. Innerhalb der nächsten zwei Monate erhöht sich der Transmembrandruck bei unterschiedlichen Fluxraten von  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  wiederum auf über 300 mbar. Die Permeabilität fällt auf unter  $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  ab. Ein befriedigender Dauerbetrieb konnte während der Betriebsphase 1 insgesamt nicht erreicht werden.

Es wurde eine erneute chemische Reinigung vorgenommen. Dabei konnte festgestellt werden, dass zahlreiche Hohlfasern innerhalb des Rohrmoduls mit Belebtschlamm verstopft und nicht mehr filtrationsaktiv waren (Abbildung 39).



Abbildung 39: verstopftes Rohrmodul vor chemischer Reinigung

Die Hohlfasern mussten einzeln mechanisch gereinigt und anschließend mit Trinkwasser gespült werden, bevor eine chemische Reinigung durchgeführt werden konnte.

Als Ursache wurde eine zu geringe Strömungsgeschwindigkeit durch den Feedvolumenstrom angesehen. Diese lag während der Betriebsphase 1 bei ca.  $0,5 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ . Daher wurde in der Betriebsphase 2, die nach diversen Umbauarbeiten und einer anschließenden chemischen Reinigung am 168. Untersuchungstag begann, nur noch ein Rohrmodul bei gleich bleibendem Feedvolumenstrom betrieben. Bei halbiertter Filtrationsfläche ( $15 \text{ m}^2$  gegenüber  $30 \text{ m}^2$ ) verdoppelt sich daher die Geschwindigkeit des Feedstromes und betrug somit in der 2. Betriebsphase ca.  $0,9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  bis  $1,0 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ . Die Anlage wurde insofern außerhalb der Firmenspezifikation (siehe Tabelle 19) betrieben.

Die Fluxraten wurden gegenüber der Betriebsphase 1 annähernd verdoppelt, um dadurch mengenmäßig vergleichbare Durchsatzraten durch die Anlage zu erhalten. Sie schwankten zwischen  $25 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  und  $48 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ .

Abbildung 40 zeigt die hydraulische Leistungsfähigkeit in der Betriebsphase 2.

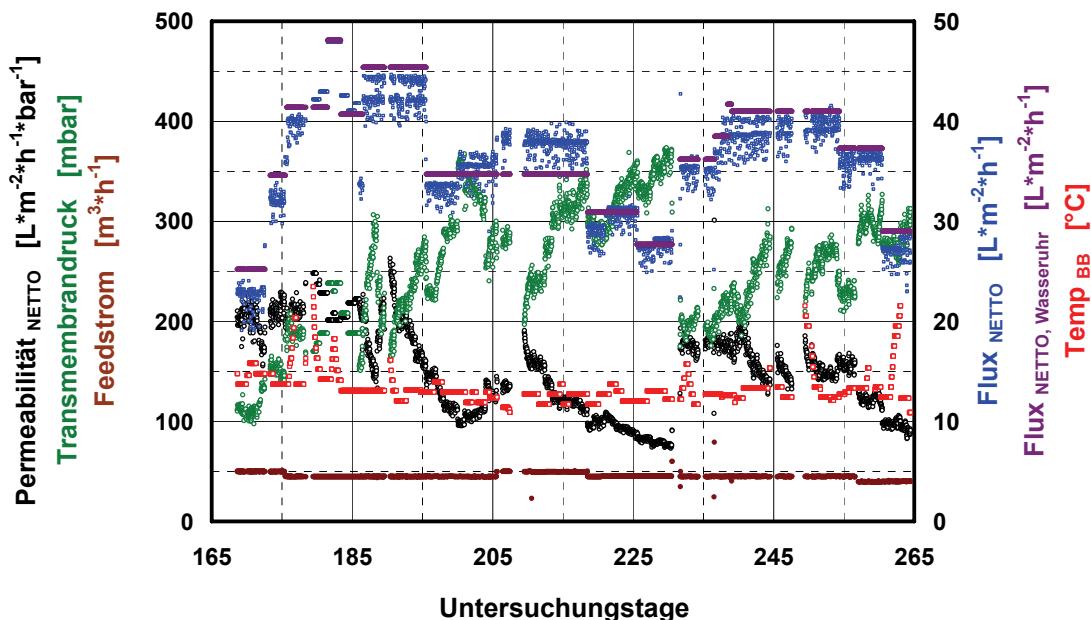


Abbildung 40: *Hydraulische Leistungsfähigkeit (Wehrle; November 2001 bis Februar 2002)*

Aufgrund der unterschiedlichen Fluxraten zu Beginn der Betriebsphase 1 und der Betriebsphase 2 sind die Ausgangszustände nicht direkt zu vergleichen. Es ist jedoch bei einem Flux von  $25 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  und einem Anfangstransmembrandruck von unter 120 mbar über die Dauer von drei Tagen zu Beginn der Betriebsphase 2 zu

vermuten, dass die Memranfläche durch die chemische Reinigung und die lange Stillstandszeit zwischen den Betriebsphasen annähernd vollständig regenerieren konnte.

Die Betriebsphase 2 ist nur noch von wenigen Betriebsunterbrechungen gekennzeichnet, so dass in dieser zweiten Betriebsphase ein störungsfreier Dauerbetrieb über einen Zeitraum von immerhin 20 Tagen erreicht werden konnte. In der Betriebsphase 2 wurden Permeatabzug ( $25 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  bis  $48 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ ) und Feedvolumenstrom ( $40 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  bis  $50 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ ) variiert. Nach der chemischen Reinigung am 231. Untersuchungstag wurde zudem der Rückspülvolumenstrom von bis dahin  $8 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  auf  $6 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  reduziert.

Es konnte jedoch zu keinem Zeitpunkt ein länger anhaltender Gleichgewichtszustand erreicht werden. Der Transmembrandruck entwickelte sich in der ersten Hälfte der zweiten Betriebsphase kontinuierlich von 100 mbar auf 380 mbar. Die Erholung der hydraulischen Leistungsfähigkeit zwischen dem 207. und 209. Untersuchungstag resultierte aus dem Abschalten der Versuchsanlage über den Jahreswechsel 2001/2002. Die zugehörigen Permeabilitäten lagen bei zeitweise  $250 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$  und nach dem 220. Untersuchungstag unter  $100 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$ . Zu diesem Zeitpunkt (231. Untersuchungstag) wurde eine chemische Reinigung vorgenommen, durch die jedoch der Ausgangszustand des 170. Untersuchungstages nicht vollständig erreicht werden konnte. Dies liegt vermutlich an der fehlenden Ruhezeit von ca. 20 Tagen, die die Membran unplanmäßig zwischen den Betriebsphasen hatte. Auf die Details der Reinigung wird am Ende dieses Kapitels noch eingegangen.

Die hydraulische Leistungsfähigkeit entwickelte sich nach der chemischen Reinigung ähnlich wie zu Beginn der zweiten Betriebsphase. Der Betrieb musste am 245. und 248. Untersuchungstag unterbrochen werden, wodurch sich die kurzzeitigen Regenerationen der Leistungsfähigkeit erklären. Der Transmembrandruck steigt jedoch direkt nach erfolgter Wiederinbetriebnahme innerhalb weniger Tage von 200 mbar auf 300 mbar an.

Gleichzeitig ist der Einfluss des Feedvolumenstromes zu erkennen, der ab dem 257. Untersuchungstag auf  $40 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  reduziert wurde. Diese Maßnahme führte unmittelbar zu einer deutlichen Erhöhung des Transmembrandrucks (von 230 mbar auf 300 mbar) bei gleichem Flux (ca.  $37 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ ). Die zugehörigen Permeabilitäten fallen zum Betriebsende wieder unter  $100 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$ .

Da beide Betriebsphasen auf sehr unterschiedlichen Temperaturebenen abliefen, wurden die Permeabilitäten beider Betriebsphasen auf  $10^\circ\text{C}$  temperaturnormiert und sind in Abbildung 41 vergleichend dargestellt. Die Temperaturnormierung er-

folgt auf der Grundlage der Abhängigkeit dynamischer Viskositäten von der Temperatur und den hierzu gemachten Ausführungen von GÜNDER (1999).

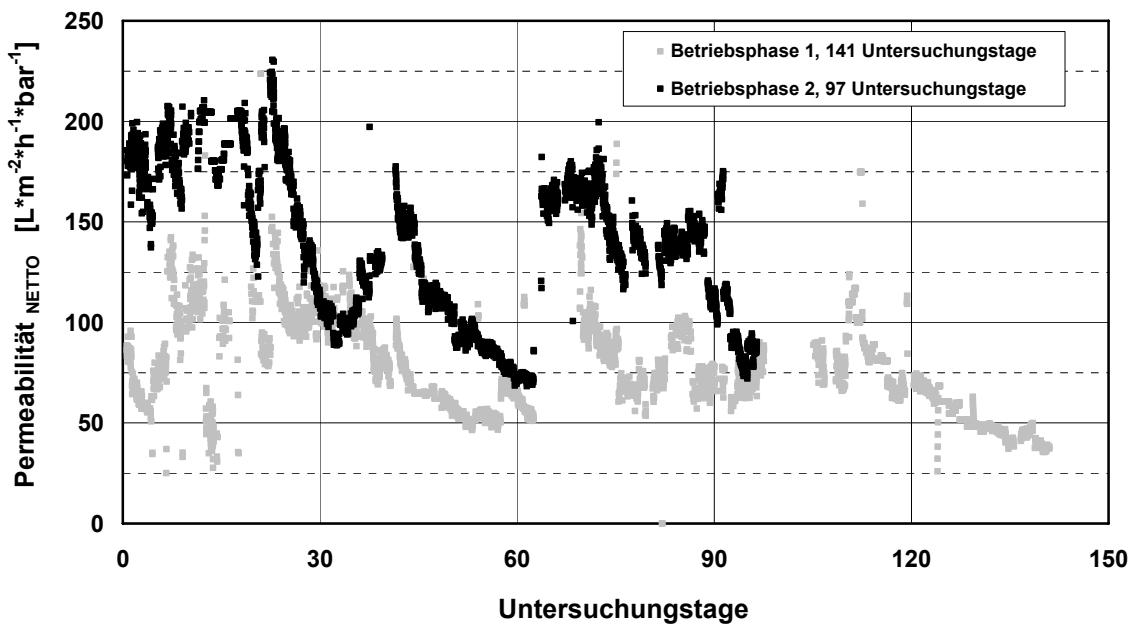


Abbildung 41: temperaturnormierte Nettopermeabilitäten (Wehrle)

Die Permeabilitäten der Betriebsphase 2 liegen aufgrund der höheren Fluxraten erwartungsgemäß auf einem höheren Niveau als die Permeabilitäten der Betriebsphase 1. Die hydraulische Leistungsfähigkeit fällt jedoch auch in einem kürzeren Zeitraum und in einem höheren Maße, als dies bei geringeren Fluxraten in der Betriebsphase 1 zu beobachten war, ab. Insofern ist dem Betrieb mit Fluxraten bis zu ca.  $20 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  eine höhere Betriebsstabilität zuzuordnen. Jedoch konnte auch unter diesen Bedingungen kein über einen längeren Zeitraum befriedigender Dauerbetrieb erreicht werden.

