

Deutsche Bundesstiftung Umwelt (DBU)

- Abschlussbericht des ersten Projektjahres-

**Optimierung der Tierbeckenwasseraufbereitung in der Seehundstation
Nationalpark-Haus in Norden-Norddeich durch Einsatz von innovativen Verfahren**

AZ 32467

Projektgesamtkosten: 228.000 EURO
Beantragter Fördermittelanteil: 140.000 EURO
Laufzeit: Juni 2016 – Juni 2017

Projektleiter newtec GmbH **Dipl.-Ing. Yuan Gao**
Projektleiter HS Bremen: **Prof. Dr.-Ing. A. N. Bruns**
Wissenschaftliche Mitarbeiterin: **Zhanna Ernst M. Sc.**

Bremen, 12.06.2017

INHALTSVERZEICHNIS

ABBILDUNGSVERZEICHNIS	3
TABELLENVERZEICHNIS	4
1 BETEILIGTE DES F+E-PROJEKTES	5
1.1 ANTRAGSSTELLER	5
1.2 WISSENSCHAFTLICHE BEGLEITUNG DES PROJEKTES	5
1.3 PROJEKTPARTNER (NICHT ALS FÖRDERGELD-EMPFÄNGER):.....	5
2 ANLASS DES VORHABENS	6
3 UNTERSUCHUNGEN MIT FLOTATIONSVERFAHREN	8
3.1 GRUNDLAGEN DER FLOTATION	8
3.2 BESCHREIBUNG DER VERSUCHSANLAGE	10
3.3 DURCHFÜHRUNG DER VERSUCHE	12
3.4 DISKUSSION DER ERGEBNISSE	13
4 UNTERSUCHUNGEN MIT ZENTRIFUGATIONSVERFAHREN	16
4.1 GRUNDLAGEN DER ZENTRIFUGATION.....	16
4.2 UNTERSUCHUNGEN IM LABORMAßSTAB.....	17
4.2.1 <i>Beschreibung der Versuchsanlage</i>	17
4.2.2 <i>Durchführung der Versuche</i>	18
4.2.3 <i>Diskussion der Ergebnisse</i>	19
4.3 UNTERSUCHUNGEN IM TECHNIKUMSMAßSTAB	24
4.3.1 <i>Beschreibung der Versuchsanlage</i>	24
4.3.2 <i>Durchführung der Versuche</i>	24
4.3.3 <i>Diskussion der Ergebnisse</i>	25
5 UNTERSUCHUNGEN MIT ULTRAFILTRATIONSVERFAHREN	26
5.1 GRUNDLAGEN DER ULTRAFILTRATION	26
5.2 UNTERSUCHUNGEN IM LABORMAßSTAB.....	28
5.2.1 <i>Untersuchungen mit der Dead-End-Ultrafiltrationsanlage (Fa. newtec)</i>	28
5.2.2 <i>Untersuchungen mit der Dead-End-Ultrafiltrationsanlage (Fa. Wehrle)</i>	32
5.3 UNTERSUCHUNGEN IM TECHNIKUMSMAßSTAB	38
5.3.1 <i>Beschreibung der Cross-Flow-Ultrafiltrationsanlage</i>	38
5.3.2 <i>Durchführung der Versuche</i>	39
5.3.3 <i>Diskussion der Ergebnisse</i>	39
6 UNTERSUCHUNGEN MIT DER FLOCKUNGSFILTRATION	40
6.1 GRUNDLAGEN DER FLOCKUNGSFILTRATION	40
6.2 UNTERSUCHUNGEN IM LABORMAßSTAB.....	43
6.2.1 <i>Beschreibung der Versuchsanlage</i>	43
6.2.2 <i>Durchführung der Versuche</i>	44
6.2.3 <i>Diskussion der Ergebnisse</i>	45
7 SCHÄTZUNG DER JAHRESKOSTEN DER AUFBEREITUNGSANLAGEN IM TECHNISCHEN MAßSTAB	48
7.1 KONZEPTION DER TECHNISCHEN AUFBEREITUNGSANLAGEN	48
7.2 DIMENSIONIERUNG DER TECHNISCHEN AUFBEREITUNGSANLAGEN	49
7.3 GRUNDLAGEN DER KOSTENSCHÄTZUNG	51

7.4	FLOTATION MIT UF	51
7.4.1	<i>Beschreibung der technischen Anlage</i>	51
7.4.2	<i>Schätzung der Jahreskosten</i>	52
7.5	ZENTRIFUGATION MIT UF	53
7.5.1	<i>Beschreibung der Anlage</i>	53
7.5.2	<i>Schätzung der Jahreskosten</i>	54
7.6	FLOCKUNGSFILTRATION MIT UF	54
7.6.1	<i>Beschreibung der Anlage</i>	54
7.6.2	<i>Schätzung der Jahreskosten</i>	55
7.7	KERZENFILTRATION MIT UF	56
8	FAZIT UND AUSBLICK AUF DIE WEITERE VORGEHENSWEISE	57
	LITERATURVERZEICHNIS	60

Abbildungsverzeichnis

ABBILDUNG 1:	SEEHUNDSTATION NATIONALPARK-HAUS IN NORDDEICH	6
ABBILDUNG 2:	SEEHUNDE IM TIERBECKEN	7
ABBILDUNG 3:	VERFAHRENSSCHEMA EINER DRUCKENTSPANNUNGSFLOTATIONSANLAGE [5].....	9
ABBILDUNG 4:	BLASENERZEUGUNG MIT DEM DRUCKSPRÜHER.....	11
ABBILDUNG 6:	DARSTELLUNG DER ERGEBNISSE MIT MODELLWASSER (SÜß, SALZIG).....	14
ABBILDUNG 7:	DARSTELLUNG DER ERGEBNISSE MIT BECKENWASSER.....	15
ABBILDUNG 10:	DARSTELLUNG ZUR BERECHNUNG DER ZENTRIFUGENZAHL (Z).....	19
ABBILDUNG 12:	ZENTRIFUGATIONSERGEBNISSE MIT MODELLWASSER.....	21
ABBILDUNG 13:	ZENTRIFUGATIONSERGEBNISSE MIT BECKENWASSER.....	23
ABBILDUNG 15:	ERGEBNISSE DER ZENTRIFUGATION IM TECHNIKUMSMAßSTAB.....	26
ABBILDUNG 17:	DEAD-END-UF-ANLAGE DER FA. NEWTEC.....	28
ABBILDUNG 18:	VERLAUF DES TRANSMEMBRANDRUCKS	31
ABBILDUNG 19:	VERLAUF DES PERMEATVOLUMENSTROMS.....	31
ABBILDUNG 20:	VERLAUF DER PERMEABILITÄT IM FILTRATIONSZEITRAUM.....	32
ABBILDUNG 21:	DEAD-END-UF-ANLAGE IM LABORMAßSTAB (FA.WEHRLE).....	33
ABBILDUNG 22:	VERLAUF DER PERMEABILITÄT UND DES FLUSSES BEI DER DAUERFILTRATION DES ALGENWASSERS ..	34
ABBILDUNG 23:	KORRELATIONSKURVE ZWISCHEN PERMEABILITÄT UND FLUSS.....	35
ABBILDUNG 24:	VERLAUF DER PERMEABILITÄT UND DES FLUSSES BEI DER DAUERFILTRATION DES SEEHUNDBECKENWASSERS OHNE RÜCKSPÜLUNG.....	36
ABBILDUNG 25:	KORRELATIONSKURVE ZWISCHEN PERMEABILITÄT UND FLUSS.....	37
ABBILDUNG 26:	CROSS-FLOW-UF-ANLAGE DER FA. WEHRLE	38
ABBILDUNG 27:	PERMEATVOLUMENSTROM IN ABHÄNGIGKEIT VOM TRANSMEMBRANDRUCK	39
ABBILDUNG 28:	PERMEABILITÄT IN ABHÄNGIGKEIT VOM TRANSMEMBRANDRUCK.....	40
ABBILDUNG 34:	ABSCHIEDEGRAD BEI EINER KONSTANTEN FLOCKUNGSHILFSMITTEL-DOSIERMENGE VON 3 PPM.....	47
ABBILDUNG 35:	ABSCHIEDEGRAD BEI EINER KONSTANTEN FLOCKUNGSMITTELDOSIERMENGE VON 5 PPM.....	47
ABBILDUNG 36:	VERFAHRENSSCHEMA DER TECHNISCHEN ANLAGE (FLOTATION + UF).....	52
ABBILDUNG 37:	VERFAHRENSSCHEMA DER TECHNISCHEN ANLAGE (ZENTRIFUGATION + UF).....	53
ABBILDUNG 38:	VERFAHRENSSCHEMA DER TECHNISCHEN ANLAGE (FLOCKUNGSFILTRATION + UF)	55

Tabellenverzeichnis

TABELLE 1: AUFSTIEGSGESCHWINDIGKEIT DER BLASE IN ABHÄNGIGKEIT VON BLASENGRÖÙE	8
TABELLE 2: ERGEBNISSE DER FLOTATIONSVERSUCHE MIT MODELLWASSER (SÜÙ)	13
TABELLE 3: FLOTATIONSERGEBNISSE MIT MODELLWASSER (SALZIG)	14
TABELLE 4: ERGEBNISSE DER FLOTATIONSVERSUCHE MIT BECKENWASSER	15
TABELLE 5: ERGEBNISSE DER FLOTATIONSVERSUCHE MIT BECKENWASSER	16
TABELLE 6: ERMITTELTE ZENTRIFUGALZAHLEN	19
TABELLE 7: ERGEBNISSE DER ZENTRIFUGATIONSVERSUCHE MIT MODELLWASSER	20
TABELLE 8: ERGEBNISSE DER ZENTRIFUGATIONSVERSUCHE MIT BECKENWASSER	22
TABELLE 9: ERGEBNISSE DER FLOCKUNGSVERSUCHE MIT ANSCHLIEÙENDER KIESFILTRATION	46
TABELLE 10: ERGEBNISSE DER DAUERFLOCKUNGSFILTRATION	48
TABELLE 11: KOSTENSCHÄTZUNG FÜR DIE TECHNISCHE ANLAGE (FLOTATION + UF)	53
TABELLE 12: KOSTENSCHÄTZEN FÜR DIE TECHNISCHE ANLAGE (ZENTRIFUGATION + UF)	54
TABELLE 13: KOSTENSCHÄTZEN FÜR DIE TECHNISCHE ANLAGE (FLOCKUNGSFILTRATION + UF)	56
TABELLE 14: KOSTENSCHÄTZEN FÜR DIE TECHNISCHE ANLAGE (KERZENFILTRATION + UF)	57

1 Beteiligte des F+E-Projektes

1.1 Antragssteller



newtec Umwelttechnik GmbH
Am Borsigturm 62
13507 Berlin

Projektleiter Fa. newtec:
Herr Dipl.-Ing. Yuan Gao
gao@newtec-berlin.de
Tel. +49 (0) 30 6953 7818

1.2 Wissenschaftliche Begleitung des Projektes



Hochschule Bremen
Fakultät 2
Institut für Umwelt- und Biotechnik
Neustadtswall 30
28199 Bremen

Projektleiter Hochschule Bremen
Herr Prof. Dr.-Ing. Ahmet Nurlu-Bruns
Arbeitsgebiet Verfahrenstechnik
Ahmet.Bruns@hs-bremen.de
Tel. +49 (0) 421 5905 -2347

1.3 Projektpartner (nicht als Fördergeld-Empfänger):



Seehundstation
Nationalpark-Haus
Dörper Weg 24
26506 Norden-Norddeich

Herr Dr. Peter Lienau
pl@seehundstation-norddeich.de
Tel. +49 (0) 4931 8919

2 Anlass des Vorhabens



Abbildung 1: Seehundstation Nationalpark-Haus in Norddeich

In der Seehundstation Nationalpark-Haus in Norden-Norddeich werden die Tiere in einem offenen Wasserbecken gehalten. Naturgemäß wird das Beckenwasser durch Ausscheidungen der Tiere mit Kohlenstoff-, Phosphor- und Stickstoffverbindungen belastet. Da auch die Becken offen sind und damit auch in diesen Räumen genügend Tageslicht vorhanden ist, werden die Ausscheidungen, besonders die Nährstoffe wie Phosphor- und Stickstoffverbindungen von Algen mit Hilfe des Sonnenlichts als Energiequelle zum Zellwachstum und zur Sauerstoffproduktion genutzt. Somit vermehren sich die Algen im Wasser des Seehundbeckens, so dass ein sichtbarer mikrobiologischer Bewuchs entsteht. Dieser mikrobiologische Bewuchs führt besonders in den Sommermonaten zu einer erheblichen Reduzierung der Sichttiefe des Beckenwassers. Nicht selten beträgt die Sichttiefe weniger als 1 m, so dass darunter die Attraktion der Seehundstation für Besucher erheblich leidet.

Neben den Algen entstehen aber auch Bakterien, die mit Hilfe des von den Algen produzierten Sauerstoffs die von den Seehunden ausgeschiedenen Kohlenstoffverbindungen aerob abbauen und damit sich stark vermehren. Dieser mikrobiologische Bewuchs verursacht nicht nur ästhetische, sondern auch hygienische Probleme sowohl für Tiere als auch Menschen. Natürlich führt auch dieser mikrobiologische Bewuchs zu einer weiteren Verschlechterung der Sichttiefe. Zur Zeit versucht die Seehundstation, dieses Problem mit Ozonung und Mehrschichtfiltration zu bekämpfen. Leider eignen sich diese Verfahren nicht besonders gut zur Lösung dieses Problems. Es ist schon bekannt, dass durch Ozonung die gelösten Wasserinhaltsstoffe, wie Makromoleküle, einfache oder mehrfache organische Ringverbindungen, etc. zu kleineren Bestandteilen oxidiert werden, die dann teilweise als Feststoff ausfallen. Zur Abtrennung dieser Bestandteile kann dann ein Filtrationsverfahren wie Mehrschichtfiltration eingesetzt werden.

Da die Algen- und Bakterienzellen aber bereits als Feststoff vorliegen, würden sie durch Ozonung bestenfalls geringfügig zur Lysis gebracht werden. Aber eine wirkungsvolle Reduzierung der Zellen darf man bei den vorliegenden Zellkonzentrationen nicht erwarten. Da die Algen auch keine Flocken bilden, können sie durch ein mechanisches Filtrations-verfahren wie Mehrschichtfiltration, bei der der freie Durchgang des Filtermaterials mehrere Zehnerpotenzen größer ist, als die frei suspendierten Algenzellen, vom Wasser nicht abgetrennt werden.

Ferner muss man bedenken, dass Ozonung ein sehr energieintensives und damit auch ein sehr teures Verfahren darstellt, das in der Wasserwirtschaft nur dann eingesetzt wird, wenn es für das vorliegende Problem keine sinnvolle Alternative vorhanden ist, wie es z. B. bei der Desinfektion der Fall ist. In diesem Falle ist Ozonung in der Regel ökologisch sinnvoller, als das klassische Desinfektionsverfahren wie Chlorung. Nur in dem vorliegenden Fall gibt es eine Reihe von möglichen Alternativen, die ökologisch wie ökonomisch sinnvoller aber auch ressourcenschonender sind.

In der Regel ist es sinnvoller, nicht die Symptome eines vorliegenden Problems sondern seine Ursachen zu bekämpfen. In diesem Fall würden sich zur Bekämpfung biologische Verfahren anbieten, mit denen die Nährstoffe wie Phosphor und Stickstoff als Ursache des Algenwachstums aber auch die organischen Bestandteile des Wassers als weitere Ursache der Wassertrübung, die durch die Ausscheidungen der Tiere verursacht werden, abgebaut werden können. Aber biologische Verfahren basieren auf langsamen Prozessen, so dass dafür große Verweilzeiten und damit auch große Apparatevolumina benötigt werden. Da jedoch die Seehundstation über solche Platzverhältnisse nicht verfügt, kommen diese Lösungen nicht in Frage.

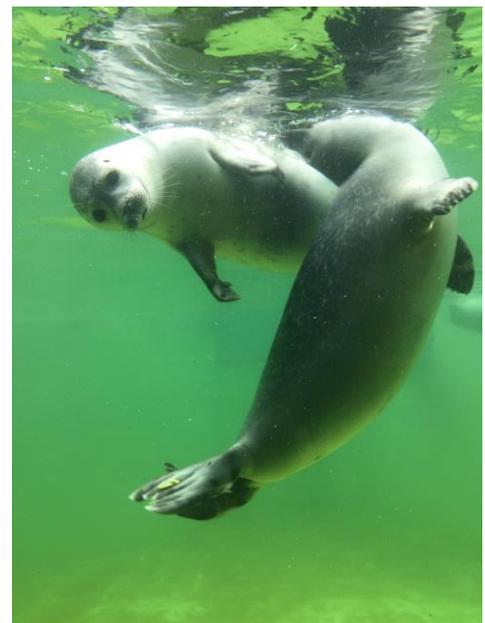


Abbildung 2: Seehunde im Tierbecken

Daher müssen bei dem vorliegenden Problem Lösungen erarbeitet werden, die die gewünschten Ergebnisse bei sehr engen Platzverhältnissen erzielen können. Es gibt auch bei verschiedenen Seehundstationen oder diversen Zoos mit Seehundbecken keine fertigen Lösungen, die bei engen Platzverhältnissen ein funktionierendes und betriebssicheres Verfahren zur Bekämpfung der Algenproblematik bieten können. Daher sollen im Rahmen dieses F+E-Projektes Verfahren entwickelt und erprobt werden, mit denen die o. g. Belastungen bei den gegebenen Platzverhältnissen erfolgreich behandelt werden können.

3 Untersuchungen mit Flotationsverfahren

3.1 Grundlagen der Flotation

Flotation ist ein wichtiges Grundverfahren der mechanischen Fest-Flüssig-Abtrennung, das bei spezifisch leichten Trübstoffen und Flocken Vorteile aufweist. Dabei unterscheidet man je nach Erzeugung der Gasblasen die Begasungs-, Elektro-, und Druckentspannungsflotation. Mit der Druckentspannungsflotation werden in der Praxis die besten Ergebnisse erzielt, jedoch wird der Flotation oft eine Flockung vorgeschaltet, um die Wirksamkeit des Verfahrens zu verbessern.

In der Wasseraufbereitung wird die Flockung vor allem zur Entfernung von Trübstoffen (wie z.B. Algenzellen) eingesetzt. Diese Aufgabe ist nicht nur aus ästhetischen Gründen geboten, sondern man entfernt mit Hilfe der Flockung auch die an Schwebestoffen haftenden Verunreinigungen (organische Stoffe, Bakterien). Das Ziel der Flockung besteht darin, unerwünschte Wasserinhaltsstoffe, die kolloidal im Wasser verteilt sind, durch den Einsatz von Chemikalien, so weit wie möglich, zu größeren Partikeln zu agglomerieren.

Die Flockung setzt sich aus einer Destabilisierung der Teilchen (Koagulation-Ausflockung) und ihrer anschließenden Agglomeration zu Flocken zusammen. Flockungsmittel sind Stoffe, die die gleichsinnige Ladung der Kolloidteilchen so beeinflussen, dass die elektrostatische Abstoßung verringert wird und diese zu Flocken aggregieren können. Als Flockungsmittel dienen meist mehrwertige Metalle, die sowohl die notwendigen positiven Ladungen besitzen, als auch durch die Bildung voluminöser Hydroxidniederschläge als Fällungsmittel wirken. Flockungshilfsmittel sind natürliche oder synthetische Makromoleküle, die durch ihre gleichzeitige Bindung an mehrere Kolloidteilchen zu einer Vernetzung bzw. Brückenbildung zwischen den Teilchen und damit einer Flockungsvergrößerung führen. Dieser Vorgang wird als Flockulation bezeichnet [1].

Der charakteristische Grundvorgang des Flotationsprozesses ist das Anhaften von hydrophoben Feststoffpartikel an Gasblasen. Die gebildeten Partikel-Blase-Gebilde steigen unter der Voraussetzung, dass deren Dichte geringer ist als die Abwasserdichte, zur Wasseroberfläche auf und bilden dort einen feststoffbeladenen Schaum, der von der Oberfläche abgeräumt wird. Es befindet also eine Trennung nach der Dichte statt. Die Aufstiegs geschwindigkeit erhöht sich, je größer der Dichteunterschied zum umgebenden Medium ist bzw. je mehr Gasblasen an die Flocke gebunden sind. In der Tabelle 1 sind die Aufstiegs geschwindigkeiten für verschiedene Luftbläschengrößen bei 20 °C dargestellt [2].

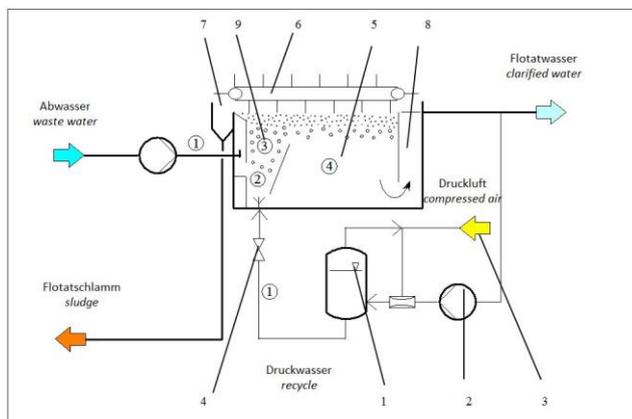
Tabelle 1: Aufstiegs geschwindigkeit der Blase in Abhängigkeit von Blasengröße

Blasengröße	µm	20	40	50	100	200	300
Aufstiegs geschwindigkeit	cm/s	0.03	0.08	0.14	0.56	1.6	20

Bei der Entspannungsflotation wird das Abwasser oder ein Teilstrom des Klarwassers in der Regel bei einem Druck von 4 bis 6 bar mit Luft gesättigt und anschließend über die Entspannungsarmaturen in das Flotationsbecken geleitet (Abbildung 3). Nach der Entspannung auf Atmosphärendruck perlt die überschüssige Luft in Form feiner Blasen aus. Die Gasblasen bilden in der Kontakt- und Mischzone mit dem Feststoff ein Agglomerat, das an die Oberfläche des Beckens steigt. Der flotierte Feststoff wird dann durch eine geeignete Räumvorrichtung abgenommen und ausgeschleust.

Die Luftzugabe zum Druckwasser kann durch Einblasen in ein Mischrohr, eine Mehrphasenpumpe oder über einen Injektor erfolgen. Die Luftanreicherungssysteme können sowohl bei der Vollstrom-, Teilstrom- als auch bei der Klarwasserbelüftung eingesetzt werden.

Die nachfolgend dargestellte Prinzipskizze zeigt die wesentlichen Grundkomponenten und Elemente einer Druckentspannungsflotationsanlage [4].



Dispersionsstation (Drucksättiger)	Flotationsbehälter
1 Druckkessel mit Regeleinrichtungen	5 Flotationsraum
2 Recyclepumpe	6 Räumvorrichtung
3 Kompressor	7 Flotatschlammkammer
4 Dispersionsventile	8 Klarwasserkammer
	9 Kontakt- und Mischzone

Abbildung 3: Verfahrensschema einer Druckentspannungsflotationsanlage [5]

Das zu bereitzende Wasser tritt am Kopf der Flotation in die Einlaufkammer ein, die der Strömungsberuhigung und -vergleichmäßigung dient. Aus der Einlaufkammer tritt das Abwasser-Schlamm-Gemisch durch eine über die Breite der Flotationszelle reichende Öffnung in die Kontakt- und Mischzone ein. In dieser Zone erfolgt die Zumischung des Druckwassers. Für dessen Aufbereitung wird der aus dem Klarlauf entnommene Teilstrom von den Druckwasserpumpen (Pos. 2) über den Injektor in den Druckwasserbehälter (Pos. 1) gefördert. Dabei wird das Druckwasser bei einem Überdruck von $p = 5$ bar weitgehend mit Luft (Pos. 3) gesättigt.

Aus dem Druckwasserbehälter wird das Druckwasser dem Flotationsbecken zugeführt. Die Zugabe erfolgt von unten in die Kontakt- und Mischzone. Dort, praktisch direkt am Eintritt, erfolgt die Entspannung auf den Umgebungsdruck in speziellen Entspannungseinheiten (Pos. 4). Durch diese schlagartige Entspannung wird die zuvor gelöste Luft in Form sehr kleiner Luftblasen frei. Durch die Luftblasen entsteht eine milchige Trübung des entspannten Druckwassers. Die Turbulenz, erzeugt durch die Einleitung des unbehandelten Wassers, des Druckwassers sowie

durch die aufsteigenden Blasen führt zur Vermischung. Hierbei lagern sich die Luftblasen an die Flocken an und steigen mit diesen an die Wasseroberfläche.

In der Flotationszone (Pos. 5) erfolgt die eigentliche Trennung des Abwasser-Schlamm-Gemisches. Aufgrund der großen Fläche stellt sich in der Flotationszone eine gleichmäßige, sehr langsame Abwärtsströmung des Wassers ein. Die Aufstiegs geschwindigkeit der Schlammflocken ist dabei größer als die Abwärtsströmung des Wassers. Der flotierende Schlamm wird durch eine Räumungseinrichtung gegen die Fließrichtung des Abwassers in die Flotatkammer (Pos. 7) abgeräumt. Das jetzt weitgehend von ungelösten Teilchen getrennte Wasser strömt unter einem Tauchwehr hindurch in die Klarwasserkammer (Pos. 8) und von dort über ein höhenverstellbares Wehr in die Klarwasserrinne [11]. Für den erfolgreichen Einsatz dieser Technologie sind Parameter wie der Sättigungsgrad, das Luft/Feststoff-Verhältnis, die Gasblasengröße, etc. von Bedeutung.

3.2 Beschreibung der Versuchsanlage

Das Ziel der Flotationsversuche war es, die Tauglichkeit dieses Verfahrens auf seine Trennleistung von Algen zu prüfen. Eine vorgeschaltete Flockung ist notwendig, um die kleinen Algenzellen zu größeren Flocken zu agglomerieren und somit eine wirksame Flotation zu ermöglichen. Es sollte also geprüft werden, wie sich die gebildeten Algenflocken mit Hilfe der erzeugten Luftblasen abtrennen lassen. Dabei steht die Qualität des unter dem Flotatschlamm entstehenden Klarwassers im Fokus. Mit Hilfe der Trübungsmessung (optische Dichte) wird auch dementsprechend der Abscheidegrad der Probe analysiert.

Es ist wichtig zu bemerken, dass es zu Beginn der Laboruntersuchungen eine Begasungsflotation getestet wurde. Die Vorversuche mit der Begasungsflotation haben gezeigt, dass diese Art der Flotation keine zufriedenstellenden Ergebnisse erzielen konnte, da der für die Verkleinerung der Luftblasen eingebaute Rührer, die zuvor gebildete Flocken zerschlagen hat. Auch mit der zur Verfügung gestellten Druckgasflasche konnten keine erfolgreichen Versuche durchgeführt werden, da der Druckbehälter mit einer maximalen Belastungsfähigkeit von 1,5 bar unzureichend für die Flotationsversuche ist.

Als Lösungskonzept wurde ein Drucksprüher zum Sprühen von Chemikalien im Garten und Haushalt als Drucksättiger verwendet, der im Labormaßstab sehr gut eingesetzt werden konnte. Es wurden Flockungsversuche sowohl mit Modellwasser (süß/salzig) als auch mit Seehundbeckenwasser durchgeführt. Um das Modellwasser mit dem Seehundbeckenwasser vergleichen zu können, wurde dem Modellwasser 3,5 % (Nordsee Salzgehalt) Kochsalz zugegeben.

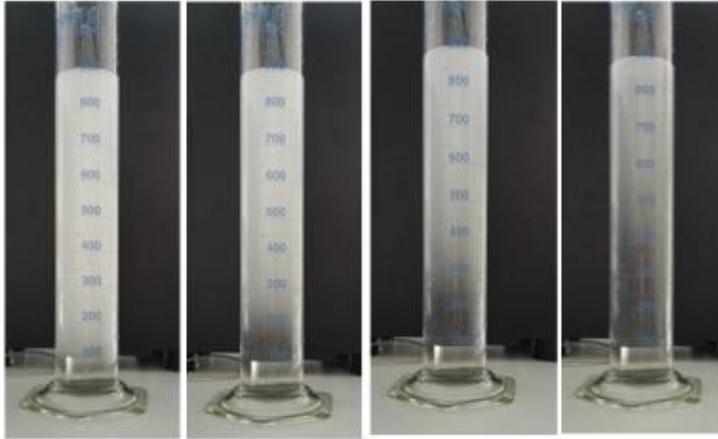


Abbildung 4: Blasenerzeugung mit dem Drucksprüher

Das Erreichen der in dieser Arbeit festgelegten Ziele erfordert den Einsatz von tierfreundlichen Flockungsmitteln, d. h. die verwendete Chemikalien dürfen keine negative Auswirkungen auf die Gesundheit und das Wohlfühlen der Seehunde haben. Aus diesen Gründen wird als Flockungsmittel eine 4,1% Eisenchloridsulfat-Lösung, die auch in der Trinkwasseraufbereitung zum Einsatz kommt und eine 40% aktivierte Calciumcarbonat-Suspension als Flockungshilfsmittel getestet. Zur Erleichterung der Dosierung der Chemikalien werden eine 0,4%-Eisenchloridsulfatlösung und eine 0,4 % aktivierte Calciumcarbonatlösung als Gebrauchslösung verwendet.

Als Reaktor der Anlage dient ein Becherglas mit einem Volumen von 1.000 ml, das sowohl als Flockungsbehälter als auch Flotationszelle verwendet wird. Für die erfolgreiche Verteilung des Flockungsmittels dient ein Magnetrührer. Wie vorher beschrieben, wird ein Drucksprüher als Luftanreicherungseinheit für anschließende Flotation eingesetzt.

Material:

- Drucksprüher (5l)
- Becherglas 1.000 ml
- Messzylinder 1.000 ml
- Magnetrührer
- Pipette 10 ml (0,1 Skala)
- Einmal-Küvetten
- Testwasser
- Flockungsmittel: $Fe(III)ClSO_4$ Eisenchloridsulfat (4,1%-Lösung), $CaCO_3$ Calciumcarbonat aktiviert (40%-Suspension)
- Rührfisch
- 600 ml Probe (Modellwasser / Seehundbeckenwasser)
- Spektrometer Thermo Spectronic Bio Mate 3

3.3 Durchführung der Versuche

Wie oben beschrieben, müssen zu Beginn der Flotationsversuche das Koagulationsmittel (Flockungsmittel) FeClSO_4 1:10 und Flockungshilfsmittel (CaCO_3) 1:100 verdünnt werden. Es wurden mehrere Versuchsreihen durchgeführt, dabei wurde die aktivierte CaCO_3 Dosiermenge mit 50 ppm festgehalten und die FeClSO_4 Dosiermenge von 10 bis 60 ppm variiert.

Das Ziel der durchgeführten Flockungsversuche ist es, einen optimalen Einsatz von Flockungs- und Flockungshilfsmitteln (Art, Menge, Konzentration, Aufeinanderfolge der Dosierung) sowie die verfahrensspezifische Parameter (Rührgeschwindigkeit und –dauer) zu ermitteln.

Das Becherglas mit 600 ml Probe wurde auf einem Magnetrührer platziert. Der Magnetrührer wurde eingeschaltet und es wurde eine Drehzahl von 700 U/min eingestellt. Dem Algen- bzw. Seehundbeckenwasser wurde mittels einer Pipette die genaue Menge an Flockungsmittel (FeClSO_4) zugegeben und unter ständigem Rühren in das Wasser eingemischt. Die Rührzeit betrug 2 Minuten, nach dem Ablauf dieser Zeit waren auch schon die Mikrofloccen zu sehen. Im nächsten Schritt wurde dem Flocken-Wasser Flockungshilfsmittel CaCO_3 eingemischt, die Rührdrehzahl betrug dabei 100 U/min und die Rührzeit 3 bis 5 Minuten. Die Reduzierung der Drehzahl, sowie die Verlängerung der Rührzeit sind für die Ausbildung von größeren Flocken notwendig, um diese Flocken später unter Zugabe vom Druckwasser erfolgreich flottieren zu lassen.



Abbildung 5:
Flotationsversuche im Labor

Nachdem sich größere Flocken gebildet haben, wurde dem Becherglas 100 ml Druckwasser zugegeben. Die Anreicherung des Wassers mit Luft erfolgt in dem Drucksprüher. Dafür wurde das Pumpsprüngerät (Volumen: 5 l) mit etwa 2,5 l Leitungswasser gefüllt und mit dem Luftdruck von 3 bar unter Druck gesetzt. In Anschluss wurde der Druckbehälter drei Minuten kräftig geschüttelt, damit sich ausreichend Luft im Wasser lösen kann. Das unter Druck stehende Wasser wurde im Reaktor nach Abschalten des Rührers auf den atmosphärischen Druck entspannt, so dass dadurch Luftblasen mit einem Durchmesser von ca. 40 μm entstanden. Diese haben sich dann an die Flocken angehaftet und die kompletten Luft-Flocken-Gebilde innerhalb einer Minute an die Oberfläche aufgestiegen sind. Dadurch hat sich an der Oberfläche ein Flotatschlamm gebildet.

Es ist wichtig zu bemerken, dass bei den Flotationsversuchen nur die Dosiermenge von Eisenchloridsulfat variiert wurde, die Calciumcarbonatmenge und die zugeführte Druckwassermenge blieben konstant. Nach Beendigung des Flotationsvorgangs können an der Trennlinie des Flotats die Menge der abgetrennten Trübstoffen und des Klarwassers abgelesen werden. Im Klarwasser wird der Feststoffgehalt bzw. die Trübung bestimmt. Dafür wird eine Doppelbestimmung der optischen Dichte durchgeführt. Aus dem berechneten Mittelwert der optischen Dichte wird der dazugehörige Abscheidegrad ermittelt.

3.4 Diskussion der Ergebnisse

Ergebnisse der Flotationsversuche mit Modellwasser

Wie in der Beschreibung der Versuchsdurchführung erwähnt, wurde der erreichte Abscheidegrad von künstlich hergestelltem Modellwasser (süß, salzig) nach einer Flotation mit vorheriger Flockung untersucht. Die mit variierten Flockungsmittelmengen (Eisen) erreichten Ergebnisse wurden miteinander verglichen. Diese Ergebnisse sind in der Tabelle 2 und 3 dargestellt. Der TS-Gehalt beider unbehandelten Proben (süß, salzig) betrug 86,4 mg/l. Es wird deutlich, dass der Abscheidegrad abhängig von der zudosierten Flockungsmittelmenge ist. Der Abscheidegrad von ca. 68% ist bei einer Eisen-Dosiermenge von 40 ppm am höchsten. Die weitere Erhöhung der zudosierten Eisenmenge führt zur Verschlechterung der Klarwasserqualität und somit zur Reduzierung des Abscheidegrades.

Tabelle 2: Ergebnisse der Flotationsversuche mit Modellwasser (süß)

CaCO ₃ (aktiv) in ppm	Fe in ppm	Optische Dichte			Abscheidegrad in %
		Wert 1	Wert 2	Mittelwert	
Modellwasser süß		0,207	0,202	0,205	
70	30	0,069	0,065	0,067	67,1
	40	0,069	0,062	0,066	68
	50	0,071	0,07	0,071	65,5
	60	0,168	0,16	0,164	19,8

Für das salzige (3,5% Salzgehalt) Modellwasser wurde eine analoge Versuchsreihe für Flockung mit anschließender Flotation durchgeführt. Im Gegensatz zu süßem Modellwasser braucht man bei salzigem Modellwasser 50 ppm Eisen, um den größten Abscheidegrad von ca. 71,6% zu erreichen. Eine Erhöhung oder auch eine Reduzierung der zudosierten Eisenmenge verursacht wiederum eine Abnahme des Abscheidegrades (Abbildung 6).

Tabelle 3: Flotationsergebnisse mit Modellwasser (salzig)

CaCO ₃ (aktiv) in ppm	Fe in ppm	Optische Dichte			Abscheidegrad in %
		Wert 1	Wert 2	Mittelwert	
Algenwasser salzig (3,5%)		0,200	0,202	0,201	
70	30	0,112	0,156	0,134	33,3
	40	0,079	0,067	0,073	63,7
	50	0,058	0,056	0,057	71,6
	60	0,098	0,092	0,095	52,7

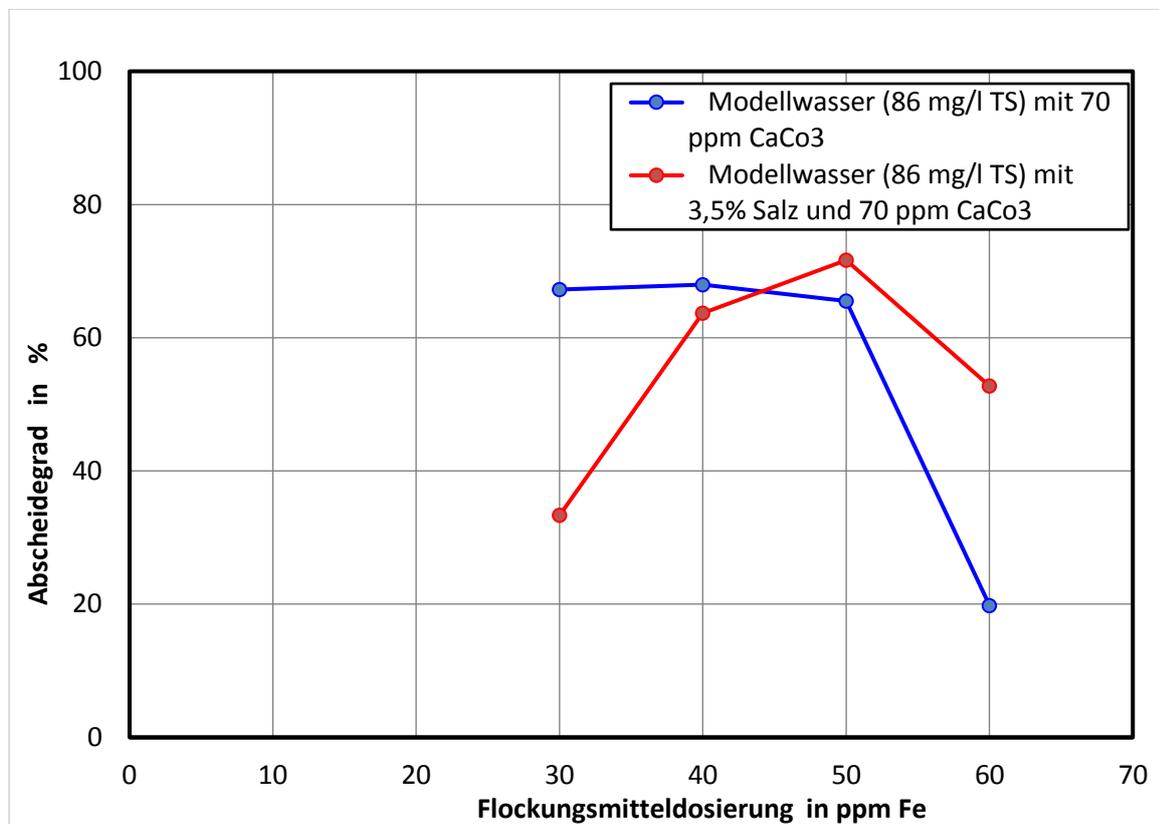


Abbildung 6: Darstellung der Ergebnisse mit Modellwasser (süß, salzig)

Ergebnisse der Flotationsversuche mit Beckenwasser

In der Tabelle 4 sind die Ergebnisse der Flotationsversuche (Flockung und Flotation) mit echtem Seehundbeckenwasser dargestellt. Der TS-Gehalt der unbehandelten Probe betrug 71,2 mg/l. Der beste Abscheidegrad von ca. 87,5% wurde mit einem Eisengehalt von 20 ppm erzielt. Dabei betrug die CaCO₃ Menge 50 ppm. Es fällt auf, dass im Gegensatz zum Algenwasser die Änderung des Eisengehaltes keine erheblichen Auswirkungen auf den Abscheidegrad hat.

Tabelle 4: Ergebnisse der Flotationsversuche mit Beckenwasser

CaCO ₃ in ppm	Fe in ppm	Optische Dichte			Abscheidegrad in %
		Wert 1	Wert 2	Mittelwert	
Beckenwasser unbehandelt		0,197	0,194	0,196	
50	10	0,054	0,055	0,055	72,1
	20	0,028	0,021	0,025	87,5
	30	0,032	0,035	0,034	82,9
	40	0,035	0,032	0,034	82,9
	50	0,034	0,033	0,034	82,9

Die geringe Schwankung des Abscheidegrades ist in der unten dargestellten Abbildung 7 verdeutlicht.

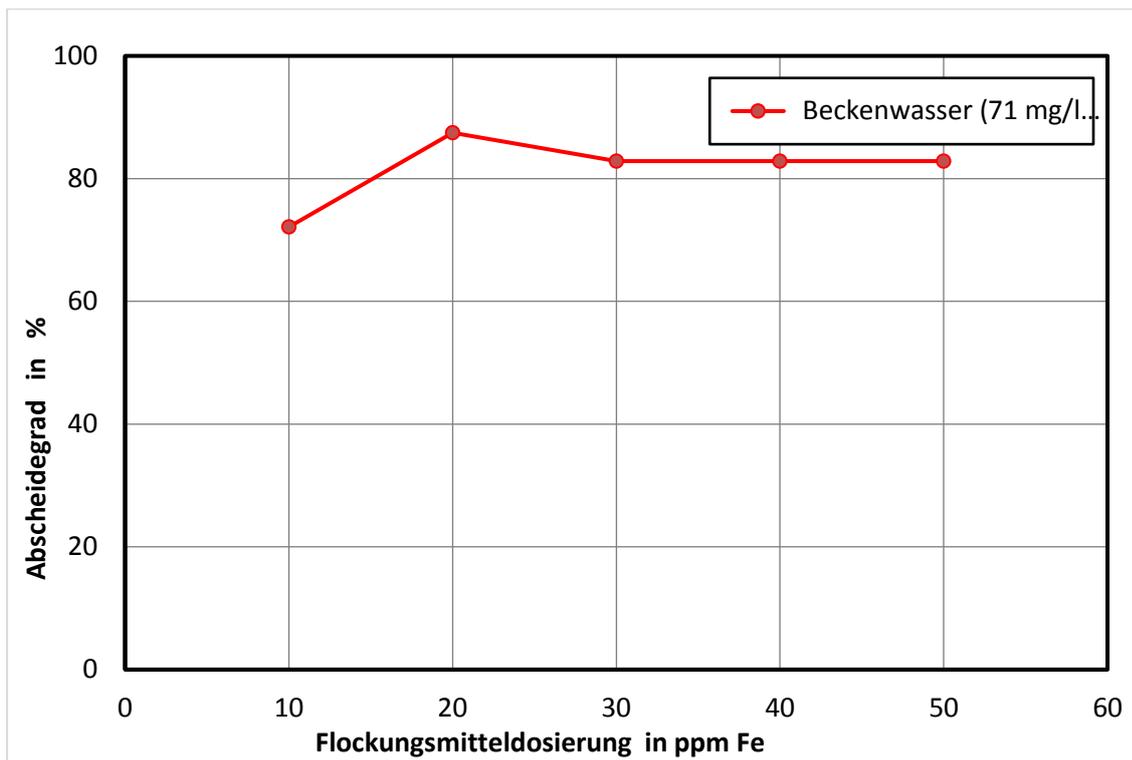


Abbildung 7: Darstellung der Ergebnisse mit Beckenwasser

In einem zweiten Versuch wurde eine neue Seehundbeckenwasser-Probe mit einem TS-Gehalt von 43 mg/l untersucht. Dabei hat sich herausgestellt, dass eine Flockung (20 ppm Eisen, 50 ppm CaCO₃) mit anschließender Flotation eine Verschlechterung der Klarwasserqualität verursacht hat (vgl. Tabelle 5). Die Trübung der behandelten Probe war deutlich höher, was zur Zunahme der

optischen Dichte geführt hat. Die Ursache dafür, ist ein deutlich geringerer TS-Gehalt der zweiten Beckenwasserprobe.

Tabelle 5: Ergebnisse der Flotationsversuche mit Beckenwasser

TS-Gehalt der Original Probe	Optische der Original Probe	TS-Gehalt nach Flotation	Optische Dichte nach Flotation
43 mg/l	0,017	40 mg/L	0,035

Im Hinblick auf die spätere Konzeption der technischen Anlage lässt sich schlussfolgern, dass die Schwankung des TS-Gehaltes im Seehundbeckenwasser einen negativen Einfluss auf die Endergebnisse der Flotation haben kann. Es wurde im Laufe der praktischen Untersuchungen festgestellt, dass das Tierbeckenwasser oft einen niedrigen Feststoffgehalt (ca. 40-50 mg/l) und keine starke Trübung aufweist. Für eine technische Anlage mit einem Durchsatz von 100 m³/h und einer üblichen Verweilzeit in der Flotationsanlage von 30 Minuten, ergibt sich eine Grundfläche von 25 m².

4 Untersuchungen mit Zentrifugationsverfahren

4.1 Grundlagen der Zentrifugation

Ein zweites Verfahren der mechanischen Fest-Flüssig-Trennung, der im Rahmen dieser Forschungsprojektarbeit im Labor- und Technikumsmaßstab getestet wurde, ist die Zentrifugation. Die Aufgabe der Zentrifugation ist es, Feststoff und Flüssigkeit soweit wie physikalisch möglich und wirtschaftlich sinnvoll voneinander zu trennen. Bei der Trennung kann sowohl der Feststoff als auch die Flüssigkeit der Wertstoff sein.

Rasches und weitgehendes Abtrennen von Feststoffen aus Flüssigkeiten, aber auch die Zerlegung von Emulsionen, erreicht man durch Ausnutzung der Zentrifugalkraft, sofern die disperse Phase eine andere Dichte hat als das Dispersionsmittel. Sind die Dichten von Feststoff und Flüssigkeit gleich, kann durch Zentrifugation keine Trennung erfolgen.

Das Verhältnis der Zentrifugalbeschleunigung zur Erdbeschleunigung wird als Beschleunigungsverhältnis Z , als Trennfaktor Z oder auch als Zentrifugenzahl Z bezeichnet und stellt eine dimensionslose Zahl dar. Sie gilt als Maß für die Wirksamkeit der Zentrifugalkraft.

Zentrifugen lassen sich in verschiedene Grundtypen einteilen. Die wesentlichen Kriterien sind hierbei:

- das Trennprinzip: Filtration/Sedimentation
- die Betriebsweise: diskontinuierlich/kontinuierlich

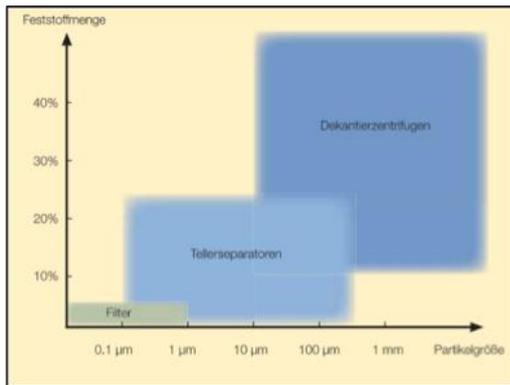


Abbildung 8: Auswahl der Zentrifugenarten abhängig von der Partikelgröße [15]

eine ganze Reihe von Trennvorgängen, bei denen es sich um niedrigere Feststoffkonzentrationen und kleinere Partikelgrößen handelt.

Bei sehr feinkörnigen Suspensionen mit Partikelgrößen deutlich kleiner als $10\ \mu\text{m}$ und niedrigem Feststoffgehalt ist mit einem relativ schlechten Filtrationsverhalten zu rechnen; hier dürften Sedimentationsapparate bevorzugt werden. Darunter fallen Dekanterzentrifugen, Tellerseparatoren oder Vollmantelzentrifugen [6]. Im Allgemeinen werden Dekanterzentrifugen bei höheren Feststoffkonzentrationen mit größeren Partikeln eingesetzt, Tellerseparatoren hingegen eignen sich für

Funktionsprinzip eines Tellerseparators

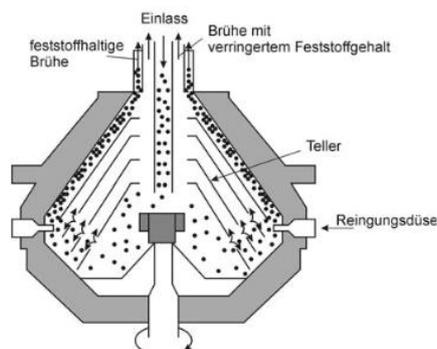


Abbildung 9: Aufbau und Wirkungsweise einer Tellerzentrifuge [7]

Das zu separierende Produkt tritt durch ein zentral angeordnetes, stehendes Zulaufrohr drucklos in die Maschine ein, wird von einem, auf die Anwendung zugeschnittenen Beschleuniger erfasst und auf die Umfangsgeschwindigkeit der Trommel beschleunigt. In einer speziell dafür ausgebildeten Zone auf hoher Zentrifugalbeschleunigung kehrt sich die Fließrichtung um und die vorgeklärte Flüssigkeit durchströmt das Tellerpaket in Richtung des Zentrums der Trommel. Die Abnahme der geklärten Flüssigkeit erfolgt frei im Überlauf oder mittels einer Schälsscheibe unter Druck. Auf dem Weg durch das Tellerpaket setzen sich die in Einzelkanälen sedimentierenden Feststoffpartikel an der Unterseite der Teller ab und gleiten nach außen in den Schlammraum. Um den Separator kontinuierlich zu betreiben, muss der abgeschleuderte Feststoff kontinuierlich durch Düsen oder in periodischen Intervallen durch hydraulisch betätigte Öffnungsmechanismen aus der rotierenden Trommel entleert werden [7].

4.2 Untersuchungen im Labormaßstab

4.2.1 Beschreibung der Versuchsanlage

Die in dieser Arbeit durchgeführten Laborversuche wurden mit Hilfe einer Laborzentrifuge realisiert. Für beide Testwässer (Modell- und Beckenwasser) wurde eine Zentrifugation-Versuchsreihe durchgeführt. Dabei wurde sowohl die Zentrifugationsdauer als auch die Zentrifugationsdrehzahl variiert. In den durchgeführten Laborversuchen wurde die Zentrifugationsdauer zwischen 2 und 5 Minuten mit einer Zentrifugationsdrehzahl zwischen 2.000 – 5.000 Umdrehungen pro Minute variiert. Die nach der Zentrifugation entstehenden Zentrifugate wurden mit Hilfe der Trübung-

Messung (optische Dichte) miteinander verglichen. Anhand dieser Ergebnisse kann man einen Einfluss der Zentrifugationsdrehzahl und Dauer auf die Trennleistung feststellen.

Berechnung der Zentrifugenzahl (Z)

Als Maß für Wirksamkeit einer Zentrifuge dient die Zentrifugenzahl (Z), sie wird aus der Zentrifugationsdrehzahl, der Winkelgeschwindigkeit und dem Radius berechnet. Es ist wichtig zu bemerken, dass Hochleistungszentrifugen zur Zerstörung der Algenzellen durch hohe Zentrifugalkräfte führen können und somit auf die Qualität des Zentrates eine negative Auswirkung haben. Aus diesen Gründen ist die Zentrifugalbeschleunigung bzw. die Zentrifugenzahl (Z) ein wichtiger Parameter, der bei der Durchführung der Laborversuche im Fokus steht.

Material/Geräte:

- Zentrifuge Heraeus Biofuge Primo
- Zentrifugenbehälter
- Pipette 10ml (0,1 Skala)
- Probe (Algenwasser / Seehundbeckenwasser)
- Spektrometer Thermo Spectronic Bio Mate 3

4.2.2 Durchführung der Versuche

Um die Zentrifugationsversuche im Labormaßstab durchführen zu können, muss zuerst der passende Zentrifugenaufsatz gewählt werden. Es handelt sich hierbei um den Aufsatz mit 6 Kammern. In zwei dieser Kammern müssen Zentrifugalbehälter mit je 45 ml Modell- oder Beckenwasser hineingesteckt werden. Diese werden gegenüberliegend schräg (Aufsatzwinkel 45°) in der Zentrifuge positioniert, um eine mögliche Unwucht zu verhindern. Nachfolgend kann sowohl die Zentrifugationszeit als auch die Zentrifugationsdrehzahl am Gerät eingestellt werden. Jede Probe erhält eine eigene Zentrifugationszeit und Drehzahl. Wobei bei den ersten vier Proben, die Drehzahl festgehalten wird, dafür aber die Zentrifugationszeit für jeden Versuch neu eingestellt wird. Dies führt dazu, dass insgesamt 28 Versuchsreihen durchgeführt werden.

Nach dem Ablauf der eingestellten Zentrifugationszeit werden die Behälter aus der Zentrifuge entnommen und das Überstandwasser (Zentrifugat) mit einer Pipette vom Sediment entfernt. Die optische Dichte des Zentrifugates kann dann mit dem Spektrometer gemessen und protokolliert werden. Es wird eine Doppelbestimmung der Proben durchgeführt, um einen Messfehler geringer zu halten. Dieses Vorgehen wird für 28 Versuchsreihen wiederholt. Die Ergebnisse der optischen Dichtemessung werden dann für die Berechnung des erreichten Abscheidegrades mit verschiedenen Drehzahlen und Zentrifugationszeiten berechnet.

Da die Behälter sich mit einem Einsatzwinkel von $\alpha = 45^\circ$ in der Zentrifuge ($r = 10\text{cm}$) drehen (Abb. 10), muss eine darauf bezogene Sedimentationskraft berechnet werden.

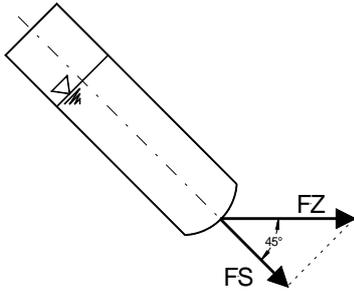


Abbildung 10: Darstellung zur Berechnung der Zentrifugenzahl (Z)

$$Z = F_S / F_G = \cos 45^\circ F_Z / F_G = \cos 45^\circ \omega^2 r / g = 0,4 \pi^2 \cos 45^\circ n^2 / g$$

Die nachfolgende Tabelle zeigt das Ergebnis der Umrechnung von Zentrifugationsdrehzahl (Umdrehungen pro Minute) auf Zentrifugenzahl (Z).

Tabelle 6: Ermittelte Zentrifugalzahlen

Umdrehungen pro Minute	Zentrifugalzahl (Z)
2000	316 g
2500	494 g
3000	711 g
3500	968 g
4000	1265 g
4500	1601 g
5000	1976 g



Abbildung 11: Zentrifugationsergebnisse im Labor

4.2.3 Diskussion der Ergebnisse

Ergebnisse der Zentrifugation mit Modellwasser

Wie im Kapitel 4.2.1 erläutert, wurde eine Versuchsreihe zur Zentrifugation des Modellwassers mit einem TS-Gehalt von 97,2 mg/l durchgeführt. Die dabei entstandenen Resultate sind in der Tabelle 7 und Abbildung 12 dargestellt.

Tabelle 7: Ergebnisse der Zentrifugationsversuche mit Modellwasser

Zeit t in s	Umdrehungen pro Minute	Zentrifugenzahl (Z)	Optische Dichte			Abscheidegrad in %
			Wert 1	Wert 2	Mittelwert	
Originalprobe (TS-Gehalt: 97,2 mg/l)			0,201	0,210	0,206	
120	2000	316	0,054	0,058	0,056	72,8
180			0,055	0,050	0,053	74,5
240			0,048	0,045	0,047	77,4
300			0,045	0,041	0,043	79,1
120	2500	494	0,055	0,050	0,053	74,5
180			0,042	0,044	0,043	79,1
240			0,041	0,041	0,041	80,1
300			0,041	0,045	0,043	79,1
120	3000	711	0,049	0,049	0,049	76,2
180			0,041	0,040	0,041	80,2
240			0,039	0,038	0,039	81,3
300			0,039	0,040	0,040	80,8
120	3500	968	0,040	0,040	0,040	80,5
180			0,037	0,034	0,036	82,8
240			0,030	0,030	0,030	85,4
300			0,031	0,031	0,031	84,9
120	4000	1265	0,024	0,021	0,023	89,1
180			0,014	0,022	0,018	91,3
240			0,020	0,014	0,017	91,7
300			0,017	0,018	0,018	91,5
120	4500	1601	0,018	0,017	0,018	91,5
180			0,015	0,011	0,013	93,7
240			0,013	0,013	0,013	93,7
300			0,014	0,011	0,013	93,9
120	5000	1976	0,035	0,029	0,032	84,4

180			0,025	0,025	0,025	87,8
240			0,023	0,024	0,024	88,6
300			0,019	0,024	0,022	89,5
120	7000	3873	0,042	0,049	0,046	77,8

Der höchst erreichte Abscheidegrad liegt bei 93,9% und wird bei $Z = 1601 \text{ g}$ und einer Zentrifugationsdauer von 5 Minuten erreicht. Anhand der Ergebnisse wird es deutlich, dass eine Erhöhung des Z-Wertes keine Verbesserung des Abscheidegrades zur Folge hat. Die Ursache dafür kann eine mögliche Zerstörung der Algenzellen aufgrund zu hohen Zentrifugalkräften sein, was eine Wiederverschmutzung des Zentrates verursacht.

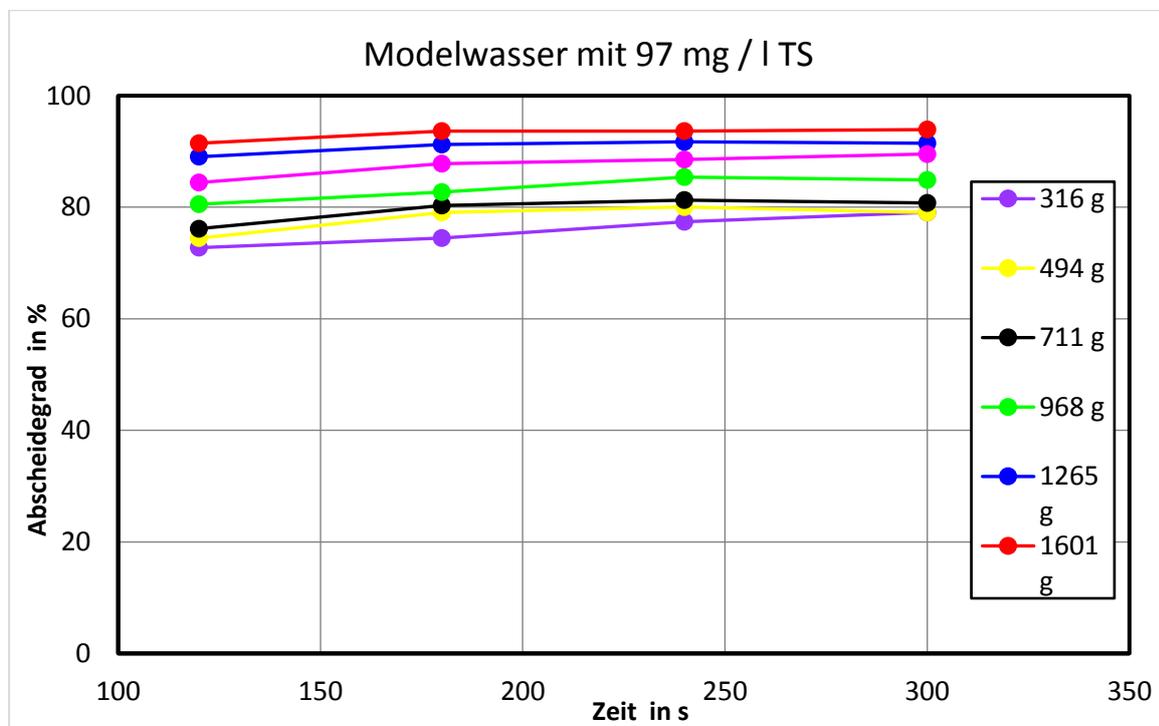


Abbildung 12: Zentrifugationsergebnisse mit Modellwasser

Zusätzlich lässt sich erkennen, dass bei kleineren Z-Werten und kürzeren Zentrifugationszeiten ein Rückgang des Abscheidegrades stattfindet. Trotzdem kann mit einem Z-Wert von 1265 g und einer Zentrifugationsdauer von 3 Minuten eine ausreichende Trennwirksamkeit über 90% erreicht werden.

Ergebnisse der Zentrifugation mit Beckenwasser

In der Tabelle 8 sind die Zentrifugationsergebnisse mit dem Seehundbeckenwasser (TS-Gehalt 43 mg/l) dargestellt. Im Vergleich zu den Ergebnissen der Zentrifugation mit Modellwasser, sind in

diesem Fall keine Abscheidegrade über 90% erzielt worden. Der beste Abscheidegrad wurde mit einem Z-Wert von 1265 g und einer Zentrifugationsdauer von 5 Minuten erreicht. Neben diesem Ergebnis konnte man auch mit einem Z-Wert von 968 g und einer Zentrifugationsdauer von 5 Minuten ein Abscheidegrad von 79,3% messen

Tabelle 8: Ergebnisse der Zentrifugationsversuche mit Beckenwasser

Zeit t in s	Umdrehungen pro Minute	Zentrifugalzahl (Z)	Optische Dichte			Abscheidegrad in %
			Wert 1	Wert 2	Mittelwert	
Originalprobe (TS-Gehalt: 43 mg/l)			0,027	0,026	0,027	
120	3000	711	0,014	0,007	0,011	60,4
180			0,007	0,015	0,011	58,5
240			0,015	0,010	0,013	52,8
300			0,009	0,009	0,009	66,1
120	3500	968	0,011	0,005	0,008	69,8
180			0,009	0,005	0,007	73,6
240			0,007	0,009	0,008	69,8
300			0,004	0,007	0,006	79,3
120	4000	1265	0,010	0,003	0,007	75,5
180			0,007	0,010	0,009	67,9
240			0,009	0,006	0,008	71,7
300			0,005	0,005	0,005	81,1
120	4500	1601	0,009	0,009	0,009	66,1
180			0,007	0,014	0,011	60,4
240			0,010	0,005	0,008	71,7
300			0,007	0,009	0,008	69,8
120	5000	1976	0,009	0,009	0,009	66,1
180			0,012	0,007	0,010	64,2
240			0,010	0,010	0,010	62,3
300			0,012	0,006	0,009	66,1

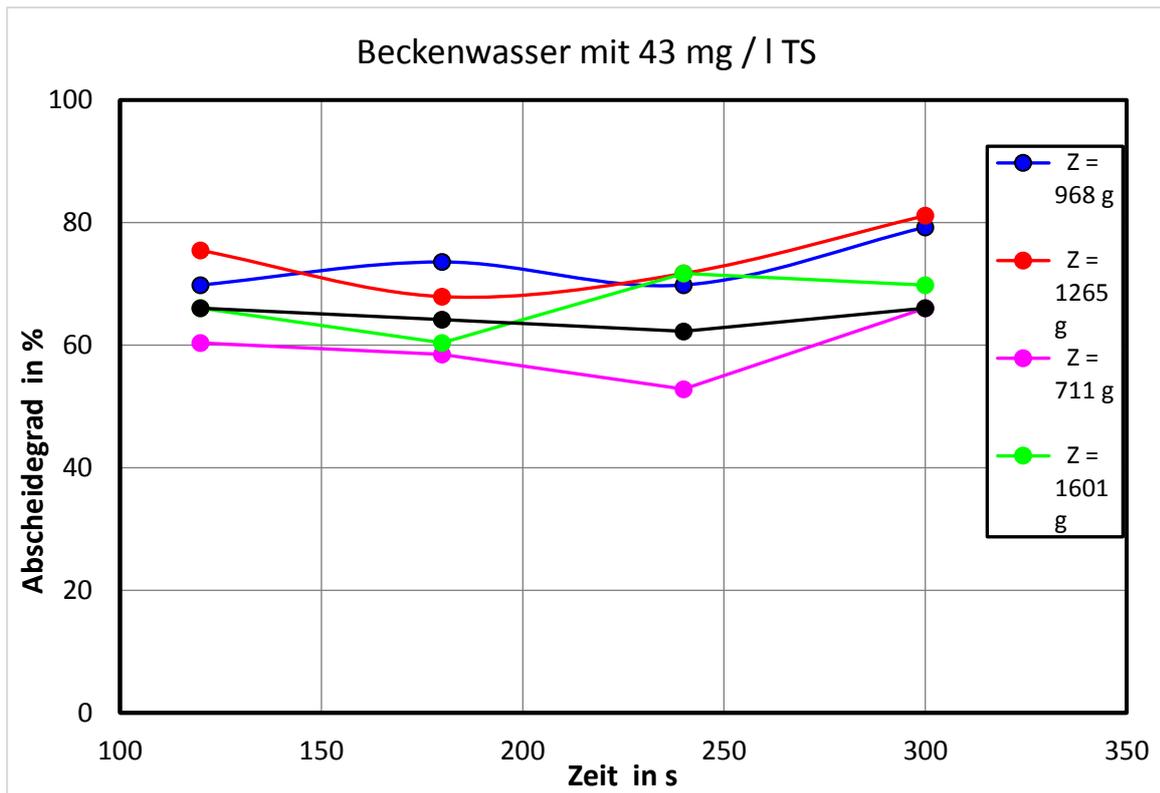


Abbildung 13: Zentrifugationsergebnisse mit Beckenwasser

Im Vergleich zu der Abbildung 12 sind keine eindeutigen Verbesserungen des Abscheidegrades abhängig zur Erhöhung der Drehzahl festzustellen. Außerdem liegt der maximal erreichte Abscheidegrad knapp über 80%, und somit deutlich niedriger als bei der Modellwasser-Zentrifugation. Dies ist darauf zurückzuführen, dass die Trübung sowie der Feststoffgehalt bei dem Modellwasser viel höher waren. Die Zentrifugationsergebnisse mit Tierbeckenwasser haben gezeigt, dass der maximal erreichte Abscheidegrad (81%) bei einer Zentrifugalbeschleunigung von 1.265 g und einer Zentrifugationsdauer von 5 Minuten liegt. Bis zu dieser Beschleunigung konnte der Abscheidegrad durch Erhöhung der Drehzahl verbessert werden. Durch weitere Erhöhung der Zentrifugalbeschleunigung über 1.265 g wurde jedoch eine Verschlechterung des Abscheidegrades festgestellt, die nur durch Beschädigung bzw. mögliche Lysis der Algenzellen aufgrund der hohen Zentrifugalkräfte erklärt werden kann.

4.3 Untersuchungen im Technikumsmaßstab

4.3.1 Beschreibung der Versuchsanlage



Abbildung 14: Tellerseparatoranlage der Fa. Alfa-Laval

Im Rahmen der Versuche im Technikumsmaßstab wurde ein Tellerseparator der Firma Alfa-Laval (Typ Clara 20 Low Flow) getestet. Dieser Art ist laut Herstellerangaben für eine Abtrennung von sedimentierbaren Feststoffen aus Seewasser mit einer Feststoffbelastung von 50 mg/l ausgelegt. Es handelt sich hierbei um eine komplette Separationseinheit

inklusive Steuerung für die automatische Entschlammung des Separators mit einer Förderpumpe (Fördermenge 200 L/h). Alle zugehörigen Teile sind auf einem fahrbaren Gestell fertig verrohrt und verkabelt.

Für die Untersuchungen mit der Zentrifugationsanlage im Technikumsmaßstab wurden folgende Materialien benötigt:

- Seehundbeckenwasser
- Zentrifuge (Alfa-Laval Clara 20)
- Feststoffsammelbehälter
- Probeflaschen (1000 mL)
- Druckfilter (Sartorius stedim biotech)
- Glasfaserfilter GF 6 (Durchmesser 47 mm)
- Messzylinder (1000 mL)

4.3.2 Durchführung der Versuche

Die Versuche im Technikumsmaßstab wurden mit Beckenwasser, das einen Feststoffgehalt von 42 mg/l bzw. 21 mg/l aufwies, durchgeführt. Dieser niedrige TS-Gehalt ist auf die Untersuchungsbedingungen zurückzuführen. Zur Untersuchungszeit (Oktober 2016) waren nur wenige Seehunde im Becken vorhanden, außerdem war die durchschnittliche Außentemperatur ca. 5°C, sodass aufgrund der geringen Sonneneinstrahlung keine Algenproduktion stattgefunden hat.

Die Zentrifugationsanlage wurde aufgrund des Platzmangels im Keller auf dem Gelände unter dem Carport aufgestellt. Das Wasser aus dem Seehundebecken wurde mittels eines Schlauches direkt an die Förderpumpe angeschlossen. Im Laufe der Untersuchungen wurde der Zulaufvolumenstrom zur Zentrifugationsanlage zwischen $150 \frac{l}{h}$, 200 und $250 \frac{l}{h}$ eingestellt, um die Verweilzeit des Beckenwassers im Separator zu variieren. Die Zentrifugalbeschleunigung betrug $11\ 130\ g$. Zu Beginn der Versuche wurden somit $150 \frac{l}{h}$ Rohwasser in die Zentrifuge kontinuierlich gepumpt, dabei wurde das Wasser bei einer Verweilzeit von 25 Sekunden in der Anlage zentrifugiert. Die Feststoffe, die sich im Rohwasser befanden, wurden außen am Rand gesammelt und von dort mittels eines Hydrauliksystems nach einer Stunde durch die Feststofföffnung in den Feststoffsammelbehälter abgeführt. Es wurden mehrere Proben aus der Filtrat-Leitung entnommen, um im Labor den Trockenstoffgehalt mit Hilfe der Druckfiltration zu ermitteln. Nach der Einstellung des Volumenstroms auf $200 \frac{l}{h}$ und $250 \frac{l}{h}$ wurden die Messungen wiederholt.

4.3.3 Diskussion der Ergebnisse

Die Abbildung 15 stellt die Ergebnisse der Zentrifugation im Technikumsmaßstab mit dem Tellerseparator der Firma Alfa-Laval dar. In der unten abgebildeten Graphik ist der Abscheidegrad über die mittlere Verweilzeit aufgetragen. Es wurden zwei Versuche durchgeführt: bei dem ersten Versuch betrug der TS-Gehalt im Beckenwasser (rote Linie) $21\ mg/l$, bei dem zweiten Versuch (blaue Linie) $42\ mg/l$. Es ist deutlich zu erkennen, dass der erreichte Abscheidegrad von dem Zulaufvolumenstrom und somit von der mittleren Verweilzeit des Beckenwassers im Separator abhängig ist. Im Vergleich zum ersten Versuch mit dem niedrigeren TS-Gehalt konnten bei höherem TS-Gehalt im Beckenwasser bessere Ergebnisse erreicht werden. Mit der Zunahme der Verweilzeit (Abnahme des Zulaufvolumenstroms) über 50 Sekunden werden Abscheidegrade über 70 % erreicht. Kurze mittlere Verweilzeiten unter 35 Sekunden führen zu Verschlechterung der Filtrat-Qualität und somit zur Senkung des erreichten Abscheidegrads.

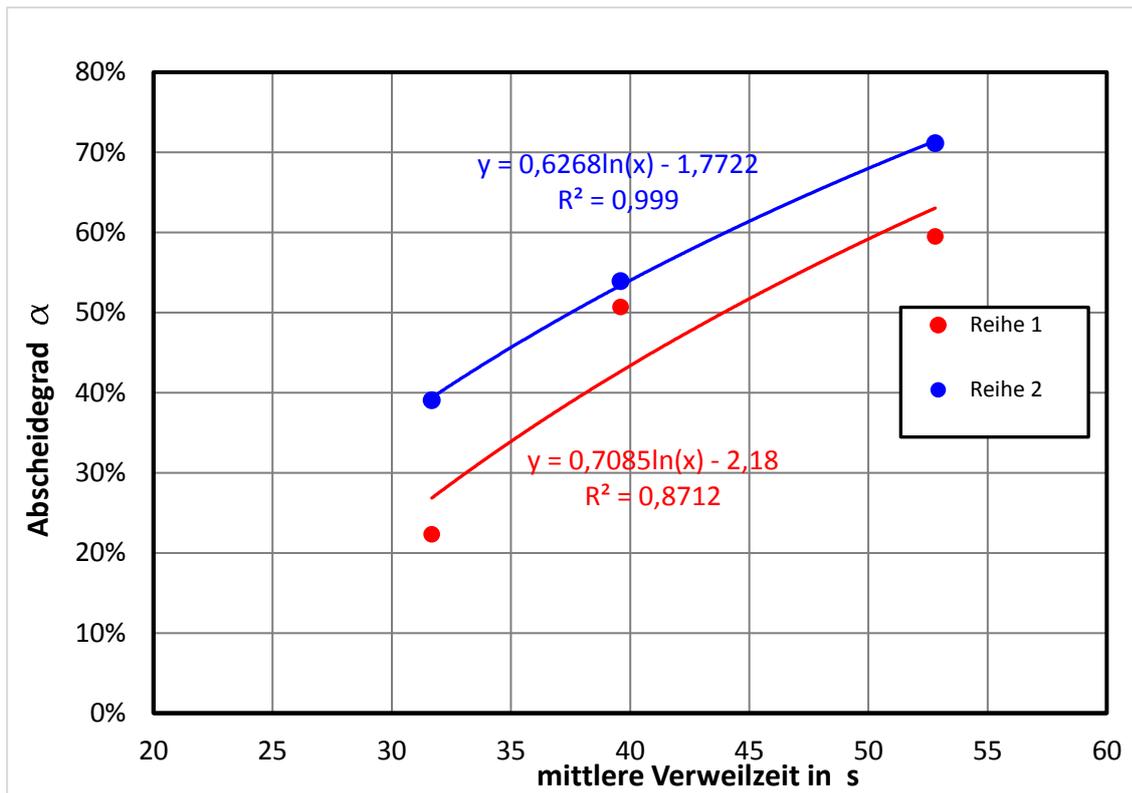


Abbildung 15: Ergebnisse der Zentrifugation im Technikumsmaßstab

Die durchgeführten Versuche im Technikumsmaßstab haben gezeigt, dass mit dem Tellerseparator ausreichende Abscheidegrade erzielt werden konnten, jedoch ist dieses Verfahren sehr energieintensiv. Laut Herstellerangaben (Fa. Alfa-Laval) werden für einen Volumenstrom von 100 m³/h 2 Tellerseparatoren á 55 kW benötigt, so dass sich eine gesamte Verbrauchsleistung von 110 kW ergibt. Daraus resultiert ein Jahresverbrauch von ca. 960.000 kWh und Stromkosten von ca. 240.000 Euro pro Jahr, sodass für die Wirtschaftlichkeitsprüfung sich sowohl hohe Investitionskosten, als auch hohe Betriebskosten ergeben. Aus diesem Grund wird eine Zentrifugation sowohl als einzelnes Verfahren, als auch in einer Kombination mit nachgeschalteter Ultrafiltration im Rahmen dieses Forschungsprojekts nicht näher in Betracht gezogen.

5 Untersuchungen mit Ultrafiltrationsverfahren

5.1 Grundlagen der Ultrafiltration

Das dritte Verfahren, bei dem es sich um ein rein mechanisches Trennprinzip handelt und das im Rahmen des vorliegenden Projektes getestet werden soll, ist die Niederdruckultrafiltration. In diesem Fall wird der Begriff „Niederdruck“ verwendet, um eine Ultrafiltration zu beschreiben, die bei niedrigen Betriebsdrücken (unter max. 3 bar) verläuft. Diese Arbeitsweise ist notwendig, damit die Algenzellen während der Membranfiltration nicht zerstört werden. Bei höheren Transmembrandrücken (ab 3 bar) können die Zellen platzen, was zu Verschlechterung der Permeat-Qualität führen könnte. Im Vergleich zu den zuvor beschriebenen mechanischen

Trennverfahren hat sich die membranbasierende Filtration als effektive Maßnahme zur Abtrennung kolloiddisperser und molekulardisperser Stoffsysteme erwiesen. Unter dem Aspekt des Prozesszieles unterscheidet man zwischen Mikrofiltration, Ultrafiltration, Nanofiltration und Umkehrosiose. Diese Membranprozesse sind neben den Betriebsbedingungen an erster Stelle von der Größe und Struktur der Poren der jeweiligen Membranmaterialien abhängig. Die Filtrationsprozesse erfolgen in der Regel durch die Wirkung einer Triebkraft, die durch die erforderliche Druckdifferenz beschrieben wird.

Die Ultrafiltration wird für Makromoleküle, Viren und Kolloide mit Durchmessern zwischen $0,1$ und $0,01\mu\text{m}$ eingesetzt. Der Arbeitsbereich der Ultrafiltration liegt zwischen 1 bar und 5 bar. Membranfilter sind rein mechanisch wirkende „Feinsiebe“, die aus porösen künstlich hergestellten Folien mit jeweils exakt definierten Porendurchmessern bestehen. Das zu filtrierende Rohwasser wird bei der Membranfiltration als Feed bezeichnet, das erhaltene Filtrat als Permeat. Die auf der Rohwasserseite der Membran aufkonzentrierte wässrige Lösung wird als Retentat definiert. Ob die Deckschichtbildung auf der Außenseite der Membran oder auf der Innenseite erfolgt, hängt von der Betriebsweise ab. Man unterscheidet zwischen einem In/Out- Betrieb und einem Out/In-Betrieb.

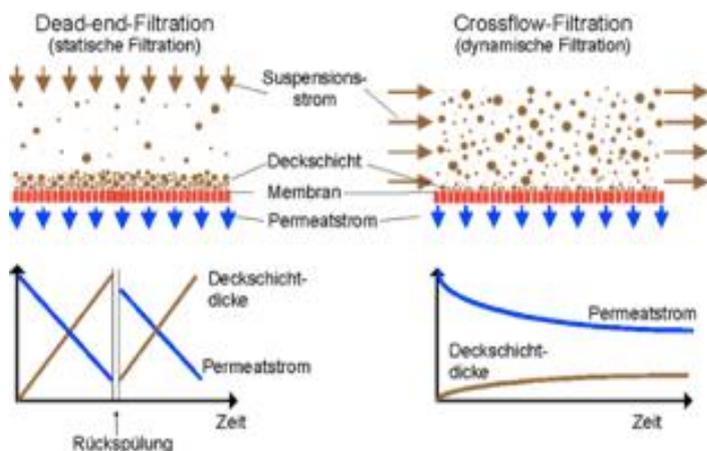


Abbildung 16: Schematische Darstellung Dead-End und Cross-Flow-Membranfiltration

Aus der Sicht der Strömungsführung an der Membranoberfläche wird zwischen statischen (Dead-End-Filtration) und dynamischen (Cross-Flow-Filtration) Membranfiltrationsverfahren unterschieden. Bei dem Dead-End-Betrieb wird der ganze Zulaufstrom unter dem Einfluss eines Transmembrandrucks durch die Membran gefördert, während die von der Membran zurückgehaltenen Partikel auf deren Oberfläche angereichert werden.

Die entstehende Deckschicht erzeugt einen mit der Zeit anwachsenden Strömungswiderstand. Es kommt zu einer Abnahme des Permeatflusses (Abbildung 16).

Bei dem Cross-Flow-Betrieb findet eine parallele Überströmung des Zulaufstromes über die Membran statt. Ein Teil des Feedstromes tritt durch die Membran, der andere Teil nimmt die sich absetzenden Partikel durch die Überströmung mit. Zwar ist die Gefahr der Deckschichtbildung bei diesem Betrieb geringer, jedoch ist mit einem höheren Energiebedarf zu rechnen [8].

Für die Darstellung und den Vergleich der Ergebnisse zur Ultrafiltrationsleistung gelten bestimmte Parameter wie Permeatvolumenstrom, Fluss, und Permeabilität. Permeabilität wird auch als hydraulische Membrandurchlässigkeit genannt und beschreibt die Leistungsfähigkeit einer Membran.

$$P = \frac{\dot{V}}{A \cdot \Delta p} \left(\frac{l}{h \cdot m^2 \cdot bar} \right)$$

\dot{V} – Permeatvolumenstrom $\left(\frac{l}{h} \right)$

A – Membranoberfläche (m^2)

Δp – transmembraner Druck (bar)

Mit der Abnahme der Permeabilität tritt eine Aufkonzentrierung der Inhaltsstoffe an der Membran auf, dies führt zu einer Deckschichtbildung. Deckschicht lässt sich je nach Beständigkeit auf der Membran in *reversibles* und *irreversibles Fouling* unterteilen. Bei reversiblen Fouling wird die Deckschicht durch mechanische Spülungen oder chemische Reinigungen entfernt, so dass der dadurch entstehende Leistungsverlust wieder aufgehoben wird. Die durch irreversibles Fouling entstandenen Verblockungen sind mit einfachen mechanischen Reinigungen nicht wieder zu entfernen, in solchen Fällen muss die Membran gegen eine neue getauscht werden.

5.2 Untersuchungen im Labormaßstab

5.2.1 Untersuchungen mit der Dead-End-Ultrafiltrