



Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg
Hamburg University of Applied Sciences
Fachbereich Naturwissenschaftliche Technik

Verfahrenstechnische Untersuchung einer Anlage zur dezentralen Abwasseraufbereitung

Diplomarbeit

im Studiengang Verfahrenstechnik

vorgelegt von

Thomas Jüdt

Hamburg-Bergedorf

am 19. Februar 2004

1. Gutachter: Prof. Dr. Mickleit (HAW Hamburg)
 2. Gutachter: Dr.-Ing. R. Günther (Rochem UF-Systeme)
- Betreuer: Dipl.-Ing. G. Gehlert (TUHH)

Die Diplomarbeit wurde betreut und erstellt in Zusammenarbeit mit der
Firma Rochem UF-Systeme und der TUHH Arbeitsbereich Apparatbau

Danksagung

Danke an Dr.-Ing. Peters für die Vermittlung dieser Arbeit.

Danke an Dr.-Ing. R. Günther und seinen Mitarbeitern der Firma Rochem UF-Systeme für die Bereitstellung der Anlage und der Möglichkeit dieser Arbeit.

Danke an Prof. Dr.Mickeleit für die Betreuung der Arbeit.

Danke an Dipl.-Ing. G. Gehlert für all seine Hilfestellungen.

Danke an Sabine Ohlendorf für alle Laboranalysen.

Danke an Gregor Czok für die Partikelgrößenanalyse.

Danke an die HAW Hamburg für die Bereitstellung ihrer Viskositätsmessgeräte.

Danke an die GBA-Hamburg für die Keimzahlbestimmung.

Danke an die Kläranlage Seevetal für die Bereitstellung von Wasser, Strom und Abwasser.

Danke an Herrn Bündler der Firma ISCO für die Bereitstellung des Online Messgeräts.

Danke an Kirsten Morgenstern für das Korrekturlesen.

Inhalt

<u>1</u>	<u>EINLEITUNG</u>	<u>6</u>
<u>2</u>	<u>GRUNDLAGEN</u>	<u>7</u>
2.1	ZERKLEINERN	7
2.2	MEMBRANVERFAHREN	9
2.2.1	FILTRATION	11
2.2.2	ULTRAFILTRATION.....	11
2.2.3	UMKEHROSMOSE.....	14
2.2.4	KONZENTRATIONS-POLARISATION, FOULING, SCALING.....	16
2.2.5	RÜCKSPÜLUNG BEI DER ULTRAFILTRATION	17
2.3	AEROBE BIOLOGISCHE ABWASSER-REINIGUNG	18
2.4	SPEKTRALPHOTOMETRISCHE MESSUNG	20
2.5	ABWASSERREINIGUNG AN BORD VON SCHIFFEN	22
2.5.1	KOMBINATION BIOREAKTOR UND ULTRAFILTRATION	22
2.5.2	GESETZLICHER HINTERGRUND	22
<u>3</u>	<u>ANLAGENBESCHREIBUNG</u>	<u>24</u>
3.1	ABWASSERVORBEHANDLUNG	24
3.1.1	VORFILTER.....	25
3.1.2	HÄCKSLER	26
3.2	UMKEHROSMOSEANLAGE	27
3.2.1	BETRIEBSBEREIT	28
3.2.2	BETRIEB.....	28
3.2.3	SPÜLUNG	28
3.2.4	REINIGUNG.....	29
3.3	MEMBRAN-BIOREAKTOR	30
3.3.1	BETRIEBSBEREIT / STAND - BY.....	31
3.3.2	BETRIEB.....	31
3.3.3	RÜCKSPÜLEN	32

1. Einleitung	4
3.3.4 REINIGUNG.....	32
<u>4 MATERIALIEN UND METHODEN</u>	33
<u>4.1 ABWASSER</u>	33
<u>4.2 SCHLAMMEIGENSCHAFTEN</u>	33
4.2.1 TROCKEN-SUBSTANZ-GEHALT	33
4.2.2 SAUERSTOFFGEHALT	33
4.2.3 DICHTER	33
4.2.4 VISKOSITÄT	34
4.2.5 ABSETZBARE STOFFE	34
<u>4.3 ONLINE MESSUNG DES CHEMISCHEN SAUERSTOFFBEDARFS</u>	35
4.3.1 KÜVETTENTEST	35
4.3.2 SPEKTRALPHOTOMETRIE.....	36
<u>4.4 VERGLEICH HÄCKSLER MIT VORFILTER</u>	39
<u>4.5 REINIGUNG DES MBR</u>	39
<u>4.6 KEIMZAHLBESTIMMUNG IN ABHÄNGIGKEIT DER ZEIT ZWISCHEN DEN RÜCKSPÜLVORGÄNGEN</u>	41
<u>4.7 OPTIMIERUNG DER RÜCKSPÜLUNG</u>	41
4.7.1 VOLUMENSTROMABNAHME WÄHREND EINES RÜCKSPÜLINTERVALLS	43
4.7.2 EFFEKTIVER VOLUMENSTROM	45
<u>4.8 ERHÖHUNG DER BSB₅ BELASTUNG</u>	46
<u>5 ERGEBNISSE</u>	47
<u>5.1 SCHLAMMEIGENSCHAFTEN</u>	47
5.1.1 TS-GEHALT.....	47
5.1.2 SAUERSTOFFGEHALT	47
5.1.3 DICHTER	47
5.1.4 VISKOSITÄT	48
5.1.5 VOLUMENANTEIL DER ABSETZBAREN STOFFE	50
5.1.6 VERHÄLTNISS DES CHEMISCHEN UND BIOLOGISCHEN SAUERSTOFFBEDARFS.....	50
<u>5.2 EIGNUNG DER CSB ONLINE MESSUNG</u>	51
5.2.1 FORM UND EINBAUBEDINGUNGEN	51

1. Einleitung	5
5.2.2 SOFTWARE.....	51
5.2.3 MESSWERTEVERGLEICH.....	52
<u>5.3 PARTIKELUNTERSUCHUNG AM HÄCKSLER</u>	<u>52</u>
<u>5.4 KEIMZAHLBESTIMMUNG ÜBER DIE ZEIT ZWISCHEN DEN RÜCKSPÜLVORGÄNGEN</u>	<u>54</u>
<u>5.5 OPTIMIERUNG DER RÜCKSPÜLUNG</u>	<u>56</u>
5.5.1 VOLUMENSTROMABNAHME WÄHREND DES RÜCKSPÜLINTERVALLS	57
5.5.2 EFFEKTIVER VOLUMENSTROM	58
<u>5.6 ERHÖHTE BSB₅ BELASTUNG</u>	<u>59</u>
<u>6 ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK</u>	<u>61</u>
<u>7 SYMBOLVERZEICHNIS</u>	<u>63</u>
<u>8 ABBILDUNGEN</u>	<u>68</u>
<u>9 LITERATUR</u>	<u>69</u>
<u>10 ANHANG</u>	<u>71</u>

1 Einleitung

Anfang der 70er Jahre wurde von der International Maritime Organization (IMO) ein Abkommen unterzeichnet, was die Meerwasserverschmutzung begrenzt. Im September 2003 traten die ersten Teile dieses Abkommens, des so genannten MARPOL-Abkommens [9], in Kraft. Voraussetzung dafür war, dass mindestens 15 Länder zustimmen und 50 % aller auf See eingesetzten Bruttoregistertonnen unter dieses Abkommen fallen. In der Anlage IV des Abkommens wird die Abwassermenge und Konzentration beschrieben, die ungeklärt in die Ozeane geleitet werden darf.

Die Firma Rochem UF-Systeme GmbH in 21107 Hamburg entwickelt in Zusammenarbeit mit der TUHH Arbeitsbereich Anlagenbau Anlagen zur dezentralen Wasseraufbereitung. Einige Anlagen werden bereits auf Schiffen eingesetzt.

Das Prinzip dieser Anlage besteht aus drei Teilschritten: einer Vorklärung, einer biologischen Behandlung und der Trennung vom Schlamm und Wasser.

Im Rahmen dieser Arbeit wird alternativ zur Vorklärung mit einem Filter noch ein Zerkleinerungsverfahren getestet.

Bei der Ultrafiltration zeigen bisherige Betriebserfahrungen, dass die Membranen häufig gereinigt werden müssen. Um die Gesamtanlage zu verbessern, soll dieser Teilschritt in einer Testanlage auf dem Gelände der Kläranlage in Seevetal genauer untersucht und verbessert werden. Im Rahmen dieser Arbeit wird die Auswirkung der Rückspülung auf die Ablaufqualität untersucht. Außerdem soll diese Spülung im Hinblick auf Dauer und zeitlichen Abstand optimiert werden.

Die Testanlage wird mit vorbehandeltem Abwasser nach dem Absetzbecken der Kläranlage betrieben. Um die Testsituation für den Einsatz auf Schiffen zu verbessern, wird das Abwasser mit einer Umkehrosmose Anlage aufkonzentriert. Die Verbesserung der Umkehrosmoseanlage soll untersucht werden.

Eine Online-Messung für die Ablaufqualität kann in Zukunft umständliche Labor-test auf Schiffen vermeiden. Eine erste Generation dieser Messung wird im Rahmen dieser Arbeit getestet.

2 Grundlagen

Die Anlage zur dezentralen Abwasseraufbereitung schließt die Verfahren Filtration, Ultrafiltration, Umkehrosmose und der aeroben biologischen Abwasseraufbereitung ein. Alternativ zur Filtration wird noch ein Zerkleinerungsverfahren getestet. Nach allen Teilschritten wird die Wasserqualität spektralphotometrisch überprüft und mit Laborversuchen kontrolliert.

2.1 Zerkleinern

Das Zerkleinern kann in vier Untergruppen eingeteilt werden:

- Beanspruchung zwischen (zwei) Zerkleinerungswerkzeugen, wie Druck-, Schub-, Schlag- und Schneidbeanspruchung,
- Beanspruchung an einem Zerkleinerungswerkzeug (Prall), wie Stoß gegen eine feste Wand, Stoß gegen bewegtes Werkzeug und gegenseitiger Partikelstoß,
- Beanspruchung durch das umgebende Medium, wie Scherströmung Druckwellen und Kavitation,
- Beanspruchung durch nichtmechanische Energiezufuhr, wie thermische, elektromagnetische und chemisch induzierte mechanische Spannungen.

Die Massenbezogene Zerkleinerungsarbeit w_m kann für einen Partikelgrößenbereich von $100\mu m < x_{Part} < 50mm$ über den Ansatz von Bond mit der Bondkonstanten c_B berechnet werden.

$$w_m = c_B \cdot \left(\frac{1}{\sqrt{x_p}} - \frac{1}{\sqrt{x_A}} \right) \quad (2.1)$$

Dieser Ansatz gilt für eine Kollektivzerkleinerung und wurde experimentell ermittelt.

Der Einsatzbereich von Zerkleinerungsmaschinen ist nach dem Partikelgrößenbereich des Aufgabegutes eingeteilt.

In Abbildung 2.1 sind verschiedene Zerkleinerungsmaschinen, mit den entsprechenden Angaben für welche Partikelgrößenbereiche diese geeignet sind, dargestellt.



Abbildung 2.1 Einsatzbereich von Zerkleinerungsmaschinen [11]

Da es im Abwasser verschiedene Partikelgrößen gibt, handelt es sich um eine Partikelverteilung. Deren Zerkleinerungsarbeit wird mit folgender Formel unter Verwendung einer Konstanten x^* und dem Bond-Index w_i berechnet.

$$w_m = w_i \cdot \left(\left(\frac{x^*}{x_{80;p}} \right)^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{x^*}{x_{80;A}} \right)^{\frac{1}{2}} \right) \quad (2.2)$$

Bei einer Partikelverteilung werden folgende Werte angegeben die charakteristisch für jede Probe sind.

- Der Medianwert (auch Zentralwert) ist als Punkt in der Mitte definiert, 50 % der Messwerte liegen darunter und 50 % darüber.
- Der Mittelwert ist das arithmetische Durchmesser Mittel aller Partikel.
- Der Sauter - Durchmesser $d_{3,2}$ ist der Äquivalentdurchmesser von monodispersen Kugeln mit gleicher spezifischer Oberfläche, wie das betrachtete Kollektiv.
- Das Maximum ist die Partikelgröße, die am häufigsten vorhanden ist.

2.2 Membranverfahren

Alle Membranverfahren sind Trennverfahren. Dabei wandern bzw. diffundieren die Teilchen, die kleiner sind als die Membranporen, durch die Poren und die restlichen werden zurückgehalten. Die einzelnen Verfahren sind eingeteilt nach der Größe der Membranporen bzw. nach der Größe der abgetrennten Stoffe. In Abbildung 2.2 wird die Porengröße der verschiedenen Membranverfahren dargestellt.

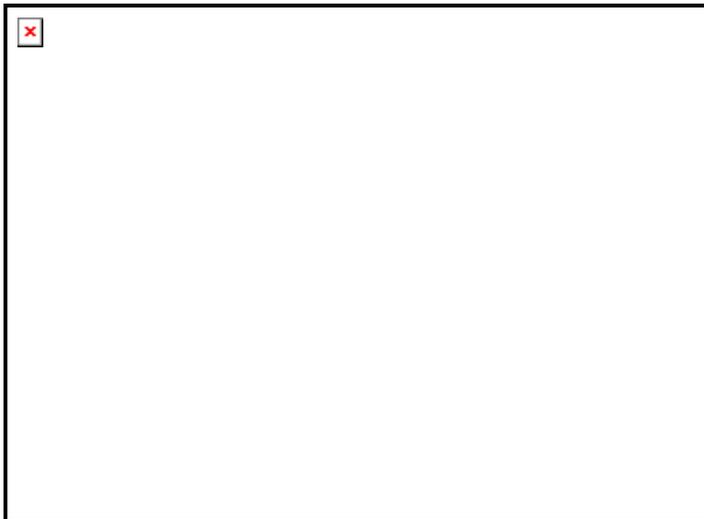


Abbildung 2.2 Trenngrenzen der verschiedenen Membranverfahren

Die Membranen werden Modulweise aufgebaut. Es gibt verschiedene Modularten wie Wickelmodul, Plattenmodul, Schlauchmodule, Hohlfadenmodule und Rohrmodule. Hier wurde ein Kissenmodul der Firma Rochem UF-System, wie in Abbildung 2.3 zu sehen, verwendet.

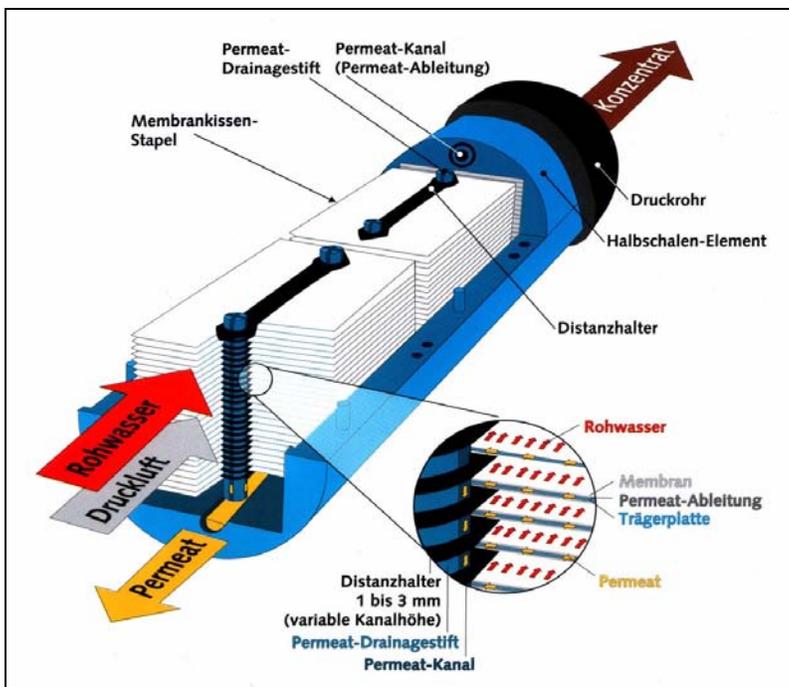


Abbildung 2.3 Rochem-Modul

2.2.1 Filtration

Ziel dieses Verfahrens ist es, Partikel von der umgebenden Flüssigkeit abzutrennen. Die Trenngrenze wird durch die Größe der Poren des Filters festgelegt. Der entstehende Filterkuchen wird durch geeignete Verfahren mechanisch oder durch Rückspülung entfernt.

Es gibt kontinuierliche und diskontinuierliche Filter. Die kontinuierlichen Filter werden während der Filterzeit gereinigt und können ohne Pause betrieben werden. Die diskontinuierlichen müssen von Zeit zu Zeit auf Reinigungsbetrieb umgeschaltet werden.

Außerdem gibt es eine Druckunterteilung. Einerseits gibt es drucklose Filter, bei denen das Filtrat nur durch die Schwerkraft den Filter durchdringt. Andererseits besteht die Möglichkeit, einen Überdruck auf die Filteroberseite zu geben. Die dritte Möglichkeit ist, einen Unterdruck an der Unterseite des Filters anzulegen.

Alle Berechnungen der Filtertechnik beruhen auf dem Ansatz von Darcy, der eine eindimensionale Strömung eines Fluids durch ein poröses Haufwerk beschreibt. Dabei setzt er das Verhältnis des transmembranen Druckes Δp zur Filterdicke H gleich mit dem Produkt der dynamischen Viskosität η und der mittleren Filtergeschwindigkeit \bar{v} geteilt durch die Permeabilität B_0 .

$$\frac{\Delta p}{H} = \eta \cdot \frac{\bar{v}}{B_0} \quad (2.3)$$

Die Permeabilität hängt von einer Vielzahl von Kennwerten des Filterkuchens ab und muss in der Regel experimentell bestimmt werden.

2.2.2 Ultrafiltration

Die Ultrafiltration (UF) unterscheidet sich zur Filtration nur in der Größe der zu trennenden Partikel, der Trenngrenze. Diese können der Abbildung 2.2 entnommen werden. Die Abtrennung höhermolekularer sowie in Lösung befindlicher flüs-

siger und fester Stoffe findet durch Druckanlegung von 1 – 10 bar über der Membran statt. Die Partikel oder Makromoleküle werden durch die Membran zurückgehalten und das Lösungsmittel wandert durch die Poren. Als Membranmaterial werden hauptsächlich Polyamide, Polysulfane und Celluloseacetate eingesetzt. Die UF eignet sich u.a. zur Reinigung folgender Abwässer:

- Öl -, Fett- und Waschemulsionen,
- Kühl- und Schmiermittel,
- Öl - Wassergemische,
- Latex - Schlämme,
- Wasch- und Prozesswässer.

Es gibt zwei Arten der UF, eingeteilt nach der Strömungsart:

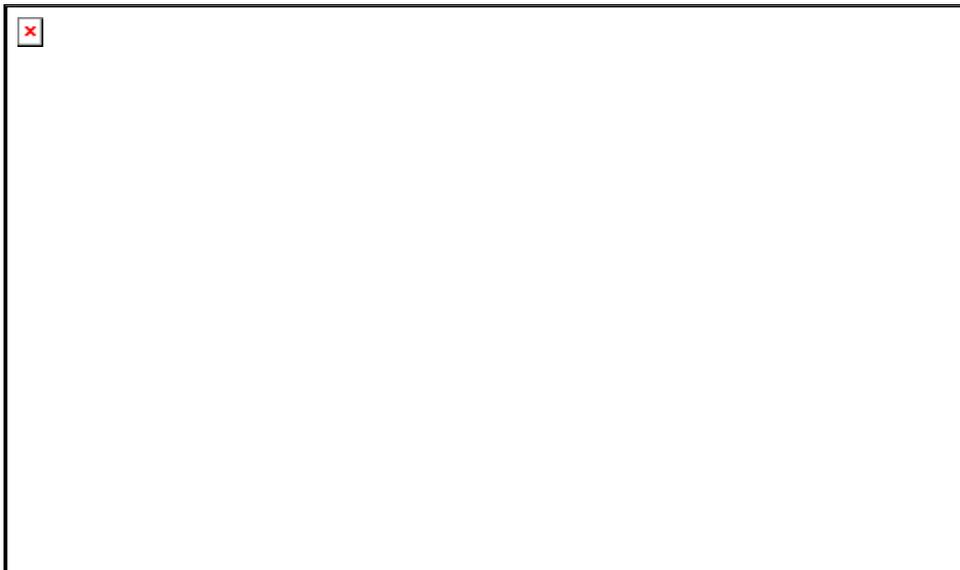


Abbildung 2.4 Ultrafiltrationsarten [5]

Bei der Dead-End-Filtration fließt das Feed senkrecht auf den Filter und wird dort vollständig aufgetrennt in Permeat und Filterkuchen.

Bei der Cross-Flow-Filtration fließt das Feed über die Membran. Hinter der Membran wird das nicht filtrierte Retentat eventuell mit neuem, zulaufenden Substrat vermischt und wieder über die Membran geleitet. Das Ablassen des Retentats erfolgt kontinuierlich oder im Batch-Betrieb und wird über ein Ventil durch einen vor-eingestellten Volumenstrom geregelt.

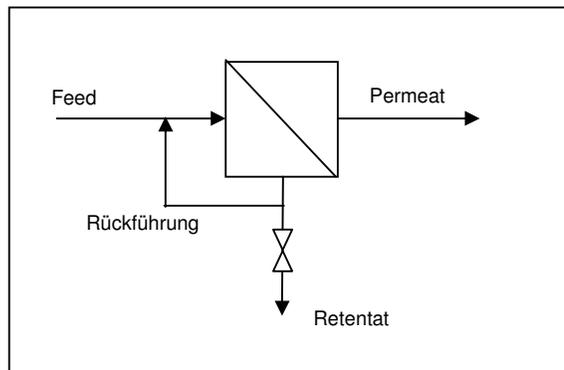


Abbildung 2.5 Rückführung der Cross-Flow-Filtration

Bei beiden Betriebsarten entsteht nach einer gewissen Zeit ein Filterkuchen auf der Membran, der das Durchströmen behindert. Ab einer bestimmten Dicke wird dieser Filterkuchen entfernt. Das Entfernen des Filterkuchens wird durch eine Rückspülung erreicht. Dabei wird ein Teil des Permeats von der Rückseite durch die Membran gedrückt, so dass sich der Filterkuchen von der Membran löst und durch das vorbeifließende Substrat abgeführt wird. Die Filter- und Rückspülzeiten müssen dem Feed angepasst werden. Im vorliegenden Fall wird Wasser von Belebtschlamm abgetrennt.

Die Transportgleichung beschreibt den Permeatstrom J_{H_2O} in Abhängigkeit vom transmembranen Druck Δp , der dynamischen Viskosität η und dem Rückhaltevermögen der Membran R_M und Filterkuchen R_K .

$$J_{H_2O} = \frac{\Delta p}{\eta(R_M + R_K)} \quad (2.4)$$

2.2.3 Umkehrosmose

Die Umkehrosmose (RO) ist ein physikalisches Wasseraufbereitungsverfahren, das mit Hilfe von Druck reines Wasser aus einer Lösung herausdrückt. Die Permeabilität (Durchlässigkeit) der Membran kann so klein sein, dass praktisch alle Verunreinigungen, wie z.B. Salzmoleküle, Bakterien und sogar Viren vom Wasser getrennt werden. Die RO ist ein Prozess, der gegenüber dem natürlichen Phänomen der Osmose entgegengesetzt abläuft. In Abbildung 2.6 ist eine schematische Versuchsanordnung für die Untersuchung des Osmoseeffektes dargestellt.

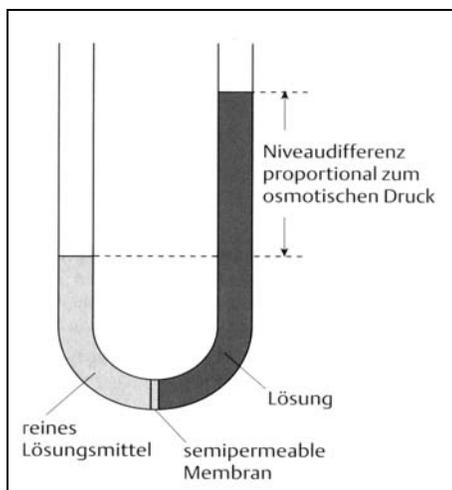


Abbildung 2.6 Versuchsanordnung des Osmoseeffektes [8]

Zwei Behälterabteile sind durch eine semipermeable Membran getrennt. Wassermoleküle durchqueren die Membran gleichmäßig in beide Richtungen, wenn in beiden Armen des U-Rohrs reines Wasser ist. Wird jedoch eine Hälfte mit Salzen versetzt, steigt der Wasserspiegel auf dieser Lösungsseite an. Da in der Hälfte des reinen Lösungsmittels der Volumenanteil des reinen Wassers größer ist als der Volumenanteil der Lösungsseite, wandern mehr Wassermoleküle in Richtung der Lösung.

Dieser Effekt findet solange statt, bis der hydrostatische Druck so groß ist, dass er den Konzentrationsunterschied als Gegenkraft ausgleicht. Diese Druckdifferenz, die sich aus dem Höhenunterschied ergibt, wird Osmotischer Druck genannt. In

der Gleichung von van't Hoff ist die Proportionalität zwischen der Stoffmengenkonzentration c und des Osmotischen Druckes π zu erkennen.

$$\pi = c \cdot R \cdot T \quad (2.5)$$

Der Effekt der Osmose wird bei der Umkehrosmose umgekehrt, indem die höher konzentrierte Seite mit Druck beaufschlagt wird. Dieser Druck ist größer als der osmotische Druck. Die Wassermoleküle werden nun durch den Druck, der größer ist als die Kraft des Konzentrationsunterschiedes, durch die Membran gedrückt. Dadurch wird die Konzentration weiter erhöht. Auf der anderen Seite wird das Volumen an reinem Wasser vergrößert. Der Druckbereich liegt bei 10 - 200 bar. Der Transport durch die Membran wird mit folgenden Gleichungen beschrieben. Dabei sind A und B die Membrankonstanten, Δp_H der Hydrostatische Druckunterschied, $\Delta\pi$ der Osmotische Druck und Δc die Konzentrationsdifferenz.

$$\text{Wassertransport : } J_W = A \cdot (\Delta p_H - \Delta\pi) \quad (2.6)$$

$$\text{Salztransport : } J_S = B \cdot \Delta c \quad (2.7)$$

2.2.4 Konzentrations-Polarisation, Fouling, Scaling

Die Konzentrations-Polarisation ist eine Aufkonzentrierung der Teilchen, die nicht durch die Membran wandern, von der Feedkonzentration c_F über die Grenzschicht δ bis zur Membrankonzentration c_M . Die Konzentration c wird größer, je kleiner der Abstand x zur Membran wird. Der Grund für dieses Verhalten kann durch die Filmtheorie an Hand der Abbildung 2.7 erklärt werden.

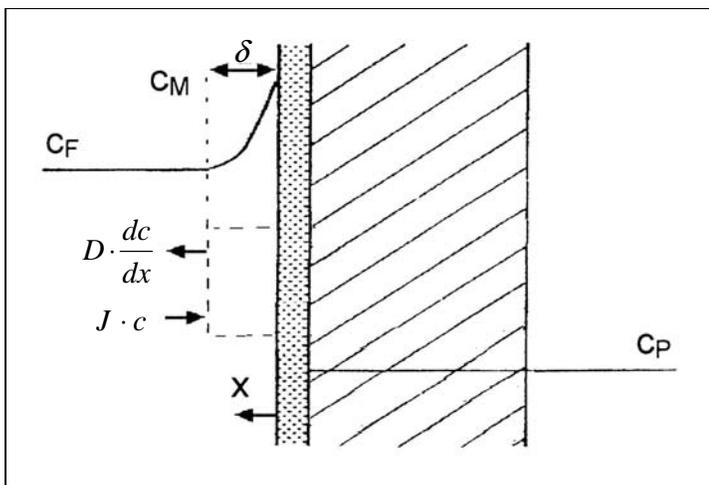


Abbildung 2.7 Konzentrationsanstieg an einer Membran

Das Filmmodell geht davon aus, dass innerhalb der Grenzschicht zwischen Membran und Wasser keine Turbulenz vorhanden ist. Der einzige Beitrag zum Transport wird durch laminare Konvektion und Diffusion geleistet. Oberhalb der Grenzschicht schließt sich direkt der gut durchmischte Wasserkörper an, in welchem die Turbulenz vollständig ausgebildet ist[10].

Ein reiner Diffusionstransport durch die Grenzschicht wird in jedem Fall eine zu kleine Transfargeschwindigkeit J liefern. Jede Form von Restturbulenz innerhalb der Grenzschicht wird den Transport stark beschleunigen. Das Filmmodell liefert daher eine untere Grenze für die tatsächliche Austauschrate[10].

Massenbilanz im gestrichelten Bereich:

$$0 = J \cdot c - D \cdot \frac{dc}{dx} \quad (2.8)$$

Nach dem Trennen der Variablen entsteht

$$\int_0^\delta J \cdot dx = \int_{c_F}^{c_M} D \cdot \frac{dc}{c} \quad (2.9)$$

durch Integration innerhalb der Grenzen. Durch Ersetzen von $\frac{D}{\delta} = k_s$ erhält man

$$J = k_s \cdot \ln \frac{c_M - c_P}{c_F - c_P} \quad (2.10)$$

$$\exp\left(\frac{J}{k_s}\right) = \frac{c_M - c_P}{c_F - c_P} \quad (2.11)$$

Übersteigt die Konzentration den Punkt der Ausfällung, wird dies bei Salzionen Scaling genannt.

Setzen sich organische Partikel auf der Membran fest, bzw. dringen diese in die Poren der Membran, wird es als Fouling bezeichnet.

Bei der UF und der RO sollte die Konzentrations - Polarisation so klein gehalten werden, dass kein Fouling und kein Scaling entsteht. Die Ausfällung muss möglichst vermieden werden, da sonst die Membran irreversibel beschädigt werden kann.

2.2.5 Rückspülung bei der Ultrafiltration

Um den entstehenden Filterkuchen abzubauen bzw. abzutragen ist eine Rückspülung nötig. Mit Hilfe von Luftdruck wird Permeat zurück durch die Membran gedrückt. Dadurch wird der Filterkuchen abgelöst und von dem überströmenden

Wasser abtransportiert. Da eine lange Spülzeit die Membran gut reinigt, durchtritt nach der Reinigung mehr Permeat die Membran.

Der Permeatvolumenstrom während der Filtration wird mit dem dazugehörigen negativen Permeatvolumenstrom während der Rückspülung aufsummiert, um den effektiven Permeatvolumenstrom zu ermitteln. Dieses Verhalten ist bei verschiedenen Reinigungszeitintervallen zu messen. So kann das optimale Verhältnis bestimmt werden, bei dem die größte Ausbeute erreicht wird.

$$\dot{V}_{P_{eff}} = \left(\int_0^{t_F+t_R} \dot{V}_P \cdot dt \right) \cdot \frac{60 \text{ min}}{t_F + t_R} \quad (2.12)$$

2.3 Aerobe biologische Abwasser-Reinigung

Das weltweit am häufigsten eingesetzte Verfahren zur Reinigung von Abwässern ist das Belebtschlammverfahren. Dieses Verfahren dient zur Abwasserreinigung in Kläranlagen, das mit in Schwebelage gehaltenen Bakterienflocken operiert. Derartige Anlagen können im kontinuierlichen-Betrieb oder im Batch-Betrieb gefahren werden. Beim kontinuierlichen-Betrieb sind ein Belebungsbecken zur Belüftung des Belebtschlamm - Abwasser Gemisches und ein Nachklärbecken zur Schlammabtrennung erforderlich. Der Belebtschlamm wird im Nachklärbecken durch Absetzen eingedickt und mit Hilfe einer Pumpe in das Belebungsbecken zurückgeführt. Leistungsbegrenzendes Element des konventionellen Belebtschlammverfahren ist unbestritten die Sedimentation im Nachklärbecken zur Abtrennung der Biomasse vom Reinwasser.

Das Abwasser wird mit Bakterien versetzt, die die organischen Bestandteile mit Hilfe von Luftsauerstoff in CO_2 und H_2O zersetzen.



In einer nachgeschalteten Stufe wird gereinigtes Wasser vom Schlamm getrennt. Das Betriebsverhalten einer Belebung ist abhängig von verschiedenen Parametern:

- Zulaufstrom,
- Verweilzeit,
- Zusammensetzung,
- TS-Gehalt,
- Raumbelastung,
- Schlammbelastung.

Da der Zulaufstrom \dot{V}_{in} in einem bestimmten Bereich variiert und die Beckengröße V_R nicht verändert werden kann, ist die Verweilzeit τ_h von beiden Größen abhängig. Je größer der Zulaufstrom, desto kleiner ist die Verweilzeit. Je kleiner der Zulaufstrom, desto größer ist die Verweilzeit.

$$\tau_h = \frac{V_R}{\dot{V}_{in}} \quad (2.14)$$

Der TS-Gehalt beschreibt den Anteil der trockenen Substanz im Abwasser und ist damit ein Maß für die Biomassenkonzentration. Ein hoher TS-Gehalt bedeutet viele Bakterien und damit ein guter Abbau von organischen Substanzen.

In der Klärwerkstechnik wird häufig Zulaufstrom mit BSB₅-Gehalt und das Beckenvolumen im Begriff der Raumbelastung B_R zusammengefasst. Die Raumbelastung B_R ist der Quotient aus organischer Belastung und Beckenvolumen und wird in der Regel auf einen Tag bezogen. [12]

$$B_R = \frac{\dot{m}_{BSB_5}}{V_R} \quad (2.15)$$

Die Schlammbelastung stellt das Verhältnis der täglich zugeführten BSB₅ - Fracht zur im Belebungsbecken vorhandenen Biomasse dar, wobei die Biomasse als Trockensubstanz (TS), manchmal auch als organischer Teil der TS, bestimmt wird.

$$B_{TS} = \frac{\dot{m}_{BSB_5}}{m_{TS}} \quad (2.16)$$

Die Güte der Reinigung lässt sich durch Messung folgender Parameter beurteilen:

- Der BSB₅-Wert ist der Bedarf an Sauerstoff, den ein Liter Schlamm benötigt, um in 5 Tagen organische Teilchen biologisch zu zersetzen.
- Der CSB-Wert ist der Bedarf an Sauerstoff, der zur vollständigen Zersetzung in CO₂ und H₂O benötigt wird.
- Der TOC-Wert ist der gesamte organische Kohlenstoff-Gehalt im gereinigten Wasser.

2.4 Spektralphotometrische Messung

Die Spektralphotometrie beruht auf dem photometrischen Messprinzip. Das Licht, welches eine Lösung durchstrahlt, wird in seiner Intensität vermindert (Durchlichtmessung). Diese sogenannte Absorption ist eine substanzspezifische Größe und hängt von der Konzentration des zu absorbierenden Stoffes sowie von der Weglänge des Lichtes im Medium ab. Bei verschiedenen Wellenlängen ist die Absorption grundsätzlich unterschiedlich stark, d.h. jede absorbierende Substanz besitzt ein charakteristisches Absorptionsspektrum. Die klassische Photometrie basiert auf der Messung der Absorption bei nur einer einzigen Wellenlänge. Im Vergleich nutzt die Spektralphotometrie die Absorptionsmessung bei verschiedenen Wellenlängen, d.h. sie wertet Absorptionsspektren aus. Dadurch besitzt die

spektralphotometrische Analyse einen wesentlich höheren Informationsgehalt als die klassische Photometrie. [3]

Für (spektral -) photometrische Messverfahren wird das Phänomen der Lichtabsorption theoretisch durch das sog. Bouguer-Lambert-Beer'sche Gesetz formuliert. Danach ist die molare Konzentration c eines bei der Wellenlänge λ absorbierenden Stoffes, direkt proportional zur Absorption A :

$$A_\lambda = k \cdot c \quad (2.17)$$

Die Proportionalitätskonstante k ist das Produkt aus dem spektralen molaren Absorptionskoeffizienten ε_λ (Einheit: $l \cdot mol^{-1} \cdot cm^{-1}$) der zu messenden Substanz für die Wellenlänge λ und der Schichtdicke d der Messzelle.

$$k = \varepsilon_\lambda \cdot d \quad (2.18)$$

Daraus ergibt sich:

$$A_\lambda = \varepsilon_\lambda \cdot d \cdot c \quad (2.19)$$

Die Funktion A_λ entspricht in der Spektralphotometrie dem Absorptionsspektrum der absorbierenden Substanz. In Wasserproben, die mehrere Substanzen enthalten, die bei ein und derselben Wellenlänge absorbieren, überlagern sich die einzelnen Absorptionsspektren. In diesem Fall stellt A_λ die Absorptionskurve des vermessenen Wassers dar, die sich aus der Summe der sich überlagernden Einzelabsorptionsspektren ergibt. Bei einer Messung wird daher üblicherweise auf die Schichtdicke d normiert:

$$\frac{A_\lambda}{d} = \varepsilon_\lambda \cdot c \quad (2.20)$$

Diese Art der Messwertangabe hat den Vorteil, dass sie für das absorbierende Medium charakteristisch ist, ohne die Konzentrationen und Absorptionskoeffizienten der absorbierenden Einzelstoffe zu kennen. Darauf beruht z.B. die Angabe des

Summenparameters SAK_{254} welcher der spezifischen Absorption bei 254 nm entspricht.

2.5 Abwasserreinigung an Bord von Schiffen

2.5.1 Kombination Bioreaktor und Ultrafiltration

In kommunalen Kläranlagen ist ein Teilschritt das Absetzbecken, in dem die Bakterien vom gereinigten Wasser getrennt werden. Auf Schiffen ist dieser Teilschritt nicht möglich, da die Schiffe sich bewegen. Daher muss ein anderes Verfahren angewendet werden, um die Bakterien vom Wasser zu trennen. In diesem Fall werden die Bakterien durch eine UF vom gereinigten Wasser getrennt.

2.5.2 Gesetzlicher Hintergrund

Im Jahr 1973 entstand ein Abkommen zum Schutz der Meere, das MARPOL-Abkommen. In der Anlage IV ist die Qualität des Abwassers beschrieben.

Am 27.09.2003 trat dieses Abkommen in Kraft. Die Einleitregeln der Anlage IV zum MARPOL-Abkommen 73 / 78 sind anwendbar für:

- Den deutschen Hoheitsbereich der Ostsee durch die Verordnungen des 1. Ostseeschutz-Änderungsverordnung in Verbindung mit dem Helsinki-Übereinkommen [13].
- Den deutschen Hoheitsbereich der Nordsee durch die Verordnung über die Verhütung der Verschmutzung der Nordsee durch Schiffsabwasser.

Die Einleitbestimmungen sind wie folgt geregelt: [9]

- Abwasser aus Aufbereitungsanlagen dürfen im umgebenen Wasser keine Festkörper haben und es darf keine Verfärbung sichtbar sein. Die Anlage muss von der Verwaltung zugelassen sein.

- Mechanisch behandeltes oder desinfiziertes Abwasser darf erst außerhalb der 4 Seemeilen Zone abgelassen werden. Die Anlage muss ebenfalls von der Verwaltung zugelassen sein.
- Unbehandeltes Abwasser muss in Sammel tanks aufbewahrt werden und darf nur außerhalb der 12 Seemeilen Zone nach einer zugelassenen Einleitrate ins Meer geleitet werden. Dabei muss das Schiff auf seinem Kurs eine Mindestgeschwindigkeit von 4 Knoten haben.

Die US Coast Guard haben eigene Grenzwerte. Im Bereich von Alaska gelten strengere Grenzwerte. Die einzuhaltenden Grenzwerte sind:

Parameter	MARPOL 73/78 IMO Resolution [14]	USCG 33 CFR 159 Type II MSD	Alaska Title XIV
Fäkal coliforme Keime/100 ml	250	200	20
Schwimm- und Schwebstoffe mg/l	100	150	30
Biochemischer Sauerstoffbedarf BSB ₅ mg/l	50	k. A.	k. A.
Freie Chloratome mg/l	k. A.	k. A.	10
pH	k. A.	k. A.	6 - 9

Abbildung 2.8 Grenzwerte der Abwassereinleitung

3 Anlagenbeschreibung

Alle Versuche wurden an einer Abwasseraufbereitungs-Anlage der Firma Rochem UF - Systeme GmbH durchgeführt. Diese wurde in Zusammenarbeit mit dem Arbeitsbereich Apparatebau an der TUHH entwickelt. Sie steht auf dem Gelände der Kläranlage Seevetal. Wie in Abbildung 3.1 zu sehen ist, besteht die Anlage aus drei Teilanlagen, die auch getrennt voneinander betrieben werden können.

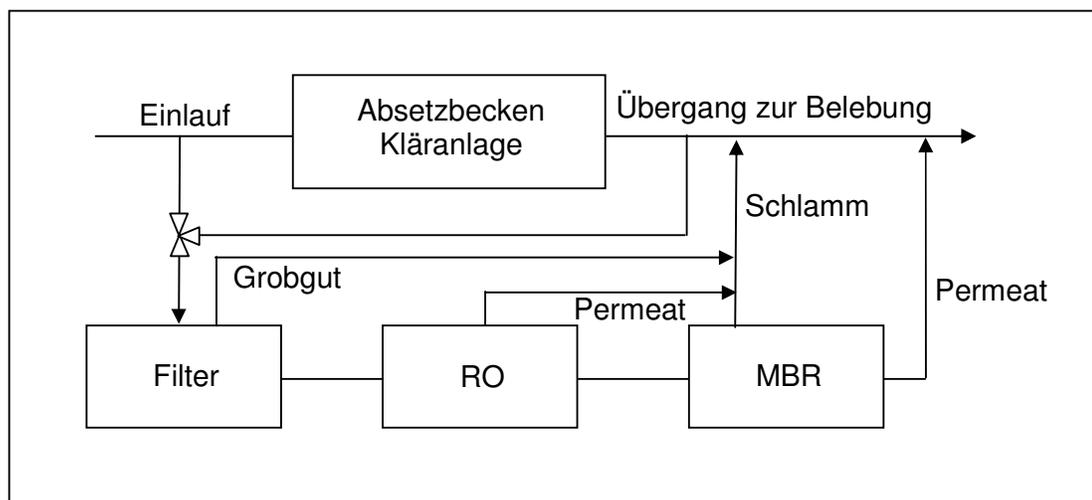


Abbildung 3.1 Anlagenschema

Im Filter werden alle groben Partikel abgefiltert. Die RO-Anlage erhöht die Konzentration der Verunreinigungen im Wasser bzw. zieht sauberes Wasser aus dem Abwasser. In dem Membran-Bioreaktor (MBR), der sogenannten BioFilt - Anlage®, werden organische Inhaltsstoffe biologisch abgebaut. Der Schlamm wird mittels UF vom gereinigten Abwasser getrennt.

3.1 Abwasservorbehandlung

Das Abwasser wird aus einem Becken nach dem Absetzbecken der Kläranlage entnommen. Es gibt auch die Möglichkeit Abwasser vor dem Absetzbecken zu entnehmen, jedoch muss dieses Abwasser 80 m durch einen ca. 50 mm Durchmesser dicken, nicht beheizten Schlauch, gepumpt werden. Auf diese Möglichkeit wurde im Rahmen dieser Arbeit aufgrund der Jahreszeit verzichtet.

3.1.1 Vorfilter

Als Vorfilter wird ein Schwingsieb verwendet. Die Verfahrensauswahl gründet sich auf Ergebnisse in [1].

Das verwendete Schwingsieb arbeitet kontinuierlich nach dem Schwerkraftprinzip. Das Sieb ist auf Federn gelagert und wird durch rotierende Massen so in Bewegung versetzt, dass der entstehende Filterkuchen zur Austrittsöffnung transportiert wird. Um eine Verstopfung zu verhindern, ist das Sieb mit einem eigenen Reinigungssystem ausgestattet. Dieses besteht aus scharfkantigen Zylindern auf einem Stützsieb unterhalb des Feinsiebes. Durch die Bewegung des Siebes werden in den Maschen hängende Fasern abgeschert und zurückgeschlagen [1].

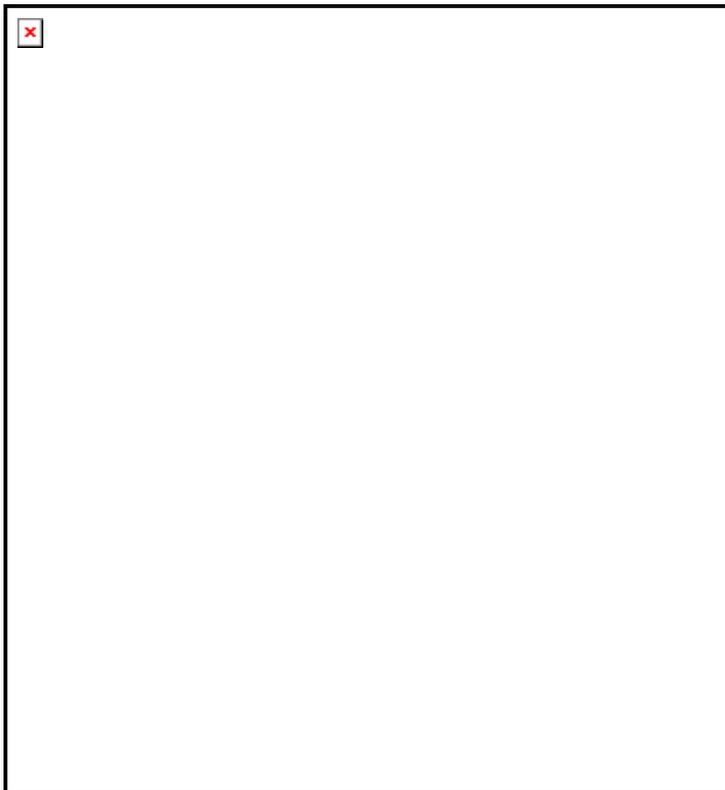


Abbildung 3.2 Schematische Darstellung des SWECO-Siebs

3.1.2 Häcksler

Alternativ zum bestehenden Vorfilter wird noch ein Häcksler der Firma Haig in England (Chumpit STP 1600) getestet. Das in Abbildung 3.3 dargestellte Gerät besteht aus einem Elektromotor, dessen beide Wellenenden genutzt werden. Auf der einen Seite ist ein rotierender Arm mit einer Klinge, die über eine Lochplatte kreist und auf der anderen Seite eine Schneckenpumpe.

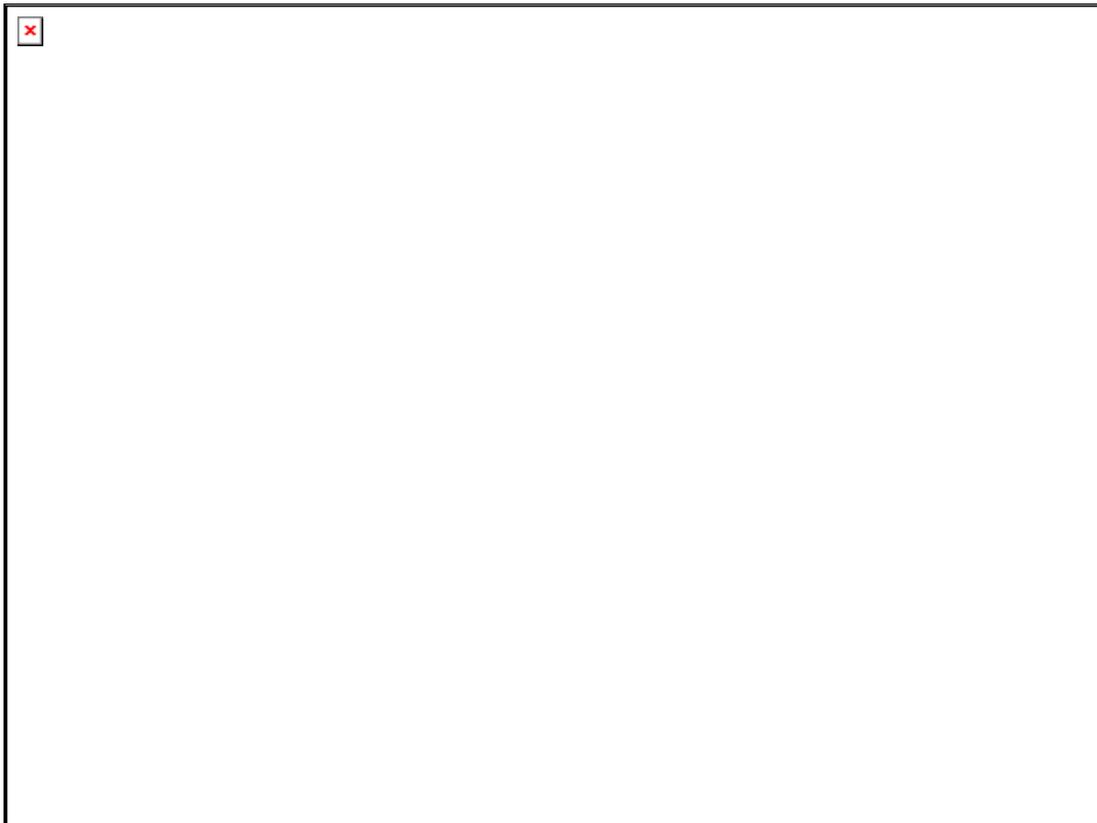


Abbildung 3.3 Chumpit STP 1600

Das verschmutzte Wasser wird durch den Häcksler gesaugt und gelangt über das Bypassrohr in die Pumpe. Die Schneckenpumpe, für viskoses oder Partikelversetztes Wasser, fördert das Abwasser. Der Häcksler hat eine Lochgröße von 3 mm Durchmesser. Die maximale Partikelgröße ist dadurch kleiner als die Lochgröße.

3.2 Umkehrosmoseanlage

Um die Konzentration an BSB_5 im Einlauf des MBR zu erhöhen, ist eine Umkehrosmoseanlage (RO) vor den MBR geschaltet. Diese RO wurde im Rahmen einer Diplomarbeit im Juni 2003 entworfen und in Betrieb genommen [2]. Laut dieser Messdaten ist eine Aufkonzentrierung von ca. 700 mg CSB / l auf 1400 mg CSB / l realisierbar, jedoch sind die Reinigungsintervalle nach 22 - 34 h, je nach Permeatstrom, recht kurz [2].

Die wichtigen Betriebsmodi werden im Folgenden an Hand eines einfachen Verfahrensfließbildes erklärt. Ein vollständiges RI-Fließbild befindet sich im Anhang A8. Alle Programme laufen über eine Speicherprogrammierbare Steuerung (SPS) automatisch ab und können über Sollwerte optimiert werden. Im Anhang A6 sind alle Ventilstellungen zur Inbetriebnahme und in Anhang A1 sind alle Ventilstellungen beim Betrieb jeweils in einer Tabelle zusammengefasst.



Abbildung 3.4 RO-Anlagenschema

3.2.1 Betriebsbereit

Nach dem Einschalten der Anlage schaltet die Anlage in den Betriebsbereit - Modus, wenn keine Fehlermeldungen vorliegen. Sollten Fehlermeldungen erscheinen, sind diese Fehler abzustellen und die Fehlermeldung kann quittiert werden. Danach schaltet die Anlage in den Betriebsbereit - Modus.

3.2.2 Betrieb

Nachdem der Zulaufbehälter gefüllt ist, startet diese im Anfahrmodus mit niedrigerem Druck und schaltet danach in ihren Betriebsmodus. Dabei wird das Abwasser aus dem Zulaufbehälter über die Tauchpumpe PT 2001 in den Kreislauf gepumpt. Der Druck wird durch die Kolbenpumpe PK 6001 auf ca. 10 bar erhöht.

Im Kreislauf wird das Feed durch die Kreislumpumpe PP 6001 gefördert. Dabei überströmt das Feed die Membran.

Reines Wasser (Permeat) durchtritt die Membran und wird im Behälter B 9001 für die Reinigung zwischengelagert. Der Überschuss an Permeat wird über die Pumpe PK 9001 verworfen.

Das Retentat / Permeat-Verhältnis wird über das Ventil VS 7001 geregelt.

Das Retentat wird im Behälter B 7001 gesammelt und je nach Bedarfsanforderung der BioFilt-Anlage®, durch die Kreislumpumpe PK 7001, als Zulauf für diese verwertet.

Bei hohem Füllstand in B 7001 wird Retentat über das Ventil VP 70012 verworfen.

3.2.3 Spülung

Gemäß in der SPS eingestellten Zeiten startet der Spülmodus und Konzentrat wird am Behälter B 7001 vorbei, in den Ablauf geleitet. Das Ventil VS 7001 wird geöffnet, dadurch sinkt der Permeatfluss. Ist VS 7001 ganz geöffnet und die voreingestellte Spülzeit abgelaufen, wird die gesamte Flüssigkeit mit Luft aus der Anlage

gedrückt. Zum Schluss startet die Anlage wieder mit dem Anfahrmodus den Betrieb.

3.2.4 Reinigung

Der Reinigungsmodus startet automatisch, wenn der voreingestellte Permeatvolumenstrom selbst bei maximal zulässiger transmembraner Druckdifferenz nicht mehr erreicht wird sowie bei Handanwahl. Die Reinigung kann in die drei Schritte Vorbereitung, Reinigung und Neuanfahren unterteilt werden.

3.2.4.1 Vorbereitung

Dieser Zwischenschritt ist der Übergang vom Betriebsmodus zum Reinigungsmodus. Damit im nächsten Teilschritt kein Reiniger in den Konzentrattank B 7001 gelangt, wird dieser bis zum Anfahrmodus umgangen und das Retentat verworfen. Das Druckhalteventil VS 7001 wird ganz geöffnet, damit die Membran nur über- und nicht durchströmt wird.

3.2.4.2 Reinigung

Permeat wird aus B 9001 über das Ventil VP 90012 und über die Heizung HZ 115 in den Kreislauf gepumpt. Nach einer voreingestellten Zeit wird Reiniger aus B 115 in B 9001 dosiert. Das Gemisch von Reiniger und Permeat wird für eine vorher eingestellte Zeit im Kreis über das Ventil VP 70013 geführt. Am Ende der Reinigungszeit wird das Gemisch durch Öffnen des Ventils VP 70012 und Schließen von VP 70013, bis zum Erreichen des Min-Standes im B 9001, in den Ablauf geleitet. Das Gemisch in der Anlage wird mit Hilfe von Druckluft verworfen.

3.2.4.3 Neuanfahren

Um die verbliebenen Reste des Reinigers zu entfernen wird die Anlage bei niedrigem Druck angefahren und das Konzentrat wird anfangs noch in den Ablauf geleitet. Anschließend startet die Anlage wieder in Anfahrmodus bzw. ist bei Handanwahl wieder betriebsbereit.

3.3 Membran-Bioreaktor

Im Membran-Bioreaktor werden organische Verunreinigungen durch Bakterien und Sauerstoff im Reaktorteil in CO_2 und H_2O umgewandelt und das gereinigte Wasser abfiltriert. Letzte Keimspuren werden in UV – Brenner zerstört.

Als Membran werden 6 Module mit je 9 UF – Kassetten der Firma Rochem verwendet. Die PS – 20 Membranen in den Kassetten haben eine Trenngrenze von 200 kDalton und bestehen aus Polysulfone. Die Kanalhöhe beträgt 3 Millimeter und die Fläche pro Kassette ist $0,68 \text{ m}^2$ groß.

Die wichtigen Betriebsmodi werden im Folgenden an Hand eines einfachen Verfahrensfließbildes erklärt. Ein vollständiges RI-Fließbild befindet sich im Anhang A9. Bis auf die Reinigung, laufen alle Programme über eine SPS automatisch ab und können über Soll- und Grenzwerte verändert werden.

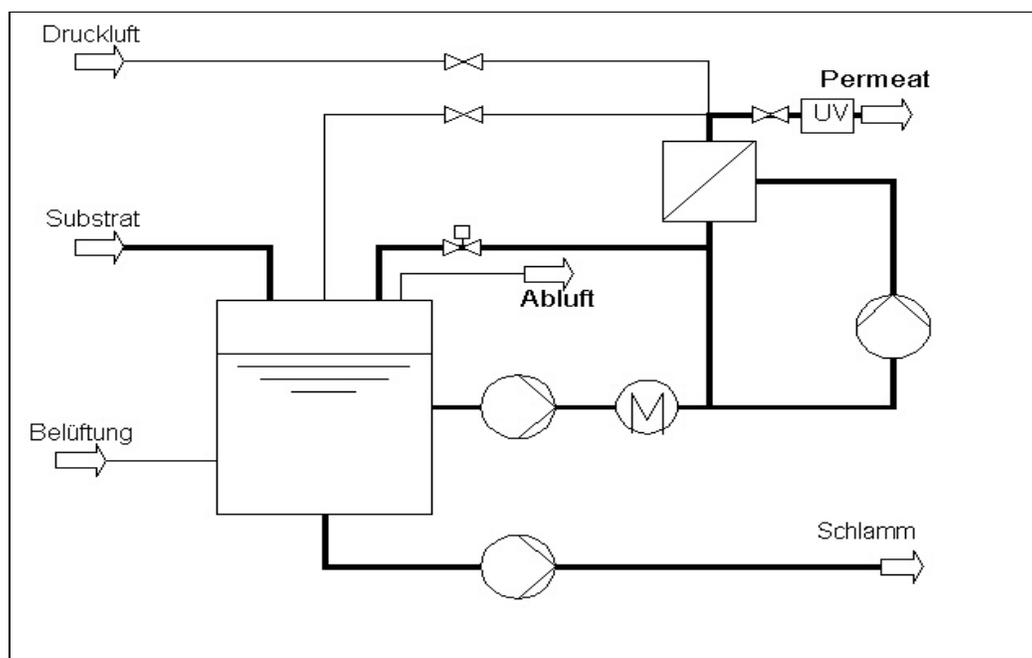


Abbildung 3.5 Bio-Filt-Anlagenschema

Die Betriebsarten sind unterteilt in Stand - by, Anfahren, Betrieb, Rückspülen und Reinigen. Im Anhang A2 sind alle Ventilstellungen in einer Tabelle zusammengefasst. In Anhang A7 befindet sich die Beschreibung für die Inbetriebnahme.

3.3.1 Betriebsbereit / Stand - by

In diesem Modus sind alle Zu- und Abläufe geschlossen, die Pumpen stehen still. Nach dem Einschalten der Anlage und wenn keine Fehlermeldung vorliegt, schaltet die Anlage in den Betriebsbereit - Modus. Sollten Fehlermeldungen erscheinen, sind die entsprechenden Fehler abzustellen und die Fehlermeldung kann quittiert werden. Danach schaltet die Anlage in den Betriebsbereit-Modus um.

Die Be- und Entlüftung wird immer mit der Spannungsversorgung eingeschaltet, um ein Umkippen des Bioreaktor-Inhaltes in ein anaerobes Regime zu verhindern.

3.3.2 Betrieb

Nach einem kurzen Anfahrmodus, bei reduzierter Pumpendrehzahl, geht die Anlage in den normalen Betrieb. Abwasser bzw. RO - Konzentrat wird in den Bioreaktor gepumpt. Mit Hilfe von Bakterien und Luftsauerstoff findet dort die Zersetzung von organischen Stoffen statt. Der Belebtschlamm wird mit einer Kreiselpumpe über den Wärmetauscher in den Membrankreislauf gepumpt. Die Membran separiert den Schlamm in große Teilchen, wie Keime und Bakterien, die im Kreislauf bleiben und die kleinen Teilchen, wie Wasser und Salze, durchtreten die Membran. Diese werden als Permeat abtransportiert. Das Retentat wird zurück in den Bioreaktor gefördert. Dort vermischt es sich mit dem Reaktorinhalt. Die Temperatur wird durch einen Wärmetauscher geregelt.

Der Füllstand im Behälter wird über mehrere Maßnahmen, wie in Abbildung 3.6 dargestellt geregelt.

Füllstand	Reaktion des Prozessleitsystems	% vom Reaktorvolumen
Maximum	Zulaufstopp, Permeat raus	120
Hoch	Permeat raus	110
Niedrig	Permeat im Kreis	90
Minimum	Stop, Stand- by Modus	80

Abbildung 3.6 Reaktionen auf verschiedene Reaktorfüllstände

Steigt die Konzentration an festen Teilchen im Reaktor über den TS-Grenzwert, wird Schlamm abgelassen.

Wird die Anlage regulär gestoppt, startet noch eine Spülung. Bei Notaus oder Stromausfall gehen lediglich alle Ventile in Sicherheitsstellung. Ist der Grund des Anlagenstopps behoben bzw. der Strom wieder eingeschaltet, ist die Anlage wieder betriebsbereit.

3.3.3 Rückspülen

Damit eine Belegung der Membran verzögert wird, startet in vorher eingestellten Zeitabständen eine Rückspülung. Dabei wird der Vordruck und die Pumpenleistung im Kreislauf gedrosselt. Nun wird mit Hilfe von Luftdruck Permeat von der Permeatseite durch die Membran gedrückt. Hierbei wird der entstandene Filterkuchen von der Membran teilweise gelöst und durch das Überströmen abtransportiert. Die Filtrations- und Rückspülzeiten können über Sollwerteingabe beliebig eingestellt werden.

3.3.4 Reinigung

Sinkt der Permeatstrom stark ab und erhöht sich dieser nur wenig nach dem Spülen, hat sich ein Belag auf den Membrankissen gebildet. Durch den verengten Strömungsquerschnitt, bedingt durch die Ablagerungen, sinkt der Kreislaufstrom ab. Treten beide Fälle ein, muss eine gründliche Reinigung der Anlage erfolgen. Dazu wird der Betriebsmodus gestoppt.

Die Reinigung ist nicht automatisch gesteuert und muss von Hand durchgeführt werden. Die einzelnen Schritte werden in 4.5 erklärt.

4 Materialien und Methoden

4.1 Abwasser

Das verwendete Abwasser wird nach dem Vorklärbecken der Kläranlage entnommen und nach allen Reinigungsschritten wieder zurückgegeben.

4.2 Schlammeigenschaften

Um konstante Messbedingungen zu schaffen, wurden die Schlammeigenschaften im Reaktor parallel zu den Messungen überprüft. Zu diesen zählen der TS-Gehalt und der Sauerstoffgehalt. Die Zusammenhänge von TS-Gehalt zur Dichte, Viskosität und die Menge der absetzbaren Stoffe wurden ebenfalls überprüft.

4.2.1 Trocken – Substanz – Gehalt

Der Trocken – Substanz - Gehalt (TS - Gehalt) wird kontinuierlich im Reaktor durch eine Trübungsmessung (Dr. Lange) dokumentiert und in bestimmten Zeitabständen durch Labormessungen überprüft und ggf. nachkalibriert. Dabei wird das Wasser der Probe durch Verdampfen entfernt. Die zurückgebliebene Menge ist die Trockensubstanz der Probe.

4.2.2 Sauerstoffgehalt

Der Sauerstoffgehalt wird kontinuierlich am Reaktorausgang durch einen Elektroden-Sensor aufgenommen. Das Gerät der Firma Swan Analytical Instruments AG ist wartungsfrei. Die Messwerte werden kontinuierlich durch einen Schreiber dokumentiert.

4.2.3 Dichte

Die Dichtebestimmung mit dem Gerät der Firma Heraeus (PAAR DMA46) wird über das Schwingungsverhalten eines mit Probe gefüllten Schlauchs bestimmt. Dabei wird die Probe ohne Lufteinschluss in einen Schlauch gefüllt. Dieser wird in

Schwingung versetzt und das Gerät ermittelt über die Trägheit der Probemasse, in dem vorgegebenen Schlauchvolumen, bei konstanter Temperatur die Dichte.

Die Dichte ist abhängig vom TS - Gehalt. Je kleiner der TS - Gehalt, desto näher liegt der Wert bei dem Gehalt in Wasser. Um dieses Verhalten zu überprüfen wurde die Probe stufenweise mit destilliertem Wasser verdünnt.

Mit Hilfe der folgenden Formel wurde der Zusammenhang zwischen dem TS - Gehalt und der Dichte überprüft.

$$\rho_{ges} = \rho_w + TS \quad (4.1)$$

4.2.4 Viskosität

Die Viskosität ist ein Maß der Zähflüssigkeit und wird mit Hilfe des Kugelfall-Viskosimeters der Firma Gebrüder HAAKE bestimmt. Dabei wird die Probe, in ein um ein paar Grad geneigtes, fast senkrechtes Glasrohr gefüllt. Danach wird ebenfalls eine Kugel in dieses Rohr gegeben und es wird die Zeit gemessen, die die Kugel zum Absinken zwischen zwei Markierungen braucht. Das Gerät misst die Schwerkraft zwischen Kugel und Flüssigkeit. Die Viskosität berechnet sich aus dem Dichteunterschied zwischen Kugel und Flüssigkeit, einer Gerätekonstante und der gemessenen Zeit.

$$\eta = (\rho_{Kugel} - \rho_{FL}) k_G * t \quad (4.2)$$

4.2.5 Absetzbare Stoffe

Der Volumenanteil der absetzbaren Stoffe wird nach dem Verfahren DIN 38 409 – H9 – 2 bestimmt [6]. Dabei wird die Probe in einen Glaskegel gegeben und dieser wird stündlich ruckartig gedreht, damit sich kein Feststoff an der Wand anlagert. Nach zwei Stunden kann an einer Skala die abgesetzte Menge abgelesen werden. Je nach Probe können sich Bestandteile oben und / oder unten absetzen.

4.3 Online Messung des chemischen Sauerstoffbedarfs

4.3.1 Küvettentest

Die Firma Dr. Lange hat nach DIN zertifizierte Verfahren entwickelt, mit denen der CSB-Wert und der BSB₅-Wert ermittelt werden kann. Dabei werden die Proben in eine Küvette gegeben, wie in den beiden folgenden Unterkapiteln 4.3.1.1 und 4.3.1.2 beschrieben behandelt und über eine Licht-Absorptionsmessung wird der entsprechende Wert ermittelt.

4.3.1.1 CSB-Wert

Die oxidierbaren Stoffe reagieren mit einer schwefelsauren Kaliumdichromatlösung in Gegenwart von Silbersulfat als Katalysator. Chlorid wird mit Quecksilbersulfat maskiert. Ausgewertet wird die Grünfärbung des Chromates [4]. Es sind Küvettentests für verschiedene Messbereiche erhältlich.

Die Küvetten werden umgeschwenkt und die Probe zu pipettiert. Wenn die Küvette gut verschlossen ist, wird sie erneut umgeschwenkt. Nach dem zweistündigen Erhitzen wird die Küvette nochmals umgeschwenkt und eine halbe Stunde auf Zimmertemperatur abgekühlt, dabei setzen sich entstandene Feststoffe ab. Anschließend kann durch das Photometer (Dr. Lange) der CSB - Wert bestimmt werden. Das Messergebnis wird in mg/l angezeigt [4].

4.3.1.2 BSB₅-Wert

Zur schnelleren Messung wurden die BSB₅ - Werte mit den CSB - Werten verglichen und ein Faktor ermittelt. Später kann eine CSB - Probe genommen werden und diese mit dem Faktor multipliziert, ergibt den BSB₅ - Wert.

Die Küvette wird mit 4 ml Probe gefüllt, eine Minute geschüttelt und mit Verdünnungswasser aufgefüllt. Nach einer fünftägigen Inkubationszeit bei 20 °C wird der Deckelinhalt der Küvette zur Probe gegeben. Nach dreiminütigen Schütteln und einer weiteren dreiminütigen Beruhigungszeit wird die Küvette im Photometer ana-

lysiert. Parallel wird eine Nullprobe mit reinem Verdünnungswasser behandelt. Die Differenz zwischen Nullwert und Probenwert ergibt den BSB_5 - Wert.

4.3.2 Spektralphotometrie

Die Firma STIP Isco GmbH hat eine Sonde auf den Markt gebracht, die den CSB - Wert, den TS- und den Nitrat - Gehalt kontinuierlich messen kann. Ein Messzyklus setzt sich aus drei Schritten zusammen: der Probenahme, dem Absetzvorgang und der Detektion der Parameter [3].

4.3.2.1 Aufstellung

Die Sonde misst kontinuierlich in einem Behälter, in dem zeitgleich zur Messung eine parallele CSB-Probenahme stattfinden kann. Die CSB-Vergleichsmessung findet innerhalb von Stunden statt, im Gegensatz zu 5 Tagen bei einer BSB_5 -Messung.

4.3.2.2 Probenahme

Am unteren Ende der Sonde wird das vorbeifließende, zu prüfende Abwasser mit einem Kolben in die Messzelle gesogen. Die Messzelle ist ein Glaszylinder der spektralphotometrisch durchleuchtet wird. Nach der Messung wird das Abwasser wieder mit dem Kolben aus der Messzelle gedrückt. Bei diesem Vorgang werden die Wände durch die Dichtungsringe mechanisch gereinigt. Anschließend kann sofort mit der nächsten Messung begonnen werden.

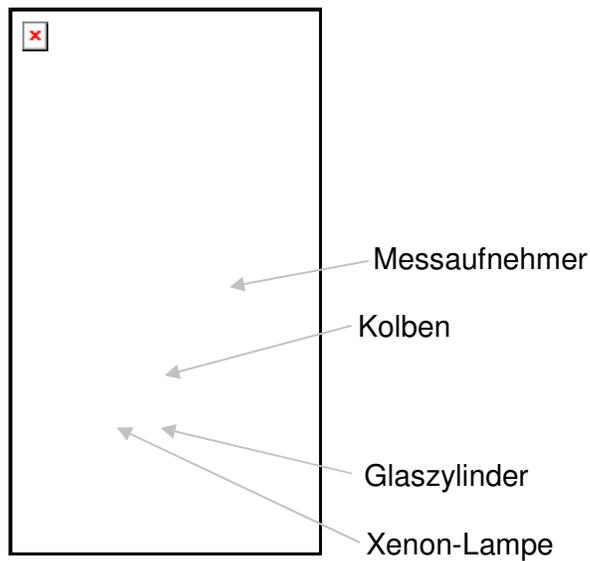


Abbildung 4.1 ISCO-Sonde

4.3.2.3 Absetzvorgang

Nach dem Ansaugvorgang beginnen sich die Partikel abzusetzen. Dieser Vorgang wird mittels der Xenon-Lampe kontinuierlich registriert. Mit diesen Werten können auf Wunsch die Schlammparameter bestimmt werden.

4.3.2.4 Detektion der Parameter

Die weiteren Parameter können erst nach Abschluss des Absetzvorgangs gemessen werden. Der Nitrat - Gehalt und der spektrale Absorptionskoeffizient (SAK - Wert) können direkt spektralphotometrisch gemessen werden. Der verwendete Wellenlängenbereich liegt bei 190 nm bis 720 nm. Der CSB- und der TOC - Gehalt werden mathematisch, auf Basis der absorbierten Lichtmenge der aktuellen Proben und den bei einer Kalibrierung ermittelten Absorptionskoeffizienten, über eine Software ermittelt.

4.3.2.5 Signalaufbereitung

Das gemessene Signal kann wie in Abbildung 4.2 in drei verschiedenen Arten ausgegeben werden:

- Die Standardversion mit 0/4 – 20 mA,
- Eine frei wählbare Schaltkontaktversion,
- Eine Modemversion zur Onlinedatenübertragung.

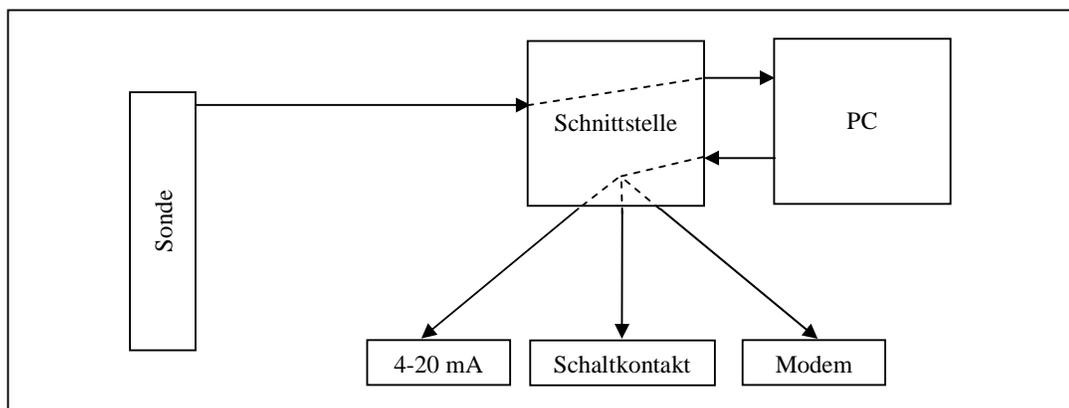


Abbildung 4.2 Signalwege

Im Rahmen der Experimente wurde lediglich der angeschlossene Computer genutzt. Als zusätzliche Serviceleistung wurde nachträglich ein Modem eingebaut, damit die Firma ISCO jederzeit Softwarehilfe geben kann.

4.3.2.6 Kalibrierung

Nach dem Starten des Programms wird ein Sondentest durchgeführt. Danach findet eine Nullmessung mit destilliertem Wasser statt. Dabei sollten die Kurven des ausgestrahlten und des empfangenen Absorptionsprofils übereinander liegen.

Anschließend werden drei unterschiedliche Werte im entsprechenden Messbereich gemessen und mit Vergleichsproben im Labor verglichen. Dabei wird parallel

zur Probenahme das aktuelle Absorptionsprofil der Sonde gespeichert. Nach den Laboranalysen werden die Analysenwerte dem jeweiligen Sondenprofil zugeordnet.

Zusätzlich können noch Parameter einer Ausgleichskurve in das Auswerteprogramm eingegeben werden. Dazu müssen die Labor-Messungen über die Sonden-Werte aufgetragen werden. Eine quadratische Ausgleichskurve

$$y = ax^2 + bx + c \quad (4.3)$$

mit den Variablen a, b und c zwischen den Punkten stellt die Grundlage für das Auswerteprogramm dar.

4.4 Vergleich Häcksler mit Vorfilter

Der Häcksler ist auf die Veränderung der Partikelgrößenverteilung zu testen. Es wird während des Betriebs vor und nach dem Gerät eine Probe genommen und im Labor analysiert. Das Partikelgrößenmessgerät der Firma Beckman Coulter hat einen Messbereich von 0,04 bis 2000 µm. Der Häcksler zerkleinert allerdings auch größere Partikel. Bei dem Versuch wurde eine Lochplatte mit 3 mm Löchern eingesetzt.

Um das Partikelgrößenmessgerät nicht zu verstopfen, wurden 0,5 l der Proben mit einem 1 mm Sieb abgefiltert und danach im Partikelgrößenmessgerät analysiert. Das abfiltriert Gut wurde gewogen.

Zusätzlich wurde von beiden Proben der CSB und der TS - Gehalt bestimmt.

4.5 Reinigung des MBR

Da eine automatische Reinigung nicht installiert ist, muss die Reinigung über Handsteuerung durchgeführt werden. Speziell für die Unterpunkte 4.6 und 4.7 ist es wichtig, dass die Anlage vor jeder Versuchsreihe im gleichen gereinigten Zustand ist.

Um die Bakterien im Reaktor nicht zu töten, müssen alle Reaktorventile geschlossen werden. Lediglich die Luftver- und Entsorgung muss weiter sichergestellt bleiben.

Der Reinigungsbehälter kann, durch öffnen der Handventile, in den Filtrationskreislauf eingebunden werden. Bei der Dosierung des Reinigers ist das Leervolumen von Membranmodulen und Rohrleitungen zu beachten.

Der verbliebene Belebtschlamm in den Rohren wird mit Hilfe von Wasser ausgespült. Der Belag in der Anlage wird mit chemischen Reinigern gelöst und anschließend mit Wasser ausgespült. Anschließend wird die Anlage wieder für den Normalbetrieb vorbereitet, indem alle Ventile für den Normalbetrieb umgestellt werden. Die verwendeten Reiniger werden in Abbildung 4.3 zusammengefasst.

Reiniger	Wirkungsweise	Firma
R.O. Cleaner A	Natriumhydroxid Lsg.	Pall Rochem Wassertechnik GmbH
P3-Ultrasil 53	Enzymatisch, leicht alkalisch	Henkel Ecolab
R.O. Rochem C	sauer	Pall Rochem Wassertechnik GmbH
P3-Ultrasil 53	Enzymatisch	Henkel Ecolab
Biomate	H ₂ O ₂ + org.Säuren	Novoson Osmo
P3-Ultrasil 53	Enzymatisch	Henkel Ecolab
P3 Oxonia	Oxidierend, desinfizierend, H ₂ O ₂ + Peressigsäure	Henkel Ecolab
P3-Ultrasil 53	Enzymatisch	Henkel Ecolab
P3-Ultrasil 41	alkalisch	Henkel Hygiene GmbH

Abbildung 4.3 Verwendete Reiniger

Die Stellung aller Ventile ist im Anhang A2 aufgelistet.

4.6 Keimzahlbestimmung in Abhängigkeit der Zeit zwischen den Rückspülvorgängen

Da eine PS 20 Membran kaum Keime durch lässt, ist zu testen wie die Module arbeiten. Bei der Rückspülung finden Druckwechsel im Membranmodul statt. Dadurch können die Dichtungsringe gegebenenfalls versagen und geringe Mengen an Keimen durchlassen. Außerdem können durch schlecht verarbeitete oder im Betrieb beschädigte Schweißnähte am Rand der Kissen ebenfalls Keime durchschlüpfen. Zur Bestimmung der Modulintegrität wird das Permeat nach einer ausgiebigen Reinigung in kurzen Zeitabständen auf Keime untersucht. Der Ablauf ist wie folgt:

- Reinigung und Desinfektion,
- Anfahren der Anlage,
- Probenahme alle 5 min für 60 min (eine Rückspülung der Membran erfolgt nach 30 min),
- Wiederholung der Probenahme nach 3 und 5 Tagen,
- Auswertung der Proben im Labor (GBA, Hamburg).

4.7 Optimierung der Rückspülung

Um die effektive Flussleistung zu verbessern, wird die UF-Einheit in regelmäßigen Abständen für eine bestimmte Zeit rückgespült. Bisher wurde ein Zeitverhältnis von 1 min Anfahren, 25 min Filtrieren und 1 min Rückspülen angenommen. Im Rahmen dieser Arbeit soll ein besseres Verhältnis herausgefunden werden. Dabei ist darauf zu achten, dass folgende Randbedingungen möglichst konstant bleiben:

- Zulauf,
- Kreislaufstrom,
- Schlammqualität,

- Sauberkeit der Anlage,
- Anfahrzeit.

Um den Zulauf konstant zu halten, kann nur die Zulaufmenge eingestellt werden; als Sollwert wird 600 l/h eingestellt. (Alle anderen Sollwerte sind im Anhang A3 dokumentiert.) Die Zusammensetzung ist abhängig von dem anfallenden Abwasser der Kläranlage. Eine Aufkonzentrierung durch die RO - Anlage war wegen technischer Probleme noch nicht möglich.

Der Kreislaufstrom ist abhängig von der Drehzahl der Pumpe PK 4002 und ggf. einer Teilverstopfung der Membran. Der Sollwert der Pumpe beträgt bei allen Messungen 100 %. Die Möglichkeit einer Teilverstopfung der Membran kann, durch Reinigen des Kreislaufes vor jeder Messreihe, stark verringert werden.

Die Schlammqualität kann nur, wie in 4.2 beschrieben, während der Messung kontrolliert werden. Dies wird durch die eingebauten Onlinemessgeräte für den TS-Gehalt und Sauerstoffgehalt dokumentiert. Zeigen die Onlinemessungen Abweichungen, muss diese Messung wiederholt werden. Da das Messprogramm aus zeitlichen Gründen sehr eng ist, kann der TS - Gehalt aufgrund der häufigen Reinigung nur zwischen 9 und 10 g / l konstant gehalten werden. Der Sauerstoffgehalt sollte möglichst kleiner 4 mg / l sein.

Die Sauberkeit der Anlage kann nur indirekt festgestellt werden. Ein Indikator ist der schon beschriebene Kreislaufstrom. Ein weiterer Indikator ist der Permeatvolumenstrom beim voreingestellten Differenzdruck über der Membran. Der Permeatvolumenstrom am Anfang jeder Versuchsreihe sollte einen Wert von mindestens 1000 l / h haben.

Da nach jeder Rückspülung die Anlage ein kurzes Anfahrprogramm (siehe 3.2.2) durchläuft, bleibt die Dauer des Programms konstant. Bei allen Versuchsreihen wird eine Zeit von einer Minute gewählt.

Bisher wurde beim Rückspülen nur die Wassermenge des Rohrinhaltes zwischen Druckventil und Membran verwendet. Danach gelangt Druckluft in die UF - Einheit

und die Rückspülung ist ab diesem Zeitpunkt wirkungslos. Gase können auf Grund des hohen Kapillardruckes nicht durch die Membran treten.

Um die effektive Rückspülzeit zu erhöhen, wurde ein Vorratstank, wie in Abbildung 4.4 dargestellt, in die Permeatleitung eingebaut. Und damit die für die Rückspülung zur Verfügung stehende Permeatmenge deutlich erhöht.

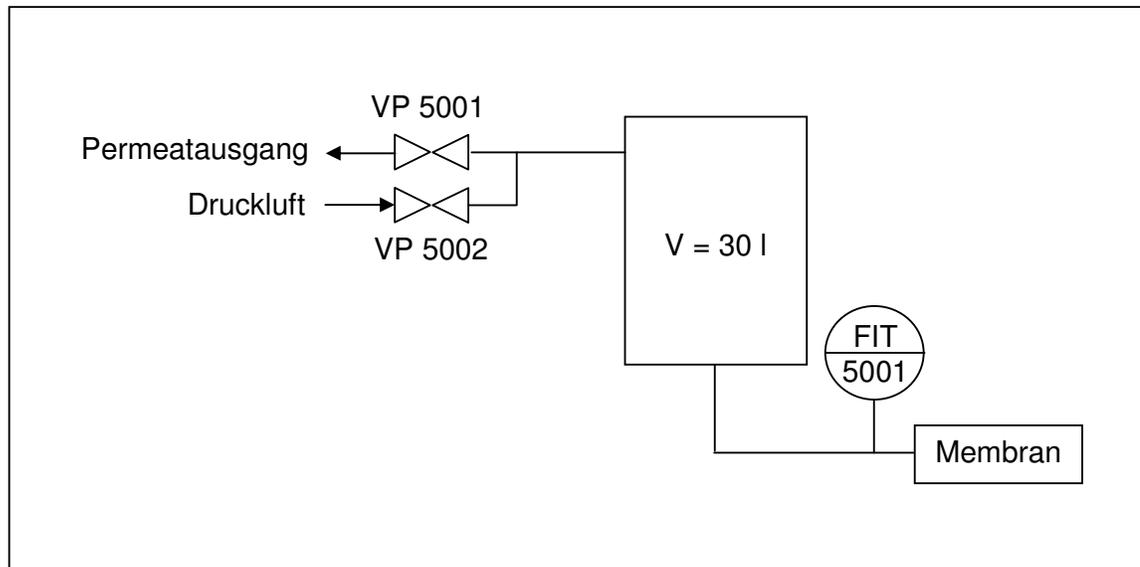


Abbildung 4.4 Vorratstank

Mit diesem Vorratstank kann gewährleistet werden, dass bei der Messung am Durchflussmesser FIT 5001 Lufteinschlüsse verhindert werden. Der Schreiber dokumentiert nur positive Werte von FIT 5001, deshalb müssen in der Auswertung alle Rückspülmesswerte nachträglich mit einem Minus versehen werden.

4.7.1 Volumenstromabnahme während eines Rückspülintervalls

Die Abnahme des Startvolumenstroms nach jeder Rückspülung ist ein Kriterium für deren Effektivität. Dazu wird ein Mittelwert aus den ersten drei Minutenwerten nach jeder Rückspülung in einem Diagramm über die Zeit aufgetragen.

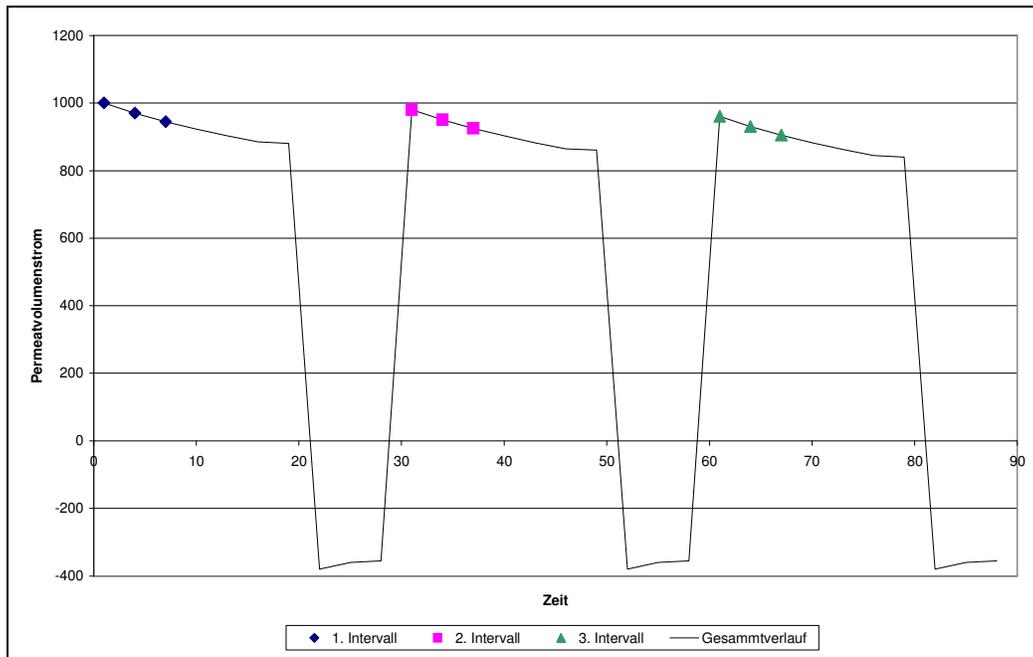


Abbildung 4.5 Beispiel des Permeatvolumenstroms

Durch die Steilheit der negativen Steigung der entstehenden Kurve pro Rückspülintervall, kann auf die Wirkung der Rückspülung geschlossen werden.

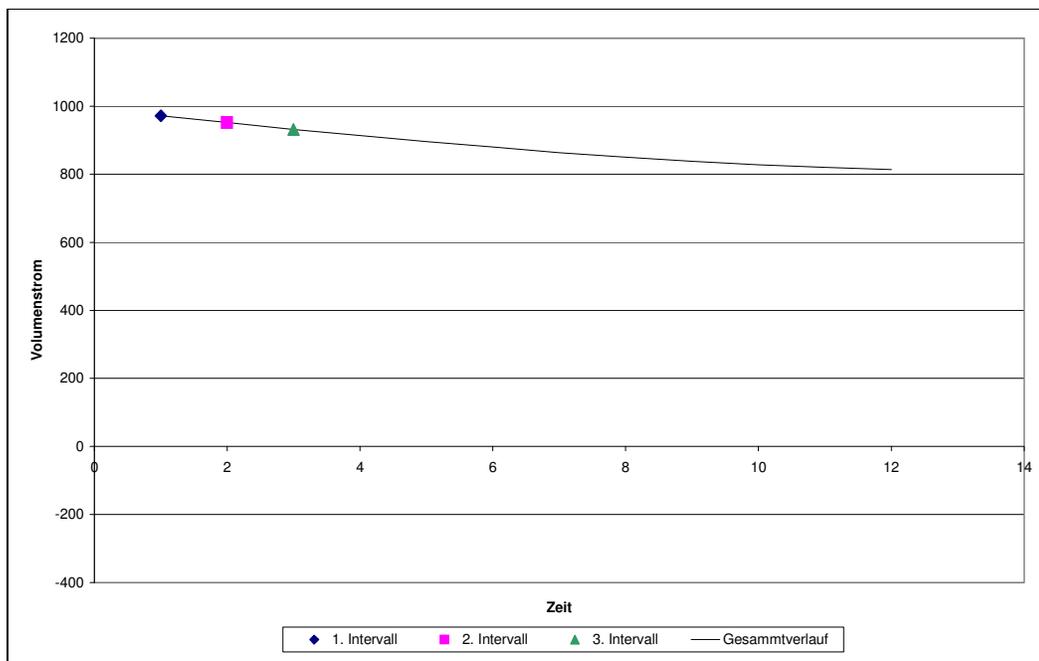


Abbildung 4.6 Beispielverlauf des Rückspülintervalls

4.7.2 Effektiver Volumenstrom

Da der Schreiber jede Minute einen Wert dokumentiert, sind diese Werte entsprechend der Gleichung (2.1) aufzusummieren und auf eine Stunde zu normieren.

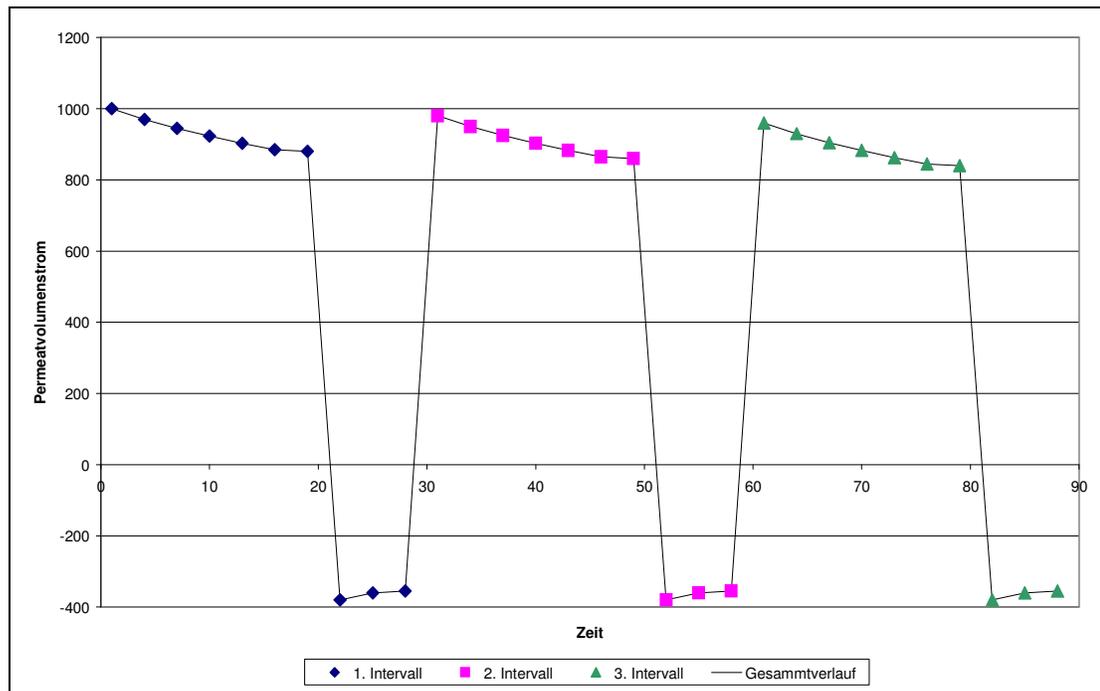


Abbildung 4.7 Aufintegrierung der einzelnen Intervalle

So ergeben sich die effektiven Volumenströme pro Stunde, die in einem weiteren Diagramm über die Zeit darzustellen sind. Diese einzelnen Stundenintervalle sollten eine abnehmende Kurve, die genannten Rückspülintervalle, ergeben. Diese Rückspülintervalle haben einen unterschiedlichen Startpunkt und eine unterschiedlichen Steilheit. Die Höhe des Startpunktes ergibt sich aus der Filter- und Rückspüllänge, da die Anfangsvolumenströme möglichst gleich sein sollten. Je größer die Fläche unter diesen Rückspülintervallen im Diagramm ist, desto näher liegt es am Optimum.

4.8 Erhöhung der BSB_5 Belastung

Um die Veränderung der Permeatqualität, beim Zuschalten der RO-Anlage, zu dokumentieren, muss erst die RO-Anlage stabil laufen. Die Sollwerteneinstellungen sind den Anhang A4 und A5 zu entnehmen. Dazu wird getestet, bei welchem Trennverhältnis beide Anlagen stabil zusammen laufen. Anschließend wird eine CSB-, BSB_5 - und eine TS-Messung vor der RO-Anlage, am Ein- und am Austritt des MBRs, durchgeführt und mit den Werten bei einem Solobetrieb des MBRs verglichen. Theoretisch können die Werte mit einer Massenbilanz berechnet werden.

$$\dot{m}_{CSB_{Zul}} = \dot{m}_{CSB_{Konz}} + \dot{m}_{CSB_P} \quad ; \quad \dot{m}_{CSB_P} = 0 \quad (4.4)$$

Umgeformt nach:

$$\dot{V}_{Zul} \cdot CSB_{Zul} = \dot{V}_{Konz} \cdot CSB_{Konz} \quad \text{mit} \quad \dot{V}_{Zul} = \dot{V}_P + \dot{V}_{Konz} \quad (4.5)$$

Durch Umstellen ergibt sich:

$$CSB_{Konz} = CSB_{Zul} \cdot \frac{\dot{V}_P + \dot{V}_K}{\dot{V}_K} \quad (4.6)$$

Analog mit BSB_5 und TS:

$$BSB_{5Konz} = BSB_{5Zul} \cdot \frac{\dot{V}_P + \dot{V}_K}{\dot{V}_K} \quad (4.7)$$

$$TS_{Konz} = TS_{Zul} \cdot \frac{\dot{V}_P + \dot{V}_K}{\dot{V}_K} \quad (4.8)$$

5 Ergebnisse

5.1 Schlammeigenschaften

5.1.1 TS-Gehalt

Die Kontrollmessungen für den TS-Gehalt ergaben folgende Werte:

Datum	05.11.03	15.12.03	13.01.04	09.02.04
Online Messung [g/l]	14,9	15,8	9,2	14,4
Laborprobe [g/l]	15,3	16,4	9,4	14,2
Fehler	2,7%	3,7%	2,2%	1,4%

Abbildung 5.1 Kontrollmessungen des TS-Gehaltes im Reaktor

Bei der zweiten Messung war eine leichte Nachkalibrierung nötig. Bei allen anderen Messungen waren die Fehler der Messwerte immer kleiner 3%.

5.1.2 Sauerstoffgehalt

Der Sauerstoffgehalt lag bei allen Messungen konstant unter 4 mg / l. Daraus ist zu schließen, dass die Bakterien immer mit der Umsetzung von organischem Material beschäftigt waren.

5.1.3 Dichte

Die Dichte ist in Abhängigkeit vom TS - Gehalt in Abbildung 5.2 dargestellt. Als Berechnungsgrundlage beträgt die Dichte von Wasser bei 20 °C 0,9982 g / cm³.

Proben Nr.	TS [g/l]	TS-Gehalt [g/cm ³]	Gleichung (4.1) [g/cm ³]	Dichte [g/cm ³]
1	5,75	0,006	1,004	1,001
2	6,13	0,006	1,004	1,001
3	6,57	0,007	1,005	1,001
4	7,08	0,007	1,005	1,001
5	7,67	0,008	1,006	1,002
6	8,36	0,008	1,006	1,002
7	9,20	0,009	1,007	1,002

Abbildung 5.2 Dichte in Abhängigkeit vom TS - Gehalt

Die Änderung der Dichte im gemessenen TS - Bereich ist sehr klein, aber es ist eine Tendenz in die vorhergesagte Richtung zu erkennen. Durch den Unterschied zwischen der berechneten und der gemessenen Dichte ist auf eine verdrängende Wirkung der Trockensubstanz im Wasser zu schließen. Da die Gesamtdichte der Mischung größer ist als die von reinem Wasser, ist die Dichte der Trockensubstanz ebenfalls größer als von Wasser.

5.1.4 Viskosität

Die Viskosität in Abhängigkeit des TS - Gehaltes ist über eine gemittelte Absinkzeit aus vier Versuchen und der Gerätekonstanten mit der Formel (4.2) berechnet worden.

Proben Nr.	Dichte [g/cm ³]	Kugeldichte [g/cm ³]	t - Mittel [s]	Viskosität [mPa*s]
1	1,001	2,394	10,23	1,430
2	1,001	2,394	10,48	1,465
3	1,001	2,394	10,78	1,507
4	1,001	2,394	10,95	1,531
5	1,002	2,394	12,95	1,810
6	1,002	2,394	14,60	2,040
7	1,002	2,394	14,95	2,089

Abbildung 5.3 Berechnung der Viskosität

Um den Zusammenhang zwischen der Viskosität und dem TS - Gehalt zu erkennen werden die Punkte in Abbildung 5.4 aufgetragen.

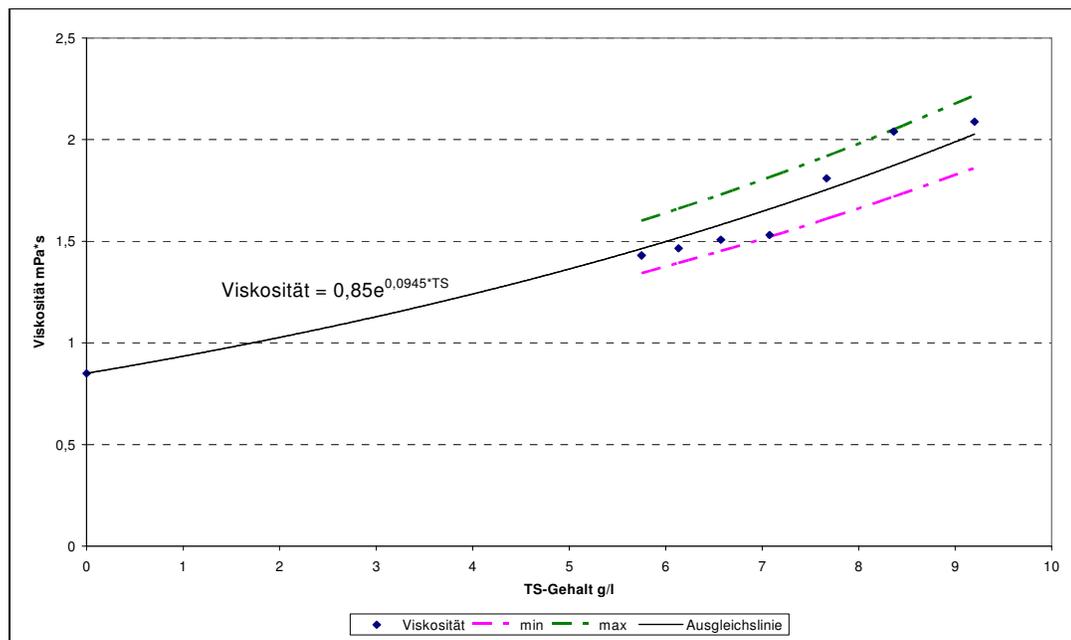


Abbildung 5.4 Viskosität abhängig vom TS - Gehalt

Es ist zu erkennen, dass die Viskosität mit steigendem TS - Gehalt ebenfalls steigt. Eine exponentielle Ausgleichskurve kann mit folgender Formel beschrieben werden:

$$\eta = 0,85 \text{ mPa} \cdot \text{s} \cdot e^{0,1501 \frac{\text{l}}{\text{g}} \cdot \text{TS}} \quad (5.1)$$

Die Werte schwanken leicht im markierten Bereich von $\pm 15 \%$, was durch die Fehler der verschiedenen Einzelmessungen zu erklären ist.

5.1.5 Volumenanteil der absetzbaren Stoffe

Der Volumenanteil der absetzbaren Stoffe ist in Abbildung 5.5 aufgezeichnet.

TS-Gehalt [g/l]	15,3		16,4		9,4	
Oberer Vol.-anteil [ml]	Feststoff	0	Feststoff	0	Feststoff	0
Mittlerer Vol.-anteil [ml]	Wasser	470	Wasser	465	Wasser	505
Unterer Vol.-anteil [ml]	Feststoff	530	Feststoff	535	Feststoff	495

Abbildung 5.5 Volumenanteil der absetzbaren Stoffe in Abhängigkeit des TS-Gehaltes

Es ist ein Zusammenhang zwischen dem TS - Gehalt und dem Volumenanteil an absetzbaren Stoffen zu erkennen. Bei hohem TS - Gehalt setzt sich mehr ab. Außerdem ist zu sehen, dass kaum Partikel aufsteigen. Dies bestätigt die Aussage in 5.1.3.

5.1.6 Verhältnis des chemischen und biologischen Sauerstoffbedarfs

	CSB	BSB ₅	Verhältnis
1. Messung	14,9	3,68	4,05
2. Messung	28,6	6,18	4,63

Abbildung 5.6 CSB / BSB₅ – Verhältnis

Das CSB / BSB₅ –Verhältnis liegt zwischen 4,1 und 4,6 im Permeat.

5.2 Eignung der CSB Online Messung

5.2.1 Form und Einbaubedingungen

Die Form der Sonde ist für einen Einbau auf einem Schiff sehr umständlich, da die Sonde eigentlich für offene Kanäle bzw. Behälter entworfen wurde. Durch die Bewegung der Schiffe im Wasser sind offene Behälter äußerst selten an Bord. Um die Sonde in Rohrleitungen oder geschlossenen Behältern einzubauen, bedarf es spezieller, eigens angefertigter Flaschen. Sinnvoller ist es, die Sonde so zu bauen, dass sie einen einheitlichen Durchmesser hat, ohne Verjüngung oder Erweiterung. Außerdem ist der Durchmesser den gängigen Flanschgrößen anzupassen, so dass ein Einbau in Rohrleitungen möglich ist und die Möglichkeit für offene Behälter weiter besteht.

Die Sonde sollte möglichst senkrecht, mit Öffnung nach unten, eingebaut werden. Dies liegt am Messprinzip, wie in 4.3.2.3 beschrieben.

5.2.2 Software

Die Kalibrierung der Sonde ist von der Programmführung verständlich aufgebaut. Trotzdem sollte sie von einem Fachmann durchgeführt werden. Da die Sonde abwasserspezifisch arbeitet, muss sie für jedes Abwasser separat und vor Ort kalibriert werden. Dazu müssen einmalig Proben genommen und im Labor analysiert werden. Dies minimiert die ständige Probenahme auf Schiffen.

Bei den ersten Versuchen traten häufig Treiberprobleme mit den unterschiedlichen Hardwarekomponenten auf. Daher musste der Rechner mehrfach vom Hersteller zurückgenommen werden. Die Installation eines Modems erwies sich als zusätzliches Problem. Nach einem Wechsel des Laptop Herstellers, sind keine weiteren Probleme aufgetreten.

Zudem gibt es noch eine zweite Variante, einen Industrie PC (IPC), der wesentlich robuster und Temperatur-unabhängiger sein soll. Ein solches Gerät wurde nicht getestet.

5.2.3 Messwertevergleich

Ein Vergleich der Sondenwerte mit den zeitgleich genommenen Laboranalysen ergab folgende Kurven.

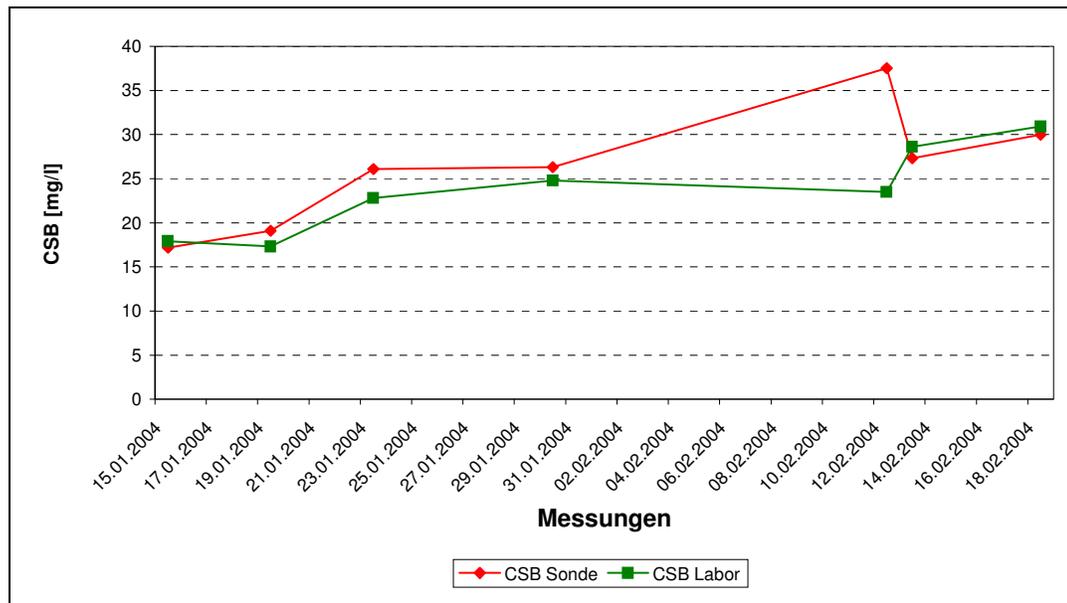


Abbildung 5.7 CSB - Gehalt im gereinigten Wasser

Die Messwertaufnahme ergab bei den ersten vier Messungen gute Übereinstimmungen. Zwischen der 4. und 5. Messung stand die Anlage und hat den Glaszylinder mit Algen belegt. Nach einer kurzen Reinigung mit Citronensäure wurde wieder eine gute Übereinstimmung erreicht.

5.3 Partikeluntersuchung am Häcksler

Die Untersuchung des Häckslers ergab die folgenden Werte.

	vor Häcksler	nach Häcksler
CSB [mg/l]	742	948
TS-Gehalt [g/l]	1,07	1,22
Abfiltrierte Masse [g/l]	4,8	6,2
Mittelwert [μm]	102,2	96,47
Medianwert [μm]	46,84	41,96
d_{3,2} [μm]	17,35	15,88
Maximum [μm]	45,75	41,68

Abbildung 5.8 Messwerte der Partikeluntersuchung vor und nach dem Häcksler

Eigentlich sollte der CSB und der TS - Gehalt bei beiden Messungen konstant sein, da sich dieser beim Zerkleinern nicht ändert. Also kann daraus geschlossen werden, dass diese Werte im Abwasserzulauf stark schwanken. Die abfiltrierte Menge, von Partikeln die größer als 1 mm sind, ist nach dem Häcksler größer, was nicht dem Erwarteten entspricht. Dies kann ebenfalls durch den schwankenden Zulauf erklärt werden. Die restlichen Messwerte zeigen jedoch, dass sich die Partikelgrößen durch das Häckseln leicht verringert haben.

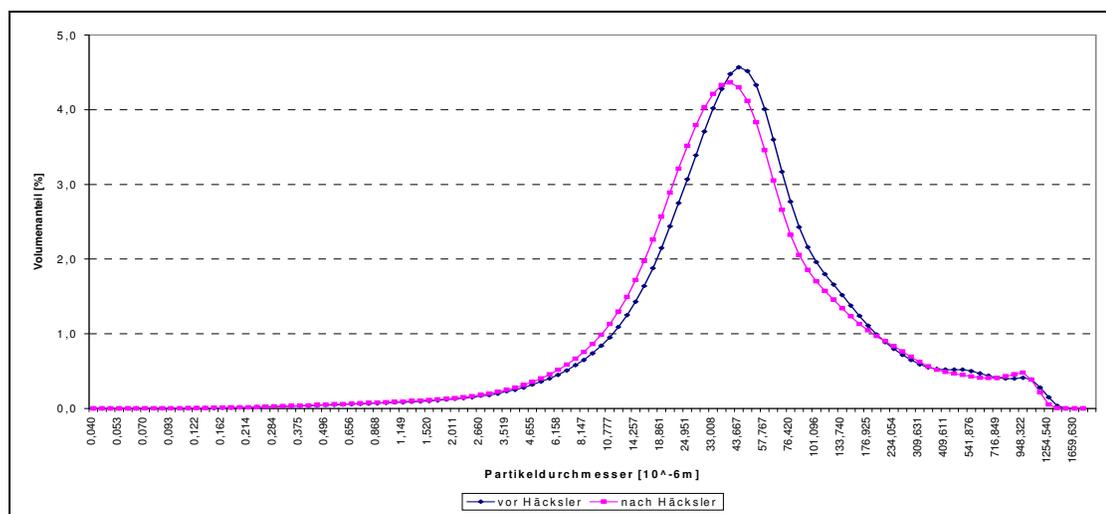


Abbildung 5.9 Partikelgrößenverteilung vor und nach Chumpit STP 1600

Auch hier ist zu erkennen, dass die Kurve nach dem Häcksler weiter rechts liegt, was bedeutet, dass sich die Größe der Partikel hat sich durch den Häcksler ver-

ringert hat. Da die Kurven noch sehr nah zusammen liegen, ist das Ergebnis der Zerkleinerung in diesem Bereich nicht effektiv.

5.4 Keimzahlbestimmung über die Zeit zwischen den Rückspülvorgängen

In Abbildung 5.10 ist die Anzahl der Fäkal coliformen Keime und die Gesamtkeimzahl pro Milliliter über die Zeit der Probenahme aufgetragen.

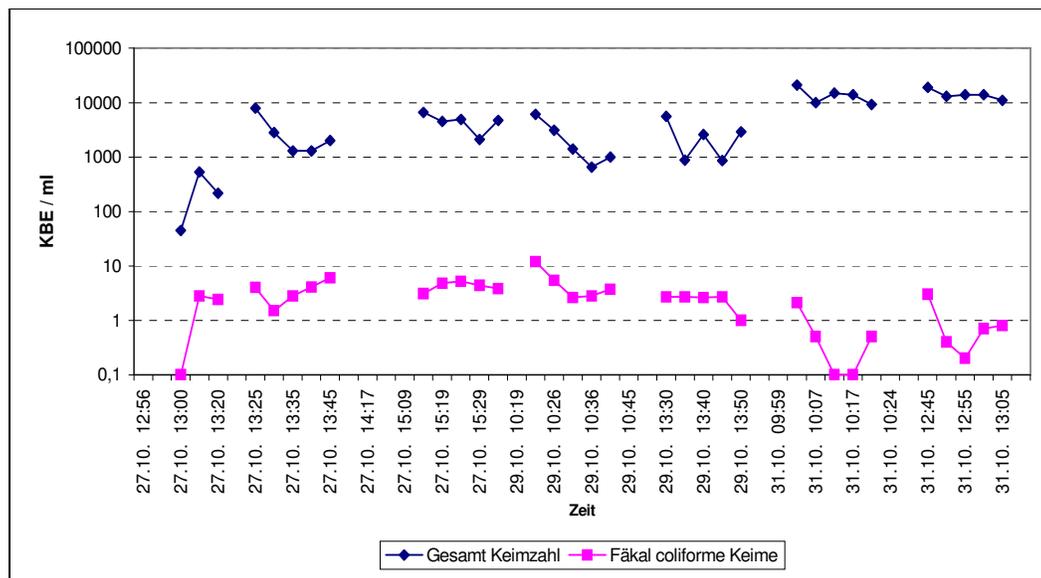


Abbildung 5.10 Keimzahl im Permeat in Abhängigkeit der Zeit

Zu Beginn ist erkennbar, dass die Anzahl der Keime sehr gering ist, was auf eine erfolgreiche Reinigung zurückgeführt werden kann. Nach der ersten Rückspülung steigt die Anzahl der Keime auf 1 - 11 (Fäkal coliforme) und 800 - 9000 (Gesamt). Diese Anzahl bleibt bis auf die letzten zwei Zyklen bei allen Probenahmen konstant.

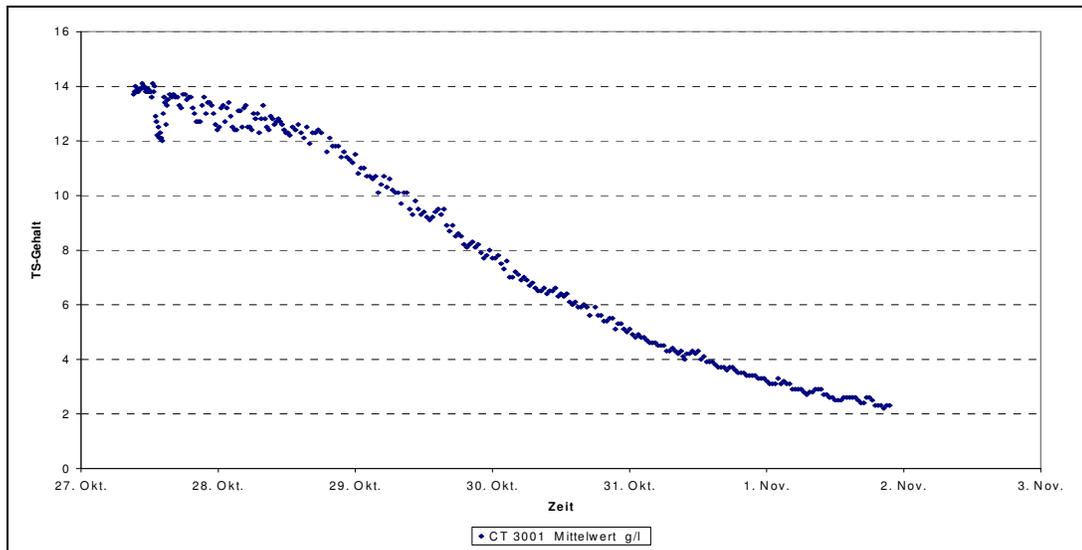


Abbildung 5.11 Absinken des TS-Gehaltes

Die Anzahl der Gesamtkeime steigt und die Anzahl der Fäkalcoliformen Keime sinkt teilweise auf 0,1 pro ml, was parallel zum Absinken des TS - Gehaltes geschah. Der Grund für das Absinken konnte mehrere Gründe haben. Nach diesem Vorfall wurden zwei Rückschlagventile und ein anderes Schlammablaufventil eingebaut.

Da kein wiederkehrendes Verhalten zu erkennen ist, kann davon ausgegangen werden, dass die Module einen konstanten Rückhalt an Keimen im oben genannten Bereich aufweisen.

Der Grenzwert der Fäkal coliformen Keime ist bei den meisten Messungen über dem Grenzwert, dies kann auf einen Defekt im UV - Brenner hinweisen.

5.5 Optimierung der Rückspülung

In Abbildung 5.1 werden die Anfangs- und Endvolumenströme der Messungen dargestellt. Die Messungen werden benannt durch ihre Zeitintervalle, wie Anfahren / Filtrieren / Rückspülen.

	Summe	Summe	Summe	Summe	Summe	Summe	Summe
	1/28/1	1/27/2	1/26/3	1/13/1	1/12/2	1/57/2	1/56/3
Minuten	0	3000	6000	9000	13000	15000	18000
Datum	28-01.12.	25-27.11.	05-08.12.	12-15.1.	04-06.1.	08-11.01.	23-25.12.
				01-04.12.	20-21.1.		16-19.1.
Anfangsfluss	1150	1200	1000	1000	970	1000	1000
Endfluss	570	650	730	580	750	680	670
Kreislauffluss	42	42	42	42	42	42	42
TS Anfang	10,5	11	10	10	10	9	9
TS Ende	11,5	11	9	10	9,5	9,5	9,5

Abbildung 5.12 Rahmenbedingungen bei den Messungen

Es ist klar zu sehen, dass sich der TS - Gehalt bei allen Messungen zwischen 9 und 11 bewegt. Der Volumenstrom startet bei fast allen Messungen von mindestens 1000 m³ / h. Bei drei Messungen (1/13/1, 1/12/2 und 1/56/3) musste, aufgrund einer schlechten Reinigungswirkung, ein zweites Mal gemessen werden. Der Kreislaufvolumenstrom blieb bei allen Messungen ebenfalls konstant bei 42 m³ / h. Damit alle Messungen in einem Diagramm zusammengefasst werden können, wird die Zeit - Achse normiert und alle dreitausend Minuten eine neue Messreihe gestartet. Die realen Zeiten werden entsprechend angepasst.

Am 10.12. für ein Teil des Zulaufes ein, was eine Unterbrechung von knapp einer Woche zu Folge hatte. Am 16.12., kurz nach dem Neustart, gab es Probleme mit einem Ventil, daraufhin lief der Reaktor leer. Die Messungen musste erneut für eine Woche unterbrochen werden.

5.5.1 Volumenstromabnahme während des Rückspülintervalls

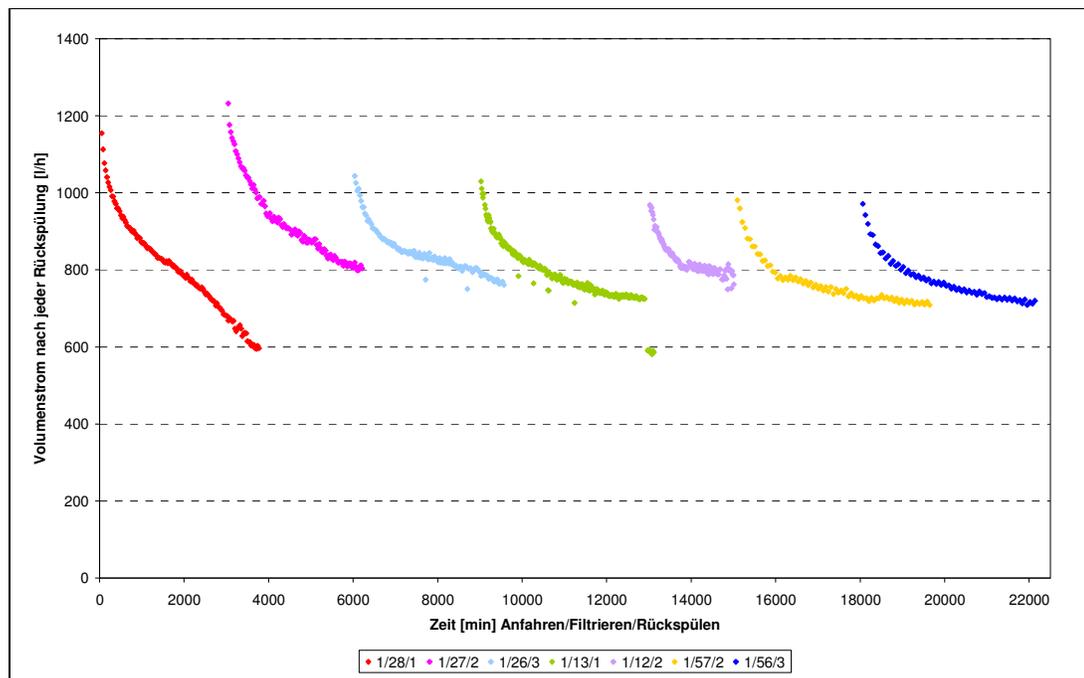


Abbildung 5.13 Abnahme des Volumenstroms kurz nach der Rückspülung

In Abbildung 5.13 ist zu erkennen, dass bis auf die erste Messung 1/28/1, alle anderen über einem Volumenstrom von 600 m³ / h bleiben, bzw. ist eine Tendenz zu erkennen, dass bei allen anderen Messungen sich der Volumenstrom langsam einer Waagerechten annähert. Diese Annäherung sagt aus, dass die Anlage sich nur langsam zusetzt.

Bei der ersten Messung ist eindeutig zu erkennen, dass die Rückspülzeit von einer Minute zu kurz ist für eine Filterzeit von 28 Minuten. In der vierten Kurve ist zu sehen, dass eine Minute Rückspülen, bei einer Filterzeit von 13 Minuten, ausreichen kann. Die Rückspülung über zwei Minuten ist in allen Fällen eine ausreichende Zeit. Das dreiminütige Rückspülen bringt keinen zusätzlichen Effekt und wäre damit unnötig.

5.5.2 Effektiver Volumenstrom

Die stundenweise aufsummierten Minutenwerte werden über eine normierte Zeitachse aufgetragen. Ein Punkt beschreibt, wie in 4.7.1, das entsprechende Stundenintervall. Alle Punkte einer Farbe ergeben das Rückspülintervall.

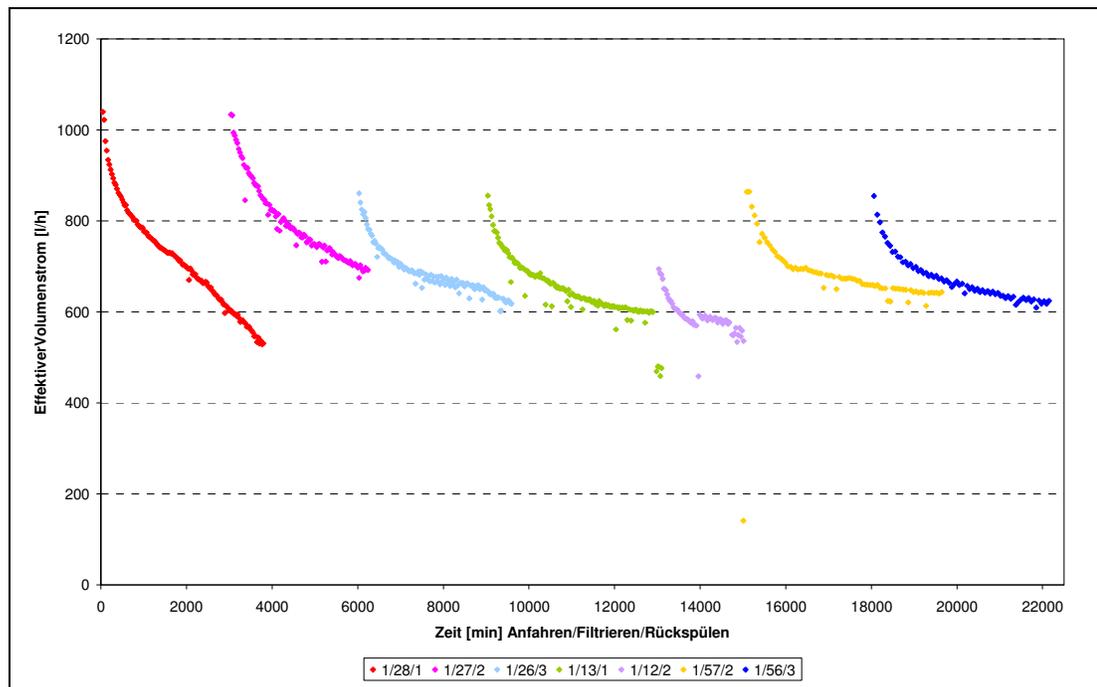


Abbildung 5.14 Effektiver Volumenstrom

Das 1/28/1-Intervall fällt schnell ab, was bedeutet, dass die Rückspülzeit für einen kontinuierlichen Betrieb zu kurz ist.

Bei dem 1/27/2- Intervall ist zu sehen, dass es nicht so schnell abfällt. Das Ende der Kurve ist im Vergleich mit der restlichen Kurve steiler. Da die Kurve insgesamt jedoch höher liegt, könnte die Kurve noch flacher werden. Dies muss allerdings bei einem Langzeitversuch herausgefunden werden.

Das 1/26/3-Intervall liegt insgesamt tiefer als das 1/27/2- Intervall und ist steiler als das 1/57/2-Intervall.

Beim 1/13/1-Intervall ist fast kein Unterschied zum 1/26/3-Intervall zu erkennen.

Bei dem 1/12/2-Intervall gab es Probleme bei der Messung und die Kurve ist nicht zusammenhängend. Es ist trotzdem zu erkennen, dass die Kurve am niedrigsten liegt.

Das 1/57/2-Intervall startet nicht so hoch wie die ersten beiden Intervalle, allerdings wird sie am schnellsten flach und ist dabei noch am höchsten.

Das 1/56/3-Intervall hat einen vergleichbaren Verlauf wie das 1/57/2-Intervall. Es ist jedoch etwas tiefer.

Abschließend kann gesagt werden, dass das 1/57/2-Intervall für einen Dauerbetrieb von den hier untersuchten am geeigneten wäre.

5.6 Erhöhte BSB_5 Belastung

Eine Aufkonzentrierung des Zulaufwassers war in der verbliebenen Zeit nicht möglich. Die RO - Anlage lief für sich genommen stabil, aber im Kombinationsbetrieb mit dem MBR traten etliche Fehler auf. Zum einen fehlten Schwimmerschalter in einem der beiden Konzentrattanks. Die Anforderung des MBR für das Konzentrat funktionierte ebenfalls nicht. Die Heizung im Reinigungskreislauf der RO verursachte teilweise einen Kurzschluss. Parallel zu den beschriebenen Versuchen, wurde die Dokumentation dem Ist- Zustand angeglichen, damit eine Fehlersuche und demzufolge der Betrieb beider Anlagen zusammen möglich ist. Die RI - Fließbilder beider Anlagen, befinden sich im Anhang A8 und A9.

Die Messungen, bei teilweise funktionierender Anlage, die möglich waren, sind in Abbildung 2.1 dargestellt. Ein Betrieb beide Anlagen war teilweise für bis zu 20 Stunden möglich. Über diese Zeiträume konnte bei der RO - Anlage ein Permeat / Konzentrat – Verhältnis von 600 / 1400 l / h festgestellt werden. Dieses Verhältnis dient als Grundlage für die hochgerechneten Werte. Die Werte wurden mit den Formeln (4.4) und (4.6) berechnet. Zusätzlich zu den verwendeten Zulaufwerten nach dem Absetzbecken wurden auch die Werte am Kläranlageneintritt aufgenommen und hochgerechnet.

	CSB [mg/l]	TS-Gehalt [g/l]
Einlauf Kläranlage siehe 5.3	742 - 948	1,07 - 1,22
Theoretisch nach RO	1060 – 1354	1,53 – 1,74
Gemessen nach RO	k. A.	k. A.
vor dem Sieb	461	0,86
Zwischen Sieb und MBR	387	0,69
Theoretisch nach RO	553	0,98
Gemessen nach RO	616	k. A.
Gesamt Permeat	24	(0)

Abbildung 5.15 Abwasserveränderung beim Solobetrieb des MBR

6 Zusammenfassung und Ausblick

Der Schwerpunkt der Arbeit bestand darin, zwei getrennte Anlagen im Kombinationsbetrieb zu verbinden und zu optimieren. Auf Grund verschiedener Fehlerquellen beider Anlagen konnte eine Optimierung nur an der bestehenden BioFilt - Anlage® der Firma Rochem UF - Systeme GmbH durchgeführt werden. Des Weiteren wurde ein Häcksler alternativ zum Vorsieb getestet.

Ein Interesse lag in der Überprüfung einer Sonde zur Ablaufkontrolle. Die Messwerte der Sonde lagen alle im Bereich der Vergleichsmesswerte. Ein paralleler Langzeittest auf einem Schiff sollte trotzdem noch durchgeführt werden, da die ständige Schiffsbewegung nicht simuliert werden konnte. Zudem entspricht die Abwasserqualität der Testanlage nicht der auf einem Schiff. Die Signalumformung im separaten Rechner ist ein wenig umständlich und sollte langfristig in der Sonde integriert werden. Die Form der Sonde könnte noch für geschlossene Behälter verbessert werden.

Die Auswirkung der Rückspülung auf die Ablaufqualität in Bezug auf die Verkeimung ist gering, da alle Werte für die untersuchten Keime konstant bleiben. Die Ursache für das Überschreiten des Grenzwertes der Fäkal coliformen Keime konnte in der verbliebenen Zeit nicht raus gefunden werden. Vermutet wird ein Defekt in UV – Brenner.

Das optimal getestete Rückspülintervall liegt bei 1 Minute Anfahren, 57 Minuten Filtrieren und 2 Minuten Rückspülen. Allgemein kann gesagt werden, dass eine Anlage dieser Größe für ca. zwei Minuten bei einer Stunde filtrieren rückgespült werden sollte. Eine kürzere Rückspülung reinigt die Anlage nicht ausreichend und eine längere bringt keinen zusätzlichen Effekt. Die Filterzeit zu verkürzt ist nicht sinnvoll, da keine effektive Verbesserung zu erkennen ist. In weiteren Versuchen kann getestet werden, ob die Filterzeit noch weiter verlängert werden kann. Zur Schonung der Anlage wurde die Länge des Anfahrens nicht verändert.

Bedingt durch viele Veränderungen beider Anlagen konnten im Kombinationsbetrieb nicht ausreichend Messwerte gesammelt werden, die ein aussagefähiges Ergebnis präsentieren. Diese Veränderungen wurden durchgeführt, damit ein stabiler, kontinuierlicher Betrieb gewährleistet wird. Die theoretisch berechneten Werte zeigen, dass eine Belastung, wie auf Schiffen von ca. 2000 mg CSB / l und höher, nicht annähernd erreicht werden kann. Um die Belastung weiter zu erhöhen sollte die RO-Anlage mit dem Abwasser vor dem Absetzbecken am Eintritt in die Kläranlage beaufschlagt werden. Zusätzlich sollten noch weitere Module installiert werden, damit eine höhere Aufkonzentrierung stattfindet.

Um eine Aussage über die alternative Wirkung des Häckslers zum Vorsieb machen zu können, müssen noch weitere Tests durchgeführt werden. Ohne ein zusätzliches Sieb sollte der Häcksler nicht vor dem MBR betrieben werden, da die Gefahr besteht, dass klein gehäckselte Metall- oder Plastikteile die Membran zerstören.

Zusammenfassend betrachtet, arbeiten beide Anlagen im Kombinationsbetrieb. Es ist sinnvoll, den Betrieb über einen längeren Zeitraum aufrecht zu erhalten. Der Zulauf sollte zukünftig mit einem höher belasteten Abwasser beaufschlagt werden. Die Sonde ist eine viel versprechende Möglichkeit, in Zukunft die Abwasserqualität kontinuierlich zu überwachen.

7 Symbolverzeichnis

A	[mol*s/(kg*m)]	Membrankonstante
A_λ	[-]	Absorption
B	[m/s]	Membrankonstante
B_0	[1/m ²]	Darcy-Konstante oder Permeabilität
B_R	[kg/(m ³ *d)]	Raumbelastung
BSB_5	[mg/l]	biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen
BSB_{5Lab}	[mg/l]	biochemischer Sauerstoffbedarf Labormessung
BSB_{5Snn}	[mg/l]	biochemischer Sauerstoffbedarf Sondenmessung
$BSB_{5ROKonz}$	[mg/l]	biochemischer Sauerstoffbedarf des RO Konzentrats
BSB_{5ROZul}	[mg/l]	biochemischer Sauerstoffbedarf des RO Zulaufs
B_{TS}	[kg/(kg*d)]	Schlammbelastung
c	[mol/l]	Konzentration
c_B	[$kj \cdot \sqrt{mm} / kg$]	mathematische Konstante nach Bond
Δc	[mol/l]	Konzentrationsdifferenz
c_F	[mol/l]	Konzentration im Feed
c_M	[mol/l]	Konzentration an der Membran
c_P	[mol/l]	Konzentration im Permeat
CSB	[mg/l]	chemischer Sauerstoffbedarf
CSB_{Lab}	[mg/l]	chemischer Sauerstoffbedarf Labormessung
CSB_{Sonde}	[mg/l]	chemischer Sauerstoffbedarf Sondenmessung

CSB_{ROKonz}	[mg/l]	chemischer Sauerstoffbedarf des RO Konzentrats
CSB_{ROZul}	[mg/l]	chemischer Sauerstoffbedarf des RO Zulaufs
d	[m]	Schichtdicke
$d_{2,3}$	[m]	Sauter-Durchmesser
dc/dx	[mol/m ⁴]	Konzentration abhängig vom Membranabstand
D	[mol/(m*s)]	Diffusionskoeffizient
GBA		Gesellschaft für Bioanalytik Hamburg
H	[m]	Filterkuchendicke
IMO		International Maritime Organization
J	[mol/(m ² *s)]	Transfargeschwindigkeit
J_{H_2O}	[m/s]	volumenbezogener Permeatfluss
J_S	[mol/(m ² *s)]	Salzfluss
J_W	[mol/(m ² *s)]	molbezogener Permeatfluss
k	[l/mol]	Proportionalitätskonstante
k_G	[cm ² /s ²]	Gerätekonstante
k_S	[mol/(m ² *s)]	Stoffübergangskoeffizient
KBE	[1/ml]	kolonienbildende Einheit
$\dot{m}_{CSB_{Konz}}$	[kg/h]	CSB-Massenstrom im RO Konzentrat
\dot{m}_{CSB_P}	[kg/h]	CSB-Massenstrom im RO Permeat
$\dot{m}_{CSB_{Zul}}$	[kg/h]	CSB-Massenstrom im RO Zulauf
\dot{m}_{BSB_5}	[kg/d]	Massenstrom an BSB ₅
m_{TS}	[kg]	Masse an Trockensubstanz

MBR		Membranbioreaktor
Δp	[bar]	transmembrane Druckdifferenz
Δp_h	[bar]	der hydrostatische Druck
R_C	[1/m]	Filterkuchenwiderstand
RO		Umkehrosmose
R_m	[1/m]	Membranwiderstand
SAK_{254}	[-]	spezifische Absorptionskoeffizient bei 254 nm
SPS		speicherprogrammierbare Steuerung
t	[s]	Fallzeit der Kugel
t_F	[min]	Filterzeit
t_R	[min]	Rückspülzeit
T	[K]	Temperatur
TOC	[mg/l]	Gesamt Kohlenstoffgehalt
TS	[g/l]	trocken Substanz
TS_{ROKonz}	[g/l]	trocken Substanz des RO Konzentrats
TS_{ROZul}	[g/l]	trocken Substanz des RO Zulaufs
UF		Ultrafiltration
\bar{v}	[m/s]	mittlere Strömungsgeschwindigkeit des Fluids außerhalb des Haufwerks
V_B	[m ³]	Beckenvolumen
\dot{V}_E	[l/s]	Eintrittsvolumenstrom in die Membran
\dot{V}_{in}	[m ³ /s]	Zulaufstrom
\dot{V}_K	[l/s]	Konzentratvolumenstrom

\dot{V}_p	[l/s]	Permeatvolumenstrom
$\dot{V}_{P_{eff}}$	[m ³ /h]	effektiver Permeatvolumenstrom
\dot{V}_p	[m ³ /h]	momentaner Permeatvolumenstrom
w_i	[kJ/kg]	Bondindex
w_m	[kJ/kg]	massenbezogene Zerkleinerungsarbeit
x	[m]	Membranabstand
x^*	= 0,1mm	Konstante
x_A	[mm]	Ausgangskorngröße der Partikel
x_p	[mm]	Produktkorngröße der Partikel
x_{part}	[mm]	Partikelgröße
$x_{80:A}$	[mm]	Partikeldurchmesseräquivalent von dem 80 % aller Partikel x_A kleiner sind
$x_{80:P}$	[mm]	Partikeldurchmesseräquivalent von dem 80 % aller Partikel x_p kleiner sind
δ	[m]	Grenzschicht
ϵ_λ	[l/(mol*cm)]	Absorptionskoeffizient
φ_{Ges}	[g/cm ³]	Schlammichte
φ_{Kugel}	[g/cm ³]	Kugeldichte
φ_{Fl}	[g/cm ³]	Flüssigkeitsdichte
φ_W	[g/cm ³]	Wasserdichte
η_a	[Pa·s]	absolute Viskosität
η_d	[Pa·s]	dynamische Viskosität

λ	[nm]	Wellenlänge
π	[bar]	der osmotische Druck
$\Delta\pi$	[bar]	transmembrane Druckdifferenz des osmotischen Druckes
τ_k	[s]	Verweilzeit

8 Abbildungen

Abbildung 2.1 Einsatzbereich von Zerkleinerungsmaschinen [11]	8
Abbildung 2.2 Trenngrenzen der verschiedenen Membranverfahren	10
Abbildung 2.3 Rochem-Modul	10
Abbildung 2.4 Ultrafiltrationsarten [5]	12
Abbildung 2.5 Rückführung der Cross-Flow-Filtration	13
Abbildung 2.6 Versuchsanordnung des Osmoseeffektes [8]	14
Abbildung 2.7 Konzentrationsanstieg an einer Membran	16
Abbildung 2.8 Grenzwerte der Abwassereinleitung	23
Abbildung 3.1 Anlagenschema	24
Abbildung 3.2 Schematische Darstellung des SWECO-Siebs	25
Abbildung 3.3 Chumpit STP 1600	26
Abbildung 3.4 RO-Anlagenschema	27
Abbildung 3.5 Bio-Filt-Anlagenschema	30
Abbildung 3.6 Reaktionen auf verschiedene Reaktorfüllstände	31
Abbildung 4.1 ISCO-Sonde	37
Abbildung 4.2 Signalwege	38
Abbildung 4.3 Verwendete Reiniger	40
Abbildung 4.4 Vorratstank	43
Abbildung 4.5 Beispiel des Permeatvolumenstroms	44
Abbildung 4.6 Beispielverlauf des Rückspülintervalls	44
Abbildung 4.7 Aufintegrierung der einzelnen Intervalle	45
Abbildung 5.1 Kontrollmessungen des TS-Gehaltes im Reaktor	47
Abbildung 5.2 Dichte in Abhängigkeit vom TS-Gehalt	48
Abbildung 5.3 Berechnung der Viskosität	49
Abbildung 5.4 Viskosität abhängig vom TS-Gehalt	49
Abbildung 5.5 Volumenanteil der absetzbaren Stoffe in Abhängigkeit des TS-Gehaltes	50
Abbildung 5.6 CSB / BSB ₅ – Verhältnis	50
Abbildung 5.7 CSB Gehalt im gereinigten Wasser	52
Abbildung 5.8 Messwerte der Partikeluntersuchung vor und nach dem Häcksler	53
Abbildung 5.9 Partikelgrößenverteilung vor und nach Chumpit STP 1600	53
Abbildung 5.10 Keimzahl im Permeat in Abhängigkeit der Zeit	54
Abbildung 5.11 Absinken des TS-Gehaltes	55
Abbildung 5.12 Rahmenbedingungen bei den Messungen	56
Abbildung 5.13 Abnahme des Volumenstroms kurz nach der Rückspülung	57
Abbildung 5.14 Effektiver Volumenstrom	58
Abbildung 5.15 Abwasserveränderung beim Solobetrieb des MBR	60

9 Literatur

- [1] Kadenbach, M. R.: Diplomarbeit, Verfahrenstechnische Optimierung einer Anlage zur Grauwasseraufbereitung an Bord des Forschungsschiffes Polarstern, Hamburg August 2000
- [2] Brügemann, S.: Diplomarbeit, Untersuchung an einer kombinierten Membran-Bioreaktoranlage zur Aufbereitung von Schiffsabwasser, Oldenburg Juni 2003
- [3] STIP Isco GmbH: Handbuch, STIP-scan Analysator, Groß-Umstadt April 2003
- [4] Photometrische Bestimmung, Analysenvorschrift Labor 6-06: TUHH Hamburg November 2003
- [5] Greve, K.: Diplomarbeit, Verfahrenstechnische Untersuchung eines Membranbioreaktors zur dezentralen Abwasseraufbereitung, Hamburg Mai 2000
- [6] DIN 38 409 – H9, Bestimmung des Volumenanteils der absetzbaren Stoffe im Wasser und Abwasser, Juli 1980
- [7] <http://www.biologie.uni-hamburg.de/b-online/d22/22c.htm>
- [8] Mortimer, C. E.: Chemie, Das Basiswissen der Chemie, Georg Thieme Verlag 6.Auflage 1996 Stuttgart
- [9] <http://www.bsh.de/de/Meeresdaten/Umweltschutz/MARPOL%20Umweltuebereinkommen>
- [10] <http://klimt.iwr.uni-heidelberg.de/PublicFG/ProjectB/CFT/disshhaus/node65.html>
- [11] Stieß M., Mechanische Verfahrenstechnik 2, Springer - Verlag, Berlin 1993

- [12] <http://klimt.iwr.uni-heidelberg.de/PublicFG/ProjectB/CFT/dissshaus/node65.html>
- [13] <http://www.helcom.fi/helcom/convention.html>
- [14] http://www.see-bg.de/schiffssicherheit/downloads/Allgemeine_Informationen_zu_Neubauten.pdf

10 Anhang

10 Anhang

Programm	010	011	101	200	210	400	401	402	410	421	422	430
PT 2002	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto	Auto
PT 2001	0	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	1
VP 2001	0	1	1	1	0	1	0	0	0	0	0	1
PP 6001	0	1	1	1	0	1	1	1	1	1	0	1
PK 6001	0	1	1	1	0	1	1	1	1/0	1	0	1
VS 7001	0	1	Auto	1	2	Auto	1	1	1	1	2	1
VK 70014	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	1	0
VP 70013	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	0	0
VP 70012	0	1	1/0	1	1	1/0	1	0	0	1	1	1
VP 70011	0	0	0/1	0	0	0/1	0	0	0	0	0	0
PK 115	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0
PK 9001	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	0	0
VP 90011	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
VP 90012	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	0	0
Hz 115	0											
PK 7001	Je nach Bedarf der BioFilt-Anlage											

Abbildung 10.1 Ventilstellung der RO

Komponente	Beschreibung	Stand by	Anfahren	Betrieb	Spülen	Reinigen
WK 1001	Rietschle Verdichter	1	1	Auto	Auto	1
VH 1001	Dreiwegehahn Druckluft-/Lufteinlass	Druckluft	Druckluft	Druckluft	Druckluft	Druckluft
VH 1002	Wasserstrahlpumpen Luft	0	0	0	0	0
VH 1003	Wasserstrahlpumpen Druckluft	1	1	1	1	1
VH 1004	Druckluft für Fritten	1	1	1	1	1
PT 2001	Zulaufpumpe	0	0	Auto	Auto	0
VP 2001	Reaktorzulauf	0	0	Auto	Auto	0
VH 2002	Eintritts Probe	0	0	0	0	0
PK 4001	Vorlaufpumpe	0%	30%	Auto	Auto	30%
VP 4001	Vorlaufpumpen Ventil	0	1	Auto	Auto	1
VS 4001	Stellventil für Permeat/Rücklauf-Verhältnis	Auto	Auto	Auto		Auto
PK 4002	Kreislaufpumpe	0%	30%	Auto		30%
VH 4002	Vorlaufpumpen Handventil	0	1	1		1
VP 4003	Richtungsventil	0	0	Auto		0/1
VP 4004	Richtungsventil	0	0	Auto		0/1
VP 4005	Richtungsventil	0	1	Auto		1/0
VP 4006	Richtungsventil	0	1	Auto		1/0
VH 4007	Reinigungsbehälter Ablauf	0	0	0		1
VH 4008	Reaktor/Reinigungsbeh. Zulauf	Reaktor	Reaktor	Reaktor		Reinigung
VH 4009	Reaktor Ablauf	0	1	1		0
VH 4010	Reinigungswasser Ablauf	0	0	0		1/0
VH 4011	Vorlauf Probe/entlüftung	0	0	0		0
VP 5001	Permeatventil	0	0	Auto		1/0
VP 5002	Permeatrücklauf	1	1	Auto		0
VP 5003	Druckluftspülung	0	0	Auto		0
VH 5004	Permeatrücklauf Hand	1	1	1		0
VH 5005	Druckluftspülung Hand	0	0	1		0
VH 5006	Permeat Probe/Entlüftung	0	0	0		0
VH 5007	Permeat Probe	0	0	0		0
PK 6001	Reaktorablauf Pumpe	0	0	Auto		0
VS 6001	Reaktorablaufpumpen Ventil	0	0	Auto		0
VH 6002	Reaktorablaufpumpen Handventil	0	0	1		0
VH 6003	Reaktorablauf Probenahme	0	0	0		0
VH 6004	Austritt Probe	0	0	0		0
WE 7000	Heizung	0	0	Auto		1/0
VP 7001	Heizungsumlauf Ventil	0	0	Auto		1
VP 7002	Kühlen/Heizen Einlauf	Kühlung	Kühlung	Auto		Heizung
VP 7003	Kühlen/Heizen Ablauf	Kühlung	Kühlung	Auto		Heizung

Abbildung 10.2 Ventilstellungen des MBR

Bezeichnung	Kürzel	Wert
Anfahren	011	60 s
Filtrieren	101	Variabel
Kreislauf vorwärts	111	60 min
Kreislauf rückwärts	121	60 min
Rückspülen	201	Variabel
Zulauf	FC 2001	600 l/h
Min TS-Gehalt	CT 3001 L	15,0 g/l
Max TS-Gehalt	CT 3001 H	15,5 g/l
Min Temperatur	TC 4001 H	29 °C
Max Temperatur	TC 4001 L	31 °C
Anfahrkreislaufstrom	FC 4001 A	2000 l/h
Filtrationskreislaufstrom	FC 4001 F	4500 l/h
Spülkreislaufstrom	FC 4001 S	2000 l/h
Filterdruck	PC 4000 F	3,0 bar
Kreislaufpumpendrehzahl	PK 4002	100%
Permeatstrom	FC 5001	600 l/h
Membrandruckdifferenz	PC 5001	0,13 bar+
Schlammablass	FC 6001	100 l/h

Abbildung 10.3 Sollwerteinstellungen bei der Rückspüloptimierung

Bezeichnung	Kürzel	Wert
Anfahren	011	60 s
Filtrieren	101	57 min
Kreislauf vorwärts	111	60 min
Kreislauf rückwärts	121	60 min
Rückspülen	201	120 s
Zulauf	FC 2001	750 l/h
Min TS-Gehalt	CT 3001 L	15,0 g/l
Max TS-Gehalt	CT 3001 H	15,5 g/l
Min Temperatur	TC 4001 H	29 °C
Max Temperatur	TC 4001 L	31 °C
Anfahrkreislaufstrom	FC 4001 A	2000 l/h
Filtrationskreislaufstrom	FC 4001 F	4500 l/h
Spülkreislaufstrom	FC 4001 S	2000 l/h
Filterdruck	PC 4000 F	3,0 bar
Kreislaufpumpendrehzahl	PK 4002	100%
Permeatstrom	FC 5001	600 l/h
Membrandruckdifferenz	PC 5001	0,13 bar+
Schlammablass	FC 6001	100 l/h

Abbildung 10.4 Sollwerteeinstellungen des MBR beim Kombibetrieb

Bezeichnung	Kürzel	Wert
Anfahren	011	120 s
Betrieb	101	60 min
Stopp Spülen	200	240 s
Water Push Out	210	60 s
Reiniger verfüllen	402	30 s
Kreislaufreinigung	410	30 min
Kreislaufreinigung	410 ti	60 s
Kreislaufreinigung	410 tp	60 s
Reiniger entsorgen	422	240 s
Reiniger ausspülen	430	480 s
Heizung	HZ 115 KP	128
Reinigungstemperatur	TC 2001 R	30 °C
Max Kreislaufdruck	PC 6001	16,5 bar
Regelventil P - Anteil	VS 7001 KP	702
Regelventil I - Anteil	VS 7001 KI	200
Regelventil D - Anteil	VS 7001 KD	300
Ablaufverzögerung	VP 70011	120 s
Permeatstrom	FC 9001	~600 l/h
Min min Stand	LC 90011	5 cm
Min Stand	LC 90012	20 cm
Min Stand Rückspülen	LC 90012 R	5 cm
Max Stand	LC 90013	30 cm
Max max Stand	LC 90013	50 cm

Abbildung 10.5 Sollwerteinstellungen der RO-Anlage beim Kombibetrieb

Beschreibung BioFilt + RO

Beim Start der BioFilt-Anlage mit der RO-Anlage im Automatikbetrieb sind folgende Ventile wie in beiden Tabellen beschrieben einzustellen.

Ventil	Stellung
Ventil am Kompressor	auf
VH 1001	Lüfter WK 1001
VH 1002	auf
VH 1003	zu
VH 1004	auf
VH 2001	BioFilt
VH 2004	zu
VH 2005	zu
VH Kurzschluss	halb
VH 4002	auf
VH 4007	zu
VH 4008	Reaktor
VH 4009	auf
VH 4010	zu
VH 4011	zu
VH 4012	auf
VH 5004	auf
VH 5005	auf
VH 5006	zu
VH 5007	zu
VH 6002	auf
VH 6003	zu
VH 6004	zu
VH 7004	auf
VH 9001	zu
VH 9002	zu

Abbildung 10.6 Ventilstellung im BioFilt Container

Ventil	Stellung
VH 2001	auf
VM 2002	zu
VH 7001	auf
VH 7002	zu
VH 9001	auf
VM 9002	zu

Abbildung 10.7 Ventilstellung im RO Container

Haben alle Ventile die entsprechende Stellung können noch die Sollwerte entsprechend der Messung an beiden SPSen eingestellt werden und der Schalter neben dem Schaltschrank muss auf PK-Zulauf stehen. Danach ist zuerst die RO-Anlage durch langes drücken der Taste F1 am Bedienpanel zu starten, läuft diese stabil und ist der Konzentrat tank zu einem Drittel gefüllt kann die BioFilt gestartet werde.

Beschreibung BioFilt

Beim Start der BioFilt-Anlage im Automatikbetrieb sind folgende Ventile wie in der Tabelle beschrieben einzustellen.

Ventil	Stellung
VH 1001	Lüfter WK 1001
VH 1002	auf
VH 1003	zu
VH 1004	auf
VH 2001	BioFilt
VH 2004	zu
VH 2005	zu
VH Kurzschluss	halb
VH 4002	auf
VH 4007	zu
VH 4008	Reaktor
VH 4009	auf
VH 4010	zu
VH 4011	zu
VH 4012	auf
VH 5004	auf
VH 5005	auf
VH 5006	zu
VH 5007	zu
VH 6002	auf
VH 6003	zu
VH 6004	zu
VH 7004	auf
VH 9001	zu
VH 9002	zu

Abbildung 10.8 Ventilstellung bei BioFilt Automatikbetrieb

Haben alle Ventile die entsprechende Stellung können noch die Sollwerte entsprechend der Messung eingestellt werden und der Schalter neben dem Schaltschrank muss auf BioFilt stehen. Danach ist die Anlage durch langes drücken der Taste F1 am Bedienpanel zu starten.