#### 5.5.4.4.3 Modulreinigung

Daher ist auch ein Reinigungsintervall für eine chemische Reinigung von zwei bis drei Monaten, wie von der Fa. Wehrle empfohlen, aufgrund der vorliegenden Untersuchungsergebnisse nicht zu bestätigen.

Es muss konstatiert werden, dass die Reinigung des Rohrmodulsystems der Fa. Wehrle während der Versuchsdurchführung einen technischen Engpass darstellte, der zu mehreren zeitaufwendigen Betriebsunterbrechungen führte. Grundsätzlich war ein für das Membranmodulsystem optimales Reinigungsverfahren als bekannt vorausgesetzt worden. Dies war im Detail offenkundig nicht der Fall, so dass die Ermittlung eines solchen Reinigungsverfahrens und der dafür zu verwen-

denden Reinigungsmittel im Zuge der Untersuchungen iterativ durch Personal der Fa. Wehrle und des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel durchgeführt werden musste.

Es wurden insgesamt drei chemische Reinigungen durchgeführt, jeweils eine während der Betriebsphasen und eine dritte zwischen den beiden Betriebsphasen. Dabei bestand eine chemische Reinigung durchaus aus mehreren Reinigungsversuchen. Die von der Fa. Wehrle vorgeschlagene Reinigung ist eine Kombination aus einer Warmwasser-Spülung mit anschließender chemischer Reinigung. Es traten Probleme bei der Ausführung der Reinigung (intensive Schaumbildung bei einem hohen Feedvolumenstrom und zugeschalteter Belüftung der Module während der Reinigung) sowie bei der Auswahl der von der Fa. Wehrle zur Verfügung gestellten Reinigungsmittel auf. Einige Reinigungsversuche bewirkten dabei überhaupt keine Regeneration der hydraulischen Leistungsfähigkeit der Membranfiltration. Dies gilt auch für eine einmal durchgeführte Warmwasserreinigung ohne Chemikalienzugabe.

Da es sich bei den Reinigungsmitteln nicht um Einzelstoffe, sondern um in der Industrie gebräuchliche Reinigungsschemikalien handelte, werden in Tabelle 21 alle während der gesamten Versuchsphase verwendeten Reinigungsmittel sowie Angaben zu den Inhaltsstoffen zusammengestellt. Alle Reinigungsmittel werden von der Fa. Henkel-Ecolab Deutschland GmbH vertrieben.

Die letztlich erfolgreichste Reinigung wurde mit einer Mischung aus den Reinigungsschemikalien P3-ultrasil 88 und P3-Hypochloran durchgeführt. Es ist aus Tabelle 21 ersichtlich, dass es sich dabei um eine rein alkalische Reinigung handelt.

Der Reinigungsvorgang begann mit einer Warmwasser-Spülung (400 L, T = 40°C), bei der die Module im Wechsel intensiv mit einem Feedvolumenstrom von  $75 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  gespült wurden. Es folgte die alkalische Reinigung mit den Reinigungsschemikalien P3-ultrasil 88 und P3-Hypochloran. Das Mischungsverhältnis betrug 1,5 Liter P3-ultrasil 88 und 1,0 Liter P3-Hypochloran auf 400 Liter, auf 40°C vortemperierte Wasser. Während der Reinigung wird diese Reinigungslösung ca. 45 Minuten wechselweise in den zwei Modulen mit einem Feedvolumenstrom von  $75 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  zirkuliert. Es folgte eine weitere Reinigungsmitteldosierung (Nachschärfung) von 0,5 Liter P3-ultrasil 88 und 0,5 Liter P3-Hypochloran, ein abermaliges Zirkulieren (45 Min.,  $75 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ), eine weitere Nachschärfung (0,5 Liter P3-ultrasil 88 und 0,25 Liter P3-Hypochloran) und ein letztes Zirkulieren (30 Min.,  $75 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ). Die Dosierverhältnisse der beiden Reinigungsschemikalien betrugen somit inklusive des zweifachen Nachschärfens  $0,625 \text{ L}_{\text{P3-ultrasil 88}} \cdot 100 \text{ L}_{\text{Wasser}}^{-1}$  und  $0,4375 \text{ L}_{\text{P3-Hypochloran}} \cdot 100 \text{ L}_{\text{Wasser}}^{-1}$ . Der Zeitaufwand für diese Art der Reinigung betrug ca. 8 Std. bis 10 Std. Abschließend wurde eine Klarwasserspülung (pro Mo-

dul: 15 Min.,  $75 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ) durchgeführt, bevor die Anlage wieder in Betrieb genommen wurde.

*Tabelle 21: Übersicht über die verwendeten Reinigungsmittel*

<b>Reinigungsmittel</b>	<b>Angaben zu den Inhaltsstoffen (gem. EG-Empfehlung 89/542)</b>
<b>P3-ultrasil 141</b>	15% bis 30% Phosphate, < 5% nichtionische und anionische Tenside, 1% bis 5% Kaliumhydroxid, weitere Inhaltsstoffe: Alkalien, organische Salze
<b>P3-ultrasil 62</b>	15% bis 30% Enzyme, < 5% anionische Tenside, weitere Inhaltsstoffe: anorganische Salze
<b>P3-ultrasil 88</b>	5% bis 15% Phosphonate, < 5% nichtionische und anionische Tenside, 5% bis 15% Natriumhydroxid
<b>P3-Hypochloran</b>	5% bis 15% Desinfektionsmittel, < 5% Phosphonate, > 30% Chlorbleichlauge, 13% Aktivchlor, 1% bis 5% Natriumhydroxid, weitere Inhaltsstoffe: Alkalien
<b>P3-ultrasil 75</b>	Organische Säuren, 15% bis 30% Salpetersäure, Phosphorsäure
<b>P3-ultrasil 110</b>	5 bis 15% Komplexbildner (Ethylendiamintetraessigsäure (EDTA)), < 5% anionische Tenside, Phosphonate, 1% bis 5% Natriumhydroxid, weitere Inhaltsstoffe: Alkalien, Salze, organische Säuren

zum Schutz der Membranen müssen folgende Vorgaben eingehalten werden:

pH-Wert: 2,5 bis 11,5

Temperatur: 35°C bis 45°C

Abschließend ist festzuhalten, dass für eine großtechnische Applikation der Reinigungsmodus des jeweiligen Membranmodulsystems bekannt und per Referenzen belegt sein muss. Eine solche Referenz konnte im Rahmen der Untersuchungen auf der Kläranlage Londorf für das Rohrmodulsystem der Fa. Wehrle nicht eindeutig erzielt werden. Hier sind weitere Anstrengungen notwendig, ein für diesen Anwendungsfall (Betrieb mit kommunalem Abwasser) standardisiertes Reinigungsverfahren zu entwickeln.

### 5.5.4.5 Hydraulische Leistungsfähigkeit (Grontmij)

Die Betriebsspezifikationen der Fa. Grontmij hinsichtlich der Betriebsparameter als Grundlage für die Struktur der Betriebsphasen sind in Tabelle 22 zusammenge stellt.

Tabelle 22: Betriebsspezifikationen der Fa. Grontmij

Parameter		Empfehlung
Flux im Dauerbetrieb	[L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	10
Flux im Kurzzeitbetrieb	[L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	30
Rückspülflux	[L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	12,5 – 37,5
Min. Transmembrandruck im Dauerbetrieb	[bar]	0,8
Min. Transmembrandruck im Kurzzeitbetrieb	[bar]	0,6
Filtrationsdauer	[min]	480 - 780
Rückspüldauer	[s]	0 - 120
Luftmenge Modulbelüftung	[Nm <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	15

Der Anlagenbetrieb lässt sich grob in zwei Phasen unterteilen, die in Tabelle 23 beschrieben sind:

Tabelle 23: Abfolge der Betriebseinstellungen (Grontmij)

Phase	Zeitraum	Flux [L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	Bemerkungen
1	17.08. – 29.11.2001 (69. - 174. Untersuchungstag)	5,0 – 22,5	Einfluss von Spitzenbelastungen; unterschiedliche Reinigungsarten
2	25.01. - 29.03.2002 (230. - 295. Untersuchungstag)	11,0 – 12,5	Fluxermittlung im Dauerbetrieb; „enhanced maintenance cleaning“

Die Zyklusaufteilung wurde während des gesamten Versuchsbetriebes nicht verändert und betrug 600 s Filtrations- und 120 s Rückspüldauer. Zusätzlich wird in einem Zeitintervall von 2 Stunden anstelle der turnusmäßigen Rückspülung eine belüftete Stillstandsphase von 120 s betrieben. Auch diese Betriebsvorgabe wurde nicht verändert.

Weiterhin wurde am 87. Untersuchungstag eine Wasseruhr im Ablauf der Versuchsanlage installiert, um auf diese Weise direkt den Flux bestimmen zu können. Es zeigte sich einerseits bei den Ausliterungskontrollen, dass die Steuerung der Filtrationspumpe Mängel aufwies und andererseits nach Einbau eines IDM für die

Filtrationspumpe, dass aufgrund von Undichtigkeiten an der Pumpe die Messdaten des IDM zeitweise fehlerbehaftet waren.

Daraus resultiert auch die Darstellungslücke zwischen der ersten und zweiten Betriebsphase. Die Darstellungslücke vor der ersten Betriebsphase resultiert aus den umfangreichen Umbau- und Optimierungsarbeiten, die seitens des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft durchzuführen waren, um die Anlage in einen versuchstauglichen Zustand zu versetzen. Im Anschluss (60. Untersuchungstag) wurde das Membranmodul extern chemisch gereinigt („external clean“: 20 Stunden in Natriumhypochlorit (3.000 ppm) belüften und danach 2 Std. bis 4 Std. in Zitronensäure (2.000 ppm) belüften), um für die Betriebsphase 1 den Ausgangszustand wiederherzustellen.

Abbildung 42 zeigt die hydraulische Leistungsfähigkeit in der Betriebsphase 1.

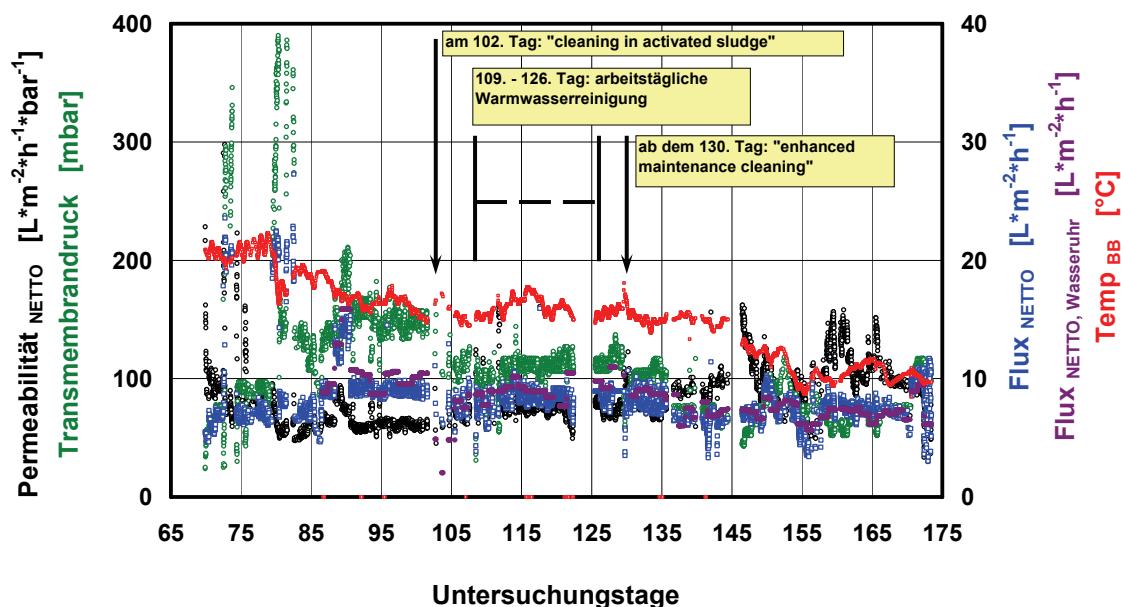


Abbildung 42: Hydraulische Leistungsfähigkeit (Grontmij; August bis November 2001)

Ausgehend von einem Einfahrflux von  $7,5 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$  wurde zu Beginn der Einfluss kurzzeitiger hydraulischer Spitzenbelastungen untersucht. Dazu wurde am 72. und 73. Untersuchungstag ein Flux von  $22,5 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$  betrieben. Nach einer Woche wurde diese Spitzenbelastung nochmals wiederholt (79. und 81. Untersuchungstag). Der Transmembrandruck zeigt nach beiden Spitzenbelastungen eine bleibende Erhöhung von ursprünglich 75 mbar auf ca. 100 mbar, die während der Entspannungsphase konstant bleiben, und nach der zweiten Spitzenbelastung eine weitere Erhöhung auf bis zu 150 mbar.

Nach einer abermaligen Fluxerhöhung auf  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  stieg der Transmembrandruck auf Werte zwischen 130 mbar und 170 mbar. Da eine Regeneration nicht festzustellen war, wurde eine erneute Reinigung, diesmal eine in-situ-Reinigung („cleaning in activated sludge“), vorgenommen. Die Reinigung des Membranmoduls erfolgt in seiner Betriebsposition und ohne Ablassen des Abwasser-Belebtschlamm-Gemisches. Die Fa. Mitsubishi bezeichnet diese Art der Membranreinigung als die Standardreinigung für dieses Hohlfasermembranmodul, die durchschnittlich 2- bis 6-mal jährlich durchzuführen ist. Dabei wird das Membranmodul über eine Dauer von 2 Stunden mit Natriumhypochlorit (3.000 ppm) rückgespült, 10 Minuten mit einem Rückspülflux von ca.  $23 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  und anschließend 110 Minuten mit einem Rückspülflux von ca.  $4 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ .

Obwohl diese Reinigung mit einer unplanmäßigen Betriebspause von ca. 3 Tagen verbunden war, konnte keine komplette Regeneration der hydraulischen Leistungsfähigkeit verzeichnet werden. Bei Fluxraten von  $7,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  wurden überwiegend Transmembrandrücke  $> 100 \text{ mbar}$  verzeichnet.

Daraufhin wurde über die Dauer von 2,5 Wochen ab dem 109. Untersuchungstag eine chemikalienfreie Warmwasserreinigung durchgeführt, um die Notwendigkeit einer Chemikaliendosierung generell zu verifizieren. Die Warmwasserreinigung wurde mit ca. 50 Litern, auf  $35^\circ\text{C}$  bis  $40^\circ\text{C}$  auftemperiertem Wasser vorgenommen, mit welchem das Membranmodul mit einem Volumenstrom von  $350 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$  rückgespült wurde. Obwohl diese Reinigung annähernd arbeitstäglich durchgeführt wurde (10-mal in 18 Tagen), ergab sich keine relevante Verbesserung der hydraulischen Leistungsfähigkeit. Die Fluxraten lagen während dieser 18 Tage zwischen  $7,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  und  $10 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  und die zugehörigen Permeabilitäten zwischen  $70 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  und  $90 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ .

Ab dem 130. Untersuchungstag wurde für den Rest des gesamten Untersuchungszeitraumes eine wöchentliche „enhanced maintenance cleaning“ durchgeführt (vergleichbar der wöchentlichen Wartungsreinigung der Membranmodule der Fa. Zenon in Edermünde, s. Kap. 4.3.4.3.2). Da der Versuchsbetrieb in der Folge jedoch von zahlreichen Störfällen und technischen Defekten beeinträchtigt wurde, war ein deutlich feststellbarer, zeitlich anhaltender Einfluß der „enhanced maintenance cleaning“ für diesen Versuchszeitraum noch nicht zu erkennen. Dies änderte sich in der Betriebsphase 2, die komplett mit einem konstanten Flux von etwa  $12,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  gefahren wurde.

Eine „enhanced maintenance cleaning“ wird an der Luft durchgeführt, wofür das Nitrifikationsbecken (bzw. Filtrationsbecken) zu entleeren war. Das Abwasser-Belebtschlamm-Gemisch wurde extern zwischengespeichert und nach erfolgter Reinigung zurück in die Belebung gepumpt.

Das Membranmodul wird bei diesem Reinigungsmodus 5 Minuten mit warmem Wasser ( $35^{\circ}\text{C}$  bis  $40^{\circ}\text{C}$ ) und 500 ppm Natriumhypochlorit (NaOCl) rückgespült. Nach einer Einwirkzeit von 10 Minuten wird der Vorgang 2- bis 3-mal wiederholt. Nach dem Ausspülen der Membranen mit Permeat wird der gesamte Vorgang mit einer Dosierung von 1.000 ppm Zitronensäure (anstatt NaOCl) wiederholt. Der gesamte Reinigungsvorgang unterbrach den Versuchsanlagenbetrieb jeweils um ca. 3 bis 4 Stunden.

Abbildung 43 zeigt die hydraulische Leistungsfähigkeit in der Betriebsphase 2.

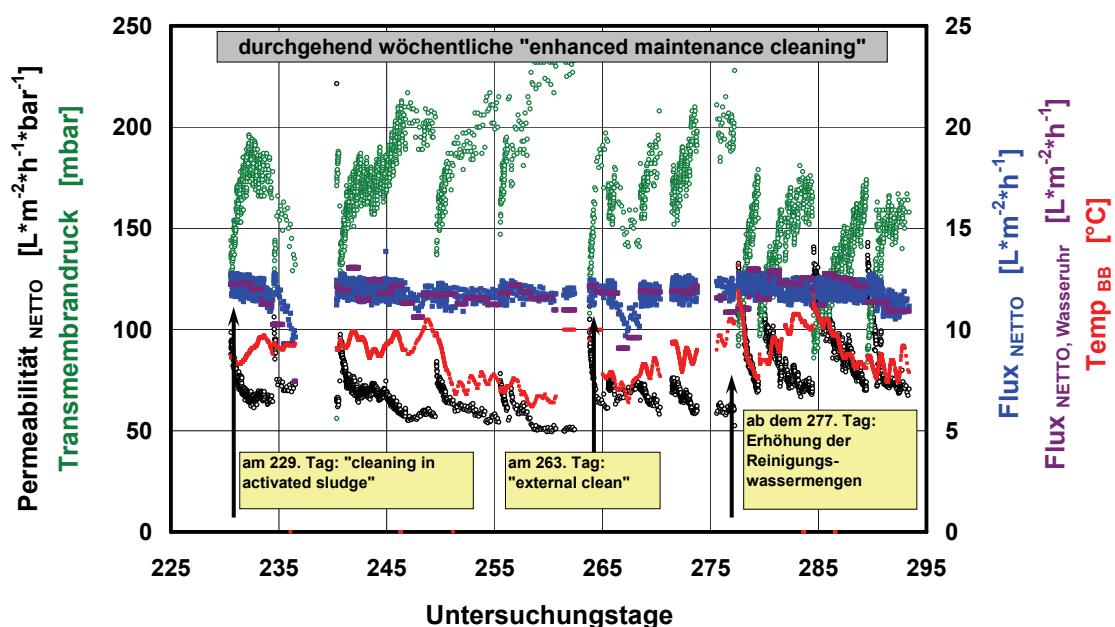


Abbildung 43: Hydraulische Leistungsfähigkeit (Grontmij; Januar bis März 2002)

Neben der wöchentlichen Reinigung wurde am 230. Untersuchungstag nochmals eine In-situ-Reinigung in Schlamm und am 263. Untersuchungstag eine externe Reinigung durchgeführt. Die in-situ-Reinigung wurde analog zur Vorgehensweise am 102. Untersuchungstag vorgenommen. Die externe Reinigung wurde gegenüber der externen Reinigung am 60. Untersuchungstag verlängert (24 Stunden in Natriumhypochlorit (3.000 ppm) und danach 5 Stunden in Zitronensäure (2.000 ppm) belüftet).

In Anbetracht der Tatsache, dass vor der in-situ-Reinigung eine mehrtägige Stillstandszeit der Filtrationsstufe zu verzeichnen war und der Effekt beider Reinigungsarten hinsichtlich der Reduzierung des Transmembrandrucks annähernd gleich ist, muss der externen Reinigung die höhere Effizienz beigemessen werden.

Die jeweils nachfolgenden wöchentlichen Reinigungen zeigen zunächst einen identischen Verlauf. Nach jeder Reinigung reduziert sich der Transmembrandruck um ein Maß von etwa 50 mbar. Nach ca. 3 Tagen entsprechen jedoch die Druckverhältnisse wieder der Ausgangssituation vor der Reinigung und der Transmembrandruck steigt bis zur nächsten planmäßigen Reinigung darüber hinaus an, so dass nach ca. 20 Betriebstagen der vorgegebene Druckbereich für den Dauerbetrieb (< 200 mbar) verlassen wird und langfristig kein stabiler Dauerbetrieb ohne die Zwischenschaltung einer externen Reinigung möglich erscheint.

Ab dem 277. Untersuchungstag wurde daher eine „enhanced maintenance cleaning“ mit deutlich erhöhten Wassermengen bzw. deutlich verlängerten Rückspülzeiten und einer erhöhten Säuredosierung durchgeführt (120 Liter vortemperierte Wasser mit 1.000 ppm Natriumhypochlorit und 60 Liter vortemperierte Wasser mit 1.000 ppm Zitronensäure).

Die erste dieser Reinigungen bewirkte eine sofortige Reduktion des Transmembrandrucks unter das Maß (< 100 mbar) der Ausgangssituation nach erfolgter externer Reinigung am 263. Untersuchungstag. In den folgenden 3 Wochen bis zum Versuchsende ist eine Tendenz erkennbar, die Druckverhältnisse bei einem konstanten Flux und einer wöchentlichen in-situ-Reinigung an der Luft nicht nur konstant zu halten, sondern die Druckverhältnisse sogar reduzieren zu können und die hydraulische Leistungsfähigkeit somit zu steigern. Dabei deuten die Betriebsdaten zum Versuchsende hin an, dass mit den dargelegten Reinigungsmodalitäten sogar eine erhöhte Leistungsfähigkeit gegenüber den von der Fa. Grontmij vorgegebenen Betriebsspezifikationen in Tabelle 22 möglich erscheint. Der Flux im Dauerbetrieb konnte im vorgegebenen Druckbereich im Dauerbetrieb von < 200 mbar um max. 25% auf  $11 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $12,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  gesteigert werden, wobei die Druckverhältnisse vor den letzten 3 wöchentlichen Reinigungen noch eine fallende Tendenz aufweisen.

Hinsichtlich der Abwassertemperaturen ist anzumerken, dass während der Erhebungszeit der zuletzt kommentierten Betriebsdaten die für den Betrieb einer Membranfiltration kritischen Temperaturverhältnisse von z.T. deutlich  $< 10^\circ\text{C}$  im Belebungsbecken vorherrschten.

## 5.5.5 Energiebedarf

Der Energiebedarf von Membranbelebungsanlagen liegt nach den vorliegenden großtechnischen Betriebserfahrungen höher als bei störungsfrei betriebenen konventionellen Belebungsanlagen ( $\approx 0,3 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $0,5 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$ ). Er wird entscheidend vom erforderlichen Sauerstoffeintrag zur Crossflow-Erzeugung bestimmt. Andere verfahrensspezifische Energieverbraucher wie die Unterdruckerzeugung

zur Permeatabsaugung sind vernachlässigbar. Alle restlichen Energieverbraucher sind dem Betrieb einer konventionellen Belebungsanlage vergleichbar.

Im Versuchsbetrieb wurde der Energieverbrauch täglich über einen Hauptzähler dokumentiert. Jedoch ist der Energieverbrauch bei halbtechnischen Versuchseinrichtungen aufgrund von Überdimensionierungen sowie fehlender Steuerungs- und Anpassungsmöglichkeiten der maschinentechnischen Aggregate nicht übertragbar auf großtechnische Betriebsbedingungen. Zusätzlich wurden in Londorf Kurz- und Langzeitkontrollmessungen der verbrauchsrelevanten Einzelaggregate durchgeführt. Dies betraf bei der Versuchsanlage der Fa. Wehrle das Gebläse und die Feedpumpe, bei der Versuchsanlage der Fa. Grontmij das Gebläse und die Permeatpumpe. Demnach lag der Energiebedarf der genannten, für eine Membranfiltration spezifischen Einrichtungen durchschnittlich bei  $1 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$  bis  $2 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$ . Großtechnische Membranfiltrationsanlagen in Deutschland weisen gegenwärtig Verbrauchswerte von ca.  $1 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$ , tlw. auch unter  $1 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$  auf (STEIN 2001). Es ist davon auszugehen, dass die zunehmenden Betriebserkenntnisse der zurzeit insgesamt in Betrieb befindlichen Membranbelebungsanlagen in Deutschland sowie weitere Forschungs- und Optimierungsansätze dazu führen werden, den Energieverbrauch noch deutlich zu senken ( $0,5 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$  bis  $0,8 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{Permeat}}$ ).

## 5.6 Ertüchtigungskonzepte

Zwei denkbare Ertüchtigungskonzepte, einerseits mit extern positionierten Membranmodulen andererseits mit in die Belebungsstufe eingetauchten Membranmodulen, sind in der folgenden Abbildung 44 und der Abbildung 45 dargestellt.

Für beide Konzepte sind übereinstimmend folgende Kernmerkmale zu nennen:

- ⇒ Die vorhandenen Kombibecken werden zu reinen Belebungsbecken (eines als Denitrifikation, das andere als Nitrifikation) umfunktioniert inkl. der zugehörigen Rohrleitungsverbindungen.
- ⇒ Die periphere Ausstattung der Membranfiltration (extern oder getaucht) aus Permeatpumpen, Belüftungseinrichtungen, Rückspüleinrichtungen, Vorlagen, Behältern und der Filtrationssteuerung ist in einem neu zu errichtenden Maschinenhaus in unmittelbarer Nähe der Belebung unterzubringen.

Eine externe Filtrationsstufe ist räumlich an dieses Maschinenhaus anzubinden (Abbildung 44).

Getauchte Module werden in dem belüfteten der beiden Belebungsbecken installiert (Abbildung 45).

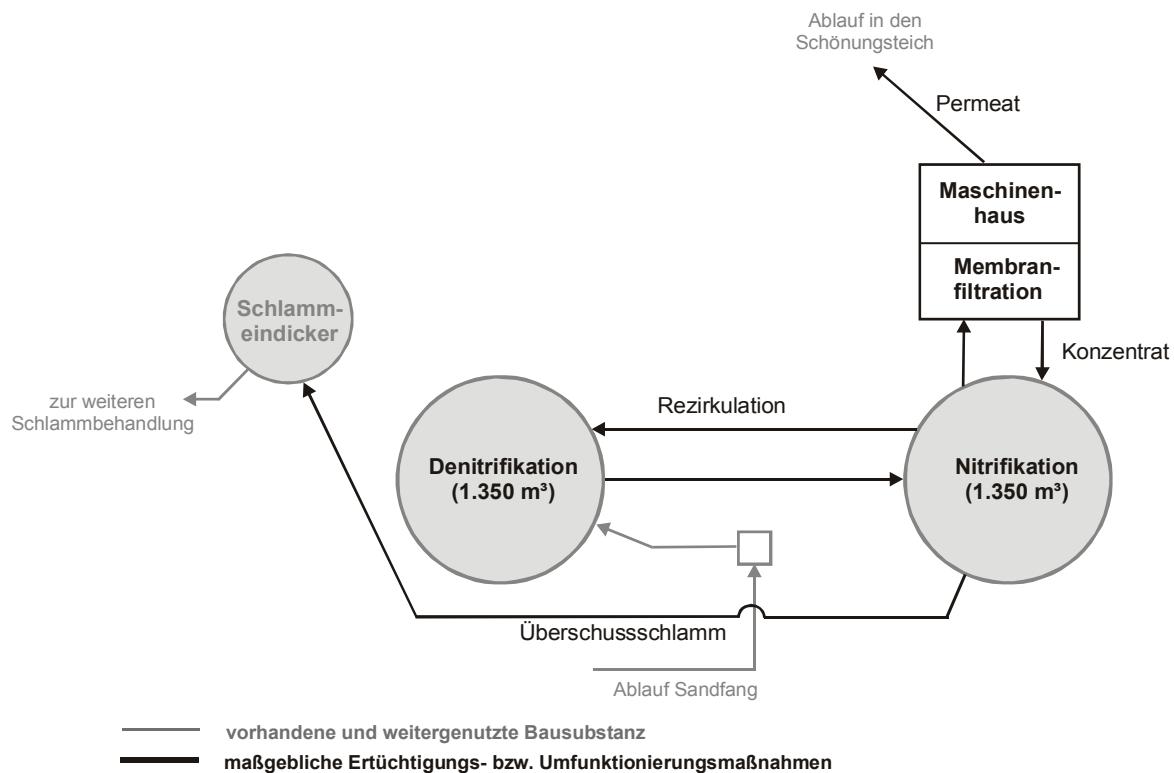


Abbildung 44: Fließbild einer Membranbelebungsanlage mit externer Filtration

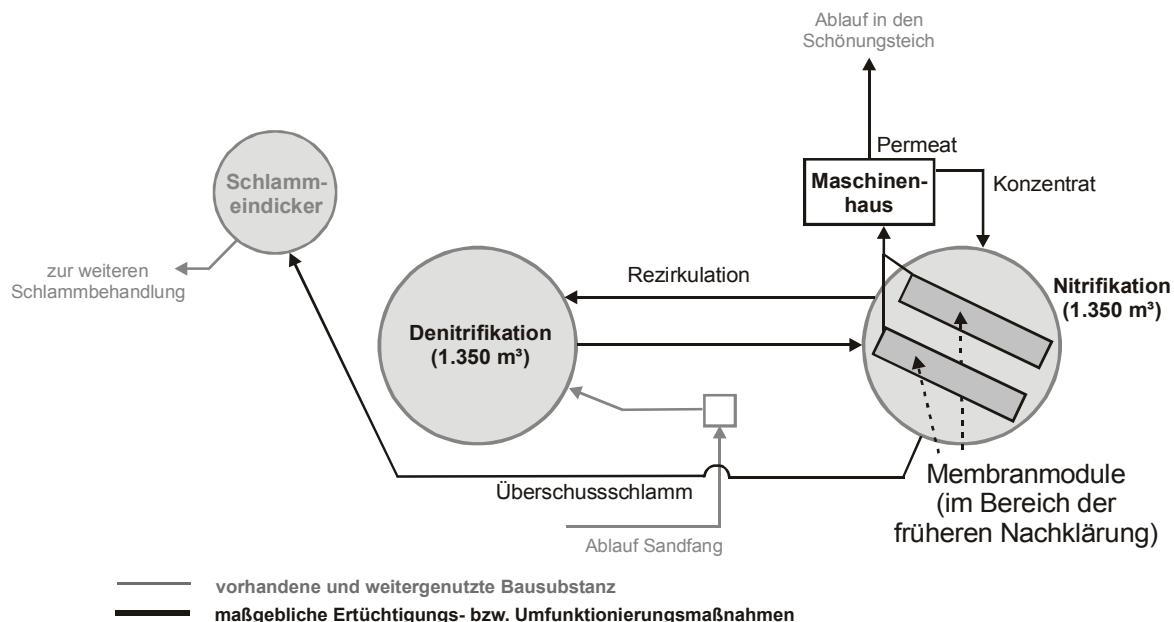


Abbildung 45: Fließbild einer Membranbelebungsanlage mit getauchten Modulen

Zusätzlich wäre zu prüfen, ob in dem in den vorstehenden Abbildungen als Denitrifikation ausgewiesenen Becken die Einbauten zur Nachklärung erhalten bleiben können, um bei einem Störfall der Membranfiltrationsstufe die Abwasserreinigung

wieder auf ein konventionelles Belebungsverfahren (analog zur geschilderten Vorgehensweise in Edermünde (Kap. 4.4.2)) umstellen zu können.

## 5.7 Kostenbetrachtung

Für die Abschätzung der Kosten ist zuerst die erforderliche Membranfläche zu ermitteln. Da die Kosten einer Membranfiltration nicht Bestandteil der Verordnung über pauschale Investitionszuweisungen zum Bau von Abwasseranlagen (HMULV 2002) sind, werden die Investitionen und die zugehörigen Planungskosten anhand momentan marktüblich erscheinender Preise sowie auf Grundlage der HOAI abgeschätzt.

Jedoch befinden sich zurzeit in Deutschland überwiegend Anlagen der Fa. Zenon mit Hohlfasermembranen im Betrieb oder in der Abwicklung. Daher wird für die Kostenschätzung auch der Bemessungsflux von  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$ , der sich mit dem Hohlfasermembranmodul der Fa. Zenon bei den in Kap. 4.3.4.3 dargestellten Untersuchungen auf der Kläranlage Edermünde ergeben hat, verwendet.

Auf der Grundlage der in der Voruntersuchung (FG SIWAWI 2000) dargelegten maximalen hydraulischen Belastung der Kläranlage Londorf von  $102 \text{ L} \cdot \text{s}^{-1}$  bzw.  $367,2 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  und des genannten Bemessungsfluxes ergibt sich eine erforderliche Membranfläche von rund  $14.700 \text{ m}^2$ .

Bei einem Ansatz von Membrankosten inkl. der peripheren Ausstattung (Gebläse, Pumpen, Steuerung, etc.) von  $130 \text{ €} \cdot \text{m}^{-2}_{\text{MEMBRANFLÄCHE}}$  bis  $150 \text{ €} \cdot \text{m}^{-2}_{\text{MEMBRANFLÄCHE}}$  ergeben sich erforderliche Investitionen für die Membranfiltrationsstufe von 1,9 Mio. € bis 2,2 Mio. €. Addiert man die notwendigen Planungskosten in der Größenordnung von 150.000 € bis 200.000 € hinzu, kann von Investitionen für den Bereich der Membranfiltrationsstufe von rund 2,0 Mio. € bis 2,5 Mio. € ausgegangen werden.

Diese Ertüchtigungsvariante ist daher im Vergleich zu den in Frage kommenden konventionellen Ertüchtigungsmaßnahmen (Umbau der vorhandenen Kombibeben zu einer SBR-Verfahrenstechnik und Neubau eines Zulaufspeichers (FG SIWAWI 2000), oder Neubau einer konventionellen Nachklärung) nicht wettbewerbsfähig und kann für die Kläranlage Londorf ausgeschlossen werden.

Als Beleg sei die Variante des Neubaus eines konventionellen Nachklärbeckens angeführt. Bei einem nach A 131 (ATV-Dvwk 2000) ermittelten, erforderlichen Beckenvolumen von ca.  $1.300 \text{ m}^3$  und unter Verwendung der sog. Kostenrichtwertverordnung (HMULV 2002) ergeben sich hierfür erforderliche Investitionen von ca. 700.000 €. Bei der momentanen Marktlage im Baugewerbe dürften die Kosten sogar unter diesem Wert liegen.

Eine zusätzliche Betrachtung der Jahreskosten ist an dieser Stelle überflüssig, wenn bereits der Vergleich der Investitionen ein derart eindeutiges Ergebnis liefert.

## 5.8 Zusammenfassung

Vor dem Hintergrund, dass die Ertüchtigung der Kläranlage Londorf auf konventionelle Weise entweder den Neubau von 1.300 m<sup>3</sup> Nachklärbeckenvolumen oder aber die Umrüstung der vorhandenen Kombibecken zu Sequencing-Batch-Reaktoren inkl. des Neubaus eines Zulaufspeichers (ca. 1.000 m<sup>3</sup>) erfordert, wurde auch die Kläranlage Londorf für die halbtechnischen Untersuchungen über die Machbarkeit des Membraneinsatzes in Trockensubstanzbereichen, die für das Membranbelebungsverfahren untypisch niedrig sind, ausgewählt. Denn auch in Londorf ist für ein Membranbelebungskonzept durch die Kombibecken ein Maß an Belebungsraum bereits vorhanden, dass auf den beim Membranbelebungsverfahren prinzipiell gegebenen Vorteil einer deutlichen Erhöhung der Trockensubstanzkonzentration verzichtet werden kann.

Gleichermaßen ist als anwendungsuntypisch anzusehen, dass

- ⇒ keine verschärften Anforderungen an die Ablaufqualität gestellt werden und
- ⇒ kein geringes Platzangebot auf der Kläranlage Edermünde zu verzeichnen ist.

Gegenüber der Betriebsweise der Kläranlage Edermünde handelt es sich in Londorf um eine aerob, simultan stabilisierende Anlage (keine Vorklärung, niedrige Schlammbelastung), wie sie bei konventionellen Membranbelebungsanlagen aufgrund der hohen X<sub>TS,BB</sub>-Konzentration und des geringen Belebungs volumens bislang die Regelanwendung ist.

Diese Untersuchungen auf der Kläranlage Londorf umfassten den Betrieb von zwei halbtechnischen Membranversuchsanlagen mit einerseits einem nur extern zu betreibenden Rohrmodulsystem der Fa. Wehrle-Werk AG, Emmendingen, und andererseits einem crossflowbetriebenem Hohlfasermembransystem der Firmen Grontmij Water and Waste Management, De Bilt/NL (Ausrüster), und Mitsubishi (Membranlieferant).

In den Untersuchungen mit beiden Membranmodulsystemen wurde die generelle technische Machbarkeit und technische Eignung des Membranbelebungsverfahrens zur Ertüchtigung der ausgewählten Kläranlage festgestellt.

Hinsichtlich der biologischen Leistungsfähigkeit konnte jeweils eine vollständige Nitrifikation nachgewiesen werden. Umstände, die in der Versuchsanlagenkonfigu-

ration und im Versuchsanlagenbetrieb zu sehen sind, führten dagegen zu einer unvollständigen Denitrifikation.

Die CSB-Elimination war annähernd vollständig, abfiltrierbare Stoffe konnte im Permeat nicht nachgewiesen werden.

Die Untersuchungen zur hydraulischen Leistungsfähigkeit zielen auf die Ermittlung eines Bemessungsfluxes und die Art der Modulreinigung ab.

Das Rohrmodulsystem der Fa. Wehrle wurde in zwei Betriebsphasen auf unterschiedlichen Fluxebenen untersucht. Die Zyklusaufteilung wurde während des gesamten Versuchsbetriebes nicht verändert und betrug 300 s Filtrations- und 15 s Rückspültdauer. In der Betriebsphase 1 wurden Fluxraten bis zu  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ , in der zweiten Betriebsphase Fluxraten von  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis zu knapp  $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  untersucht. Der Feedvolumenstrom war in beiden Betriebsphasen identisch, jedoch wurde die Betriebsphase 2 nur mit der halben Membranfläche durchgeführt. Durch die Erhöhung der Fluxrate sollten in beiden Betriebsphasen mengenmäßig vergleichbare Durchsatzraten durch die Anlage erzielt werden.

Aus der Halbierung der Filtrationsfläche resultiert eine Verdopplung der Feedgeschwindigkeit an der Membranoberfläche. Die Feedgeschwindigkeit betrug in der Betriebsphase 2 bis zu  $1,0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  und lag damit außerhalb der empfohlenen Dauerbetriebsspezifikation ( $0,2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  bis  $0,7 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ). Dazu ist zu ergänzen, dass die von der Fa. Wehrle angegebenen Betriebsspezifikationen überwiegend auf groß- und halbtechnischen Erfahrungen aus der Reinigung von Industrieabwässern herühren. Erfahrungswerte aus kommunalen Anwendungen mit dem Rohrmodulsystem liegen bislang nicht vor. Ursache für die Anhebung der Feedgeschwindigkeit war eine erhöhte Verstopfungsanfälligkeit des Membranmoduls in der Betriebsphase 1, der bei den verschiedenen Reinigungsvorgängen nur mechanisch und mit erheblichem Zeitaufwand zu begegnen war.

Ein befriedigender Dauerbetrieb konnte daher in der Betriebsphase 1 nicht erzielt werden. Dazu trug auch bei, dass die Reinigung des Rohrmodulsystems der Fa. Wehrle während der gesamten Versuchsdurchführung einen technischen Engpass darstellte, der zu mehreren zeitaufwendigen Betriebsunterbrechungen führte. Die von der Fa. Wehrle vorgeschlagene Reinigung ist eine Kombination aus einer Warmwasser-Spülung mit anschließender chemischer Reinigung, die in einem Zeitintervall von 2 bis 3 Monaten durchzuführen sein sollte. Grundsätzlich war ein für das Membranmodulsystem optimiertes Reinigungsverfahren als bekannt vorausgesetzt worden. Dies war im Detail offenkundig nicht der Fall, so dass die Ermittlung eines solchen Reinigungsverfahrens und der dafür zu verwendenden Reinigungsmittel im Zuge der Untersuchungen iterativ durch Personal der Fa. Wehrle und des Fachgebietes durchgeführt werden mussten.

Bei der letztlich erfolgreichsten Modulreinigung handelt es sich um eine rein alkalische Reinigung mit einer Mischung aus den Reinigungschemikalien P3-ultrasil 88 und P3-Hypochloran der Fa. Henkel-Ecolab. Der exakte Reinigungsablauf ist in Kap. 5.5.4.4.3 ausführlich beschrieben. Der Zeitaufwand betrug ca. 8 Std. bis 10 Std.

Im Zuge dieser iterativen Verfahrensermittlung konnte festgestellt werden, dass eine Warmwasserreinigung ohne Chemikalienzugabe wirkungslos blieb.

Auch in der Betriebsphase 2 konnte zu keinem Zeitpunkt ein länger anhaltender Gleichgewichtszustand erreicht werden. Die Auswirkungen eines veränderten Feedvolumenstromes konnten dargestellt werden. Der positive Effekt einer Erhöhung des Feedvolumenstromes war jedoch nur kurzfristig und entwickelte sich nach 3 bis 4 Betriebstagen zurück. Die Permeabilitäten lagen aufgrund der höheren Fluxraten erwartungsgemäß auf einem höheren Niveau als die Permeabilitäten der Betriebsphase 1. Die hydraulische Leistungsfähigkeit fiel jedoch auch in einem kürzeren Zeitraum und in einem höheren Maße, als dies bei geringeren Fluxraten in der Betriebsphase 1 zu beobachten war, ab.

Insofern ist dem Betrieb mit Fluxraten bis zu ca.  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  eine höhere Betriebsstabilität zuzuordnen. Zukünftige Untersuchungen sollten an diesem Ergebnisstand anknüpfen und die hydraulische Leistungsfähigkeit bei Fluxraten bis zu  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  und einer erhöhten Feedgeschwindigkeit, wie sie in der Betriebsphase 1 noch nicht betrieben wurde, untersuchen.

Abschließend ist festzuhalten, dass für eine großtechnische Applikation der Reinigungsmodus des jeweiligen Membranmodulsystems bekannt und per Referenzen belegt sein muss. Eine solche Referenz konnte im Rahmen der Untersuchungen auf der Kläranlage Londorf für das Rohrmodulsystem der Fa. Wehrle nicht eindeutig erzielt werden. Hier sind seitens der Fa. Wehrle weitere Anstrengungen notwendig, ein für diesen Anwendungsfall (Betrieb mit kommunalem Abwasser und verfahrensspezifisch niedriger  $X_{\text{TS,BB}}$ -Konzentration) standardisiertes Reinigungsverfahren zu entwickeln.

Das Hohlfasermembranmodul der Firmen Grontmij und Mitsubishi wurde in zwei Betriebsphasen, die sich in den Fluxraten und in der Art der chemischen Modulreinigung unterschieden, auf seine hydraulische Leistungsfähigkeit untersucht. Die Zyklusaufteilung wurde während des Versuchsbetriebes nicht verändert und betrug 600 s Filtrationsdauer, 120 s Rückspüldauer und alle 2 Stunden anstelle der turnusmäßigen Rückspülung eine belüftete Stillstandsphase von 120 s Dauer. Die Firmen Grontmij und Mitsubishi empfehlen prinzipiell mit einem Flux im Dauerbetrieb von  $10 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ . Die Betriebsphase 1 wurde an diesem Wert orientiert. Aus technischen Gründen wurde dieser Flux

jedoch nicht erreicht und lag mehrheitlich bei  $7 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  bis  $9 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ . In der Betriebsphase 2 wurde die Versuchsanlage mit einem gegenüber dem Orientierungsflux erhöhten, konstanten Flux von durchschnittlich  $12,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  betrieben.

In der Betriebsphase 1 wurden folgende unterschiedliche Reinigungsmodi angewendet:

- ⌚ eine externe Reinigung,
- ⌚ eine in-situ-Reinigung im Belebtschlamm (Standardreinigung gemäß des Membranherstellers Fa. Mitsubishi),
- ⌚ eine chemikalienfreie, arbeitstägliche Warmwasserreinigung und
- ⌚ eine wöchentliche Wartungsreinigung (vgl. Betrieb der Membranversuchsanlage der Fa. Zenon in Edermünde), eine sog. „enhanced maintenance cleaning“.

Analog zu den Untersuchungsergebnissen mit dem Rohrmodulsystem der Fa. Wehrle wurde mit einer chemikalienfreien, annähernd arbeitstäglich durchgeführten Warmwasserreinigung keine Reduzierung sondern eine Erhöhung des Transmembrandrucks festgestellt.

Bei allen anderen Reinigungsarten wurden als Reinigungschemikalien Natriumhypochlorit und Zitronensäure verwendet.

Die wöchentliche Wartungsreinigung wurde während der gesamten Betriebsphase 2 durchgeführt, wobei die Chemikaliendosierung und die Reinigungswassermengen gegenüber den Betriebsspezifikationen der Fa. Grontmij variiert wurden. Analog zu den Untersuchungsergebnissen mit dem Hohlfasermembranmodul der Fa. Zenon in Edermünde konnte mit dieser Art der Reinigung ein stabiler Betrieb dargestellt werden. Die zeitliche Ausdehnung dieses Effektes, der sich vor allem in den letzten 4 Betriebswochen ab dem 277. Untersuchungstag zeigte, konnte jedoch nicht mehr lang genug untersucht werden, um bereits von einem stabilen Dauerbetrieb zu sprechen.

Aufgrund des insgesamt kurzen Untersuchungszeitraumes konnte keine hydraulische Optimierung durchgeführt werden. Die Betriebszustände am Ende der Betriebsphase 2 deuten jedoch an, dass eine Stabilisierung oder eine Verbesserung des Druckniveaus möglich erscheint und insofern noch hydraulische Reserven vorhanden sind. Darüber hinaus erscheint auch eine Steigerung des Fluxes möglich. Eine Fluxrate von maximal  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  ist aber wohl als oberer Grenzwert anzusehen.

In den Versuchs- und Betriebseinstellungen der Betriebsphase 2 konnte somit ein kontinuierlicher Versuchsbetrieb erreicht werden, aus denen die erforderlichen

Bemessungs- und Betriebsparameter abgeleitet werden können. Sie sind in Tabelle 24 enthalten.

*Tabelle 24: Leistungsparameter der Betriebsphase 2 (Grontmij)*

Flux [L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ]	Druckspektrum [mbar]	Permeabilitätspektrum [L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> ·bar <sup>-1</sup> ]
12,5	170 - 80	70 – 110 (steigende Tendenz)

Eine Änderung der hydraulischen Leistungsfähigkeit beim Betrieb einer Membranbelebungsanlage mit niedrigem Trockensubstanzgehalt konnte gegenüber den vorgegebenen Betriebsspezifikationen somit nicht festgestellt werden. Danach lässt sich kein Nachteil aus der Niedrig-X<sub>TS,BB</sub>-Fahrweise erkennen.

Ein wesentlicher Aspekt der MBR-Technik ist die Frage der Wirtschaftlichkeit. Eine überschlägige Abschätzung des Investitionsvolumens für die Kläranlage Londorf zeigt, dass bei einer MBR-Lösung Investitionen für den Bereich der Membranfiltrationsstufe von rund 2,0 Mio. € bis 2,5 Mio. € zu erwarten sind. Diese Ertüchtigungsvariante ist daher im Vergleich zu den in Frage kommenden konventionellen Ertüchtigungsmaßnahmen (Umbau der vorhandenen Kombibecken zu einer SBR-Verfahrenstechnik und Neubau eines Zulaufspeichers (FG SIWAWI 2000), oder Neubau einer konventionellen Nachklärung) nicht wettbewerbsfähig und kann für die Kläranlage Londorf ausgeschlossen werden. Als Beleg sei die Variante des Neubaus eines konventionellen Nachklärbeckens angeführt, für die Investitionen von ca. 700.000 € abgeschätzt werden können.

Da zurzeit die Jahreskosten bei einer Membranbelebungsanlage aufgrund des erhöhten Kapitaldienstes, der Membranersatzkosten und des erhöhten Energiebedarfes ohnehin höher als bei einem konventionellen Verfahrenskonzept ausfallen, ist ein Kostenvergleich eindeutig zu Ungunsten des Membranbelebungsverfahrens zu entscheiden. Darauf haben auch die degressive Kostenentwicklung der Membrantechnik und der aus der Forschung und Entwicklung zu erwartende technische Fortschritt derzeit keinen relevanten Einfluss.

Resümierend ist für eine Ertüchtigung der Kläranlage Londorf die Frage der Wirtschaftlichkeit dahingehend zu bewerten, dass eine Lösung „Membranfiltration“ zum gegenwärtigen Zeitpunkt nicht in Betracht kommt.

## 6 Zusammenfassungen

### 6.1 Allgemeine Erkenntnisse

An einigen Standorten in Hessen wird die Abwasserreinigung in den kommenden Jahren noch zu erweitern sein. Dabei sind häufig Konstellationen anzutreffen, wo im Zuge des anstehenden Ausbaus in erheblichem Umfang neues Belebungsbeckenvolumen geschaffen werden müßte und wo gleichzeitig im Bereich der bestehenden Nachklärung Probleme infolge unzureichender Nachklärbeckenleistungsfähigkeit bestehen. Es wurde ein Ertüchtigungskonzept entwickelt, welches die Implementierung von Membranfiltrationsmodulen und einen Betrieb mit für das Verfahren untypisch niedrigen Trockensubstanzkonzentrationen von  $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  vorsieht. Betriebliche Erfahrungen liegen zu solch einer Verfahrensweise gegenwärtig nicht vor.

Das Hessische Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz (HMULV) beauftragte daher das Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel mit dem Betrieb halbtechnischer Versuchsanlagen und der Durchführung wissenschaftlicher Untersuchungen zur Membranfiltration an zwei ausgewählten Ertüchtigungsstandorten (Edermünde, Londorf), um daraus grundlegende Erkenntnisse für den Betrieb derartiger Anlagen in Hessen abzuleiten.

Die halbtechnischen Untersuchungen wurden mit folgenden Membranmodulsystemen durchgeführt:

- ⇒ Hohlfasermembranmodul der Fa. Zenon GmbH, Hilden (KA Edermünde),
- ⇒ Rohrmodul der Fa. Wehrle-Werk AG, Emmendingen (KA Londorf),
- ⇒ Hohlfasermembranmodul der Fa. Mitsubishi; Membranlieferant / Grontmij Water & Waste Management; Ausrüster (KA Londorf).

Die gewonnenen allgemeingültigen bzw. standortunabhängigen Erkenntnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

#### **Generelle technische Machbarkeit**

- ⇒ Das Membranbelebungsverfahren ist zur Ertüchtigung von Kläranlagen technisch grundsätzlich geeignet.
- ⇒ Die vorgenannten drei Membranmodulsysteme erwiesen sich in den Versuchsreihen hierfür als tauglich.
- ⇒ Zur Rohrmodulanlage der Fa. Wehrle ist festzustellen, dass seitens des Herstellers ein erprobtes Betriebskonzept noch nicht vorlag. Die Reinigung

musste umfangreich optimiert werden, da ein zum Betrieb der Anlage ausreichender Reinigungseffekt während des halbtechnischen Untersuchungsbetriebes erst bei Überschreitung der Firmenspezifikationen (Wahl des Reinigungsmittels, Konzentration) erreicht werden konnte. Gleichzeitig musste der Betrieb optimiert werden (Verdopplung des Feed-Volumenstromes).

### **Leistungsvergleich – „Hydraulik“ und „niedriger X<sub>TS,BB</sub>-Gehalt“**

- ⌚ Es gab keine vergleichenden Untersuchungen, da keine Anlage mit einer Trockensubstanzkonzentration betrieben wurde, wie sie konventionellerweise beim Membranbelebungsverfahren eingesetzt wird. Ein Vergleich ist lediglich zu den Ergebnissen anderer großtechnischer Anlagen zu ziehen. Die zurzeit großtechnisch betriebenen Anlagen verwenden überwiegend das Hohlfasermembranmodul der Fa. Zenon.
- ⌚ Die Systeme der Firmen Wehrle und Grontmij/Mitsubishi werden gegenwärtig in Deutschland großtechnisch nicht im Bereich der kommunalen Abwasserreinigung betrieben. Hier sind die Ergebnisse an den vorgegebenen Betriebsspezifikationen zu orientieren.
- ⌚ Der in den Versuchen auf der Kläranlage Edermünde ermittelte Bemessungsflux der Zenon-Membranversuchsanlage lag bei  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  und ist somit vergleichbar mit den Auslegungsparametern der Großanlagen in Markranstädt, Monheim oder Kaarst-Nordkanal. Dieser Flux wurde im Wesentlichen durch eine Verkürzung der Zykluszeit und die Anwendung einer wöchentlichen Wartungsreinigung erzielt. Eine Änderung der hydraulischen Leistungsfähigkeit beim Betrieb einer Membranbelebungsanlage mit niedrigem Trockensubstanzgehalt konnte gegenüber den Betriebserfahrungen großtechnischer konventioneller Membranbelebungsanlagen somit nicht festgestellt werden. Danach lässt sich kein Nachteil aus dem Niedrig-X<sub>TS,BB</sub>-Betrieb erkennen. Die letzten Untersuchungswochen deuten jedoch an, dass noch Optimierungspotenzial vorhanden ist (z.B. Optimierung der Zykluszeit). Die Gültigkeit dieser Aussage wäre durch längere Parallelversuche nachzuweisen. Nach dem momentanen Erkenntnisstand empfehlen wir, ohne weitere Untersuchungen keinen höheren Flux als  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  für eine Dimensionierung zu verwenden.
- ⌚ Mit dem auf der Kläranlage Londorf untersuchten Rohrmodulsystem der Fa. Wehrle konnte zu keinem Zeitpunkt ein über mehrere Wochen anhaltender Gleichgewichtszustand erreicht werden. Es wurden im Betrieb Fluxraten bis zu  $50 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  untersucht; die höchste Betriebsstabilität konnte bei mittleren Fluxraten bis zu ca.  $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  registriert werden. Zukünftige Untersuchungen sollten beim Betrieb solcher Fluxraten den Einfluss einer erhöhten Feedgeschwindigkeit, wie sie bislang nicht

betrieben wurde, prüfen. Im Rückblick auf die Untersuchungen muss betont werden, dass für eine großtechnische Applikation der Reinigungsmodus des jeweiligen Membranmodulsystems bekannt und per Referenzen belegt sein muss. Eine solche Referenz konnte im Rahmen der Untersuchungen auf der Kläranlage Londorf für das Rohrmodulsystem der Fa. Wehrle nicht eindeutig erzielt werden. Hier sind seitens der Fa. Wehrle weitere Anstrengungen notwendig, ein für diesen Anwendungsfall (Betrieb mit kommunalem Abwasser und verfahrensspezifisch niedriger  $X_{TS,BB}$ -Konzentration) standardisiertes Reinigungsverfahren zu entwickeln.

- ⇒ Für das Hohlfasermembranmodul der Firmen Grontmij und Mitsubishi wird prinzipiell ein Flux im Dauerbetrieb von ca.  $10 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  empfohlen. Es wurden im Betrieb Fluxraten bis zu  $12,5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  untersucht. Für diesen Flux konnte nach einer Optimierung der Membranreinigung ein kontinuierlicher Versuchsbetrieb erreicht werden. Analog zu den Untersuchungsergebnissen in Edermünde mit dem Hohlfasermembranmodul der Fa. Zenon konnte mit einer wöchentlichen Wartungsreinigung der stabilste Betrieb erreicht werden. Die Betriebszustände am Ende der Untersuchungen deuten jedoch an, dass eine weitere Stabilisierung bzw. eine Reduzierung des transmembranen Druckniveaus möglich erscheint und insofern noch hydraulische Reserven vorhanden sind. Darüber hinaus erscheint auch eine Steigerung des Fluxes möglich. Die Gültigkeit dieser Aussage wäre durch längere Parallelversuche nachzuweisen. Ein Flux von maximal  $15 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  ist aber wohl als oberer Grenzwert anzusehen. Eine wesentliche Änderung der hydraulischen Leistungsfähigkeit beim Betrieb einer Membranbelebungsanlage mit niedrigem Trockensubstanzgehalt konnte gegenüber den vorgegebenen Betriebsspezifikationen somit nicht festgestellt werden. Danach lässt sich kein Nachteil aus der Niedrig- $X_{TS,BB}$ -Fahrweise erkennen.

## Biologische Leistungsfähigkeit

- ⇒ Bei allen Untersuchungen und Forschungsaktivitäten bezüglich der biologischen Leistungsfähigkeit von Membranbelebungsanlagen steht die Frage im Vordergrund, ob überhaupt und in welchen Punkten sich eine Bemessung von den Bemessungsrichtlinien konventioneller Belebungsanlagen unterscheiden muss. Der grundsätzlichen Anwendbarkeit der A 131 (Atv-Dvwk 2000) wird jedoch in keiner Publikation widersprochen. Davon kann um so mehr ausgegangen werden, wenn eine Membranbelebungsanlage hinsichtlich ihrer Volumina und Trockensubstanzgehalte eher einer konventionellen Belebungsanlage als einer konventionellen Membranbelebungsanlage ähnelt wie in den dargelegten Untersuchungen. Unter dem Aspekt der biologischen Leistungsfähigkeit konnte also hinsichtlich der Kohlenstoff- und Nährstoffelimination bereits vor Versuchsbeginn von der

grundsätzlichen Machbarkeit ausgegangen werden.

- ➲ Jedoch war im Fall der Kläranlage Edermünde zusätzlich zu untersuchen, ob der aus der Versuchsanlage abgezogene Überschussschlamm derart beschaffen ist, dass der anschließende Betrieb der anaeroben Schlammstabilisierung gewährleistet bleibt. Insgesamt zeigen die Ergebnisse, dass der Überschussschlamm aus der Membranversuchsanlage in seinem Faulverhalten mit dem Überschussschlamm aus der konventionellen Großanlage vergleichbar ist. Betrachtet man das Gesamtsystem einschließlich einer Vorklärung, so kann davon ausgegangen werden, dass insgesamt der Gasertrag praktisch unverändert erwartet werden kann.

## Wirtschaftlichkeit

- ➲ Das Investitionsvolumen für eine Membranbelebungsanlage - im Ertüchtigungs- wie auch im Neubaufall - kann wegen der dynamischen Marktentwicklung bislang nur unscharf prognostiziert werden. Die Unsicherheit solcher Prognosen wird mit zunehmender Anzahl realisierter großtechnischer Anlagen und einem zunehmenden Wettbewerb unter den Membranherstellern zukünftig abnehmen.
- ➲ Es konnte am Beispiel der Kläranlage Edermünde gezeigt werden, dass sich für den Ertüchtigungsfall die Kostenschätzungen für einen konventionelle Ertüchtigung und eine Ertüchtigung mithilfe des Membranbelebungsverfahrens auf einem vergleichbaren Investitionsniveau bewegen können.
- ➲ Hinsichtlich der Jahreskosten (Kapitaldienst und Betriebskosten), auf deren alleiniger Grundlage ein seriöser Wirtschaftlichkeitsvergleich zu entscheiden ist, konnten im Rahmen dieses Projektes aufgrund des Untersuchungsmaßstabes und der Projektdauer keine neuen oder zusätzlichen Erkenntnisse gewonnen werden. Demnach ist nach wie vor davon auszugehen, dass die Jahreskosten für eine Membranbelebungsanlage höher als bei einer konventionellen Anlage ausfallen werden.
- ➲ Die Höhe des Kapitaldienstes wird maßgeblich durch die Abschreibungsdauer für die Membranmodule (Membranstandzeit) beeinflusst. Belastbare Erkenntnisse zur Membranstandzeit liegen in Deutschland aufgrund der kurzen Betriebszeiten bzw. -erfahrungen jedoch noch nicht vor. In Japan sind Plattenmembranen der Fa. Kubota bereits seit Anfang der 90er Jahre (teilweise ohne Modulwechsel) in Betrieb.
- ➲ Im Vergleich zu konventionellen Belebungsanlagen fallen bei Membranbelebungsanlagen erhöhte Betriebskosten für den Energie- sowie den Chemikalienbedarf an. Wesentlicher Kostenfaktor ist dabei der Energiebedarf für die Crossflow-Belüftung. Einsparpotenziale liegen im Bereich der Abwasserabgabe.

## 6.2 Zusammenfassung Standort KA Edermünde

Es konnte im Rahmen einer Kostenschätzung gezeigt werden, dass sich die Investitionen für eine konventionelle Ertüchtigung der Kläranlage und eine Ertüchtigung unter Einsatz einer Membranfiltration mindestens in derselben Größenordnung von ca. 4 Mio. € bewegen können.

Wegen der Unsicherheiten, die sich aus technischer Weiterentwicklung und Preisgefüge am Markt ergeben, kann für den Standort Edermünde eine Unwirtschaftlichkeit der Lösung „Membranfiltration“ nicht von vorneherein als gegeben angenommen werden. Es wird daher empfohlen, die Variante „Membranfiltration“ im Zuge der Ausschreibung formal und mental nicht auszuschließen. Sollten zum Zeitpunkt der Ausschreibung Membranhersteller Angebote unterbreiten, so sind diese unter Beachtung der im Vorhaben gewonnenen Erkenntnisse zu werten und mit entsprechenden Garantiezusagen - bspw. bezüglich des Energieverbrauches und der Membranstandzeit - zu verknüpfen.

## 6.3 Zusammenfassung Standort KA Londorf

Für den Standort Londorf kommt aus derzeitiger Sicht eine Anlagenertüchtigung mittels Membranbelebungsverfahren nicht in Betracht.

Es ergibt sich ein Membranflächenbedarf, der eine wirtschaftliche Realisierung dieser Verfahrenstechnik sehr unwahrscheinlich erscheinen lässt. Zu rechnen wäre nach einer Kostenschätzung mit Investitionen von etwa 2,5 Mio. € bis 2,8 Mio. €. gegenüber Investitionen für eine konventionelle Ertüchtigung von unter 1 Mio. €.

## 6.4 Zusammenfassung „Membranfiltration in Hessen“

Es wurde für kommunale Kläranlagen, deren konventionelle Ertüchtigung mit erheblichen Baumaßnahmen zur Beckenvolumenbeseitigung bzw. -schaffung verbunden ist, ein Ertüchtigungskonzept entwickelt, welches die Integration von Membranfiltrationsmodulen und einen Betrieb mit für das Verfahren untypisch niedrigen Trockensubstanzkonzentrationen von  $5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $8 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$  vorsieht. Diese Verfahrensweise wurde in halbtechnischen Versuchen mit dem Ziel untersucht, Erkenntnisse über Betriebs- und Bemessungsparameter zu erhalten.

- ⇒ Die Membranfiltration ist als Ertüchtigungsvariante vorhandener Kläranlagen technisch generell geeignet und kann - in Abhängigkeit von den lokalen Randbedingungen - mittlerweile auch wirtschaftlich sein.
- ⇒ Bezüglich der hydraulischen Leistungsfähigkeit wurde festgestellt, dass

die untersuchten Hohlfasermembransysteme Fluxraten erreichten, die bei bzw. sogar leicht über den Betriebs- bzw. Bemessungsfluxraten großtechnisch realisierter „konventioneller“ Membranbelebungsanlagen lagen. Soll von einer erhöhten Leistung ausgegangen werden, so sind Vorversuche anzuraten.

- ⌚ Je nach vorliegenden Gegebenheiten kann bereits heute das Investitionsvolumen bei einer Ertüchtigung mittels Membrantechnologie in Einzelfällen in derselben Größenordnung wie eine konventionelle Erweiterung liegen. Die weitere technologische Entwicklung lässt mittelfristig eine weitere Verschiebung hin zur Membrantechnik erwarten.
- ⌚ Die Membranstandzeiten können in kurzzeitigen, halbtechnischen Untersuchungen nicht untersucht oder gar optimiert werden. Zur Beurteilung bei der großtechnischen Realisierung sind hier demnach Garantien unerlässlich. Diese sind in geeigneter Form abzusichern.
- ⌚ Energiebedarf kann halbtechnisch ebenfalls nicht untersucht bzw. optimiert werden; hier sind die Erfahrungsdaten großtechnischer Anlagen anzusetzen, die gegenwärtig bei  $0,8 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$  bis  $1,0 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-3}$  liegen. Zur Beurteilung bei der großtechnischen Realisierung sind insbesondere hinsichtlich des Energieverbrauchs Garantien unerlässlich. Diese sind in geeigneter Form abzusichern.
- ⌚ Bei Vorliegen extremer Anforderungen und gleichzeitig erfolgender Sonderförderung (z.B. Landeszuschüsse) kann ein Neubau oder auch eine Ertüchtigung mittels Membrantechnik bereits heute die Vorzugsvariante sein.

## **7 Literaturverzeichnis**

### **Abwassertechnische Vereinigung e.V. (ATV) (1991):**

Arbeitsblatt-A 131, Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5.000 Einwohnerwerten; Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik e.V. (GFA), St. Augustin

### **Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BUNR) (1997):**

Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer (Abwasserverordnung-AbwV), 21. März 1997  
Bundesgesetzblatt Jahrgang 1997 Teil 1 Nr. 19, Bonn 25. März 1997

### **Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V. (ATV-DWK; früher: ATV) (2000):**

Arbeitsblatt-A 131, Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen, GFA-Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik e.V., Hennef, ISBN 3-933707-41-2

### **Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V. (ATV-DWK; früher: ATV) (2003):**

Arbeitsblatt-A 198, Vereinheitlichung und Herleitung von Bemessungswerten für Abwasseranlagen, GFA-Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik e.V., Hennef, ISBN 3-924063-48-6

### **Deutsche Vereinigung für Wasser, Abwasser und Abfall e.V. (DWA; früher: ATV-DWK) (2005)**

2. Arbeitsbericht des Fachausschusses KA-7 "Membranbelebungsanlagen; KA – Abwasser, Abfall 2005 (52) Nr. 3; ISSN 1616-430X

### **Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel (2000):**

Machbarkeitsstudie zur Umplanung der Kläranlage Londorf, Kassel Oktober 2000 (nicht veröffentlicht)

### **Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel (2002):**

Wissenschaftliche Beratung und Begutachtung der Ausbauplanung der Kläranlage Edermünde, Kassel Oktober 2002 (nicht veröffentlicht)

### **Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel (2004):**

Untersuchungsvorhaben „Membranfiltration in Hessen – Teil 1“, Kassel Mai 2004 (nicht veröffentlicht)

### **Frechen, F.-B.; Schier, W.; Wett, M. (2001):**

Membranfiltration zur Ertüchtigung von Kläranlagen in Hessen; Begleitbuch zur 4. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, A3, Aachen

**Frechen, F.-B.; Schier, W.; Wett, M. (2003):**

Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen durch Einsatz der Membranfiltration,  
Begleitbuch zur 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und  
Verfahrenstechnik, A2, Aachen

**Günder, B. (1999):**

Das Membranbelebungsverfahren in der kommunalen Abwasserreinigung;  
Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft, Band 153, Oldenbourg Verlag  
ISBN 3-486-26473-7

**Hessisches Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und**

**Verbraucherschutz (2002):**

Verordnung über pauschale Investitionszuweisungen zum Bau von  
Abwasseranlagen, Wiesbaden 26. April 2002

**IB Gajowski (1990):**

Studie zur weitergehenden Abwasserreinigung auf der Kläranlage des  
Abwasserverbandes Edermünde und Umgebung, Schwalm-Eder-Kreis (nicht  
veröffentlicht)

**Ochs, Heinrich GmbH Bauunternehmung (2000):**

Planung zur Ertüchtigung der Kläranlage Londorf, Alsfeld (nicht veröffentlicht)

**Schier, W. (2003):**

Ein exemplarischer Ansatz zur Einbindung neuer Bemessungswege und neuer  
Reinigungstechnologien bei der Ertüchtigung von Kläranlagen; Schriftenreihe des  
Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kassel, Band 22, kassel  
university press, ISBN 3-89958-039-7

**Stein, S. (2001):**

Membranbelebung im Vergleich zur konventionellen Belebung; Tagungsband  
„Angewandte Membranfiltration – ein Workshop für Praktiker“, Leipzig, November  
2001

**Wett, M. (2005):**

Foulingverhalten des Membranbelebungsverfahrens und Auswirkungen auf die  
Leistungsfähigkeit; Schriftenreihe des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft  
der Universität Kassel, Band 26, kassel university press, ISBN 3-89958-160-1

**In der Schriftenreihe WASSER • ABWASSER • UMWELT  
des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft<sup>1)</sup>  
der Universität Kassel sind bisher folgende Bände erschienen:**

		Preis €
Band 1:	Stickstoff und Phosphor in Fließgewässern – Wissensstand und Folgerungen für die Abwasserreinigung (1986) 1. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 2:	Planungshilfen zur weitergehenden Abwasserreinigung und Klärschlammensorgung (1988) 2. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 3:	Betrieb und Wirtschaftlichkeit der Kraft-Wärme-Kopplung auf kleinen und mittelgroßen Kläranlagen in Hessen (1988) Wolf, P., Eck-Düpont, M.	vergriffen
Band 4:	Behandlung von Deponiesickerwasser (1988) 1. Abfallseminar des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft	vergriffen
Band 5:	Stand der Technik bei der Vermeidung gefährlicher Stoffe in der Abwasserbeseitigung (1989) 3. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	25,- €
Band 6:	Phänomene der hydraulischen Leitfähigkeit dauernd hydromorpher Bodenmatrices – Untersuchungen einer Randbedingung bei Wurzelraumanlagen (1990) Lüken, Bernd O.	25,- €
Band 7:	Anforderungen an die Regenwasserbehandlung bei Mischwasserkanalisation (1991) 4. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 8:	Messen und Regeln in der Abwassertechnik Planung – Ausführung – Betrieb (1992) 5. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	vergriffen
Band 9:	Wachstum und Abtrag der Sielhaut in Mischwasserkanälen (Ende 1992) Reiff, H.	vergriffen
Band 10:	Wirkungen stoßartiger Belastungen auf ausgewählte Fließgewässerorganismen – Ein Beitrag zur Beurteilung ökologischer Schäden durch Niederschlagswassereinleitungen aus Kanalisationen (1992) Borchardt, D.	25,- €
Band 11:	Ökologische Gewässersanierung im Spannungsfeld zwischen Natur und Kultur (1993) 6. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	25,- €

---

<sup>1)</sup> Band 1 bis Band 22: Schriftenreihe WASSER-ABWASSER-ABFALL  
der Fachgebiete Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik

## Verzeichnis der Schriftenreihe WASSER • ABWASSER • UMWELT

---

Band 12:	Großtechnische Untersuchungen zur vorgeschalteten und kaskadenförmigen Denitrifikation im Vergleich zur Bemessung nach A 131 und zum Einfluß der Kalk-Phosphat-Fällung auf den Schlamm (1995) Benzuck, Chr.	25,- €
Band 13:	Thermische Klärschlammbehandlung – Planung, Technologie und Erfahrungen – (1994) 7. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	25,- €
Band 14:	Vergleichende Untersuchungen zur erhöhten biologischen Phosphorelimination (1995)	25,- €
Band 15:	Beitrag zur Planung und Bemessung der Stickstoffelimination bei Tropfkörperanlagen (1996) Mehlhart, G.	25,- €
Band 16:	Ökologische und technische Hinweise zur Abwasser und Klärschlammbehandlung bei knappen Kassen (1996) 8. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	25,- €
Band 17:	Untersuchungen zur Abhängigkeit der erhöhten biologischen Phosphatelimination von Temperatur und Substratversorgung (1997) Benzuck, Chr.	25,- €
Band 18:	Abwasserbehandlung, Gewässerschutz und Wasserwirtschaft an der Schwelle zum 21. Jahrhundert (1997) 9. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium	25,- €
Band 19:	Einfluß von Mischwassereinleitungen auf den Stoffhaushalt und die Biozönose kleiner Fließgewässer im ländlichen Raum (1998) Fischer, J.	25,- €
Band 20:	Integrierte Planung von Anlagen zur Niederschlagswasserbehandlung mit Hilfe von Simulationsmodellen – Lösungsansätze und Handlungsanleitungen (2002) Mang, J.	25,- €
Band 21:	Weitergehende Mischwasserbehandlung in Bodenfilterbecken (2002) Born, W.	25,- €

Die Bände 1 bis 21 sind, soweit nicht vergriffen, zu beziehen über

Verein zur Förderung der Fachgebiete Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik e.V.  
der Universität Kassel  
Kurt-Wolters-Str. 3  
34125 Kassel  
Tel. 0561/804-2869, Fax 0561/804-2869  
[www.uni-kassel.de/fb14/siwawi](http://www.uni-kassel.de/fb14/siwawi)

Ab Band 22 erfolgt der Vertrieb über  
kassel university press GmbH  
Diagonale 10  
34127 Kassel  
Tel. 0561/804-2159, Fax 0561/804-3429  
[www.upress.uni-kassel.de](http://www.upress.uni-kassel.de)

Band 22:	Ein exemplarischer Ansatz zur Einbindung neuer Bemessungswege und neuer Reinigungstechnologien bei der Ertüchtigung von Kläranlagen (2003) ISBN 3-89958-039-7 Schier, W.	25,- €
Band 23:	Membranfiltration in Hessen – Teil 1 (2005) ISBN 3-89958-040-0	25,- €
Band 24:	Geruch aus Abwasseranlagen (2005) ISBN 3-89958-158-X	25,- €
Band 25:	Membranfiltration in Hessen – Teil 2 (2005) ISBN 3-89958-159-8	25,- €
Band 26:	Foulingverhalten des Membranbelebungsverfahrens und Auswirkungen auf die Leistungsfähigkeit (2005) ISBN 3-89958-160-1 Wett, M.	25,- €
Band 27:	Forschung für die Praxis am Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft (2005) 10. Kasseler Siedlungswasserwirtschaftliches Symposium ISBN 3-89958-161-X	25,- €

Alle Preise brutto incl. Ust, zzgl. Porto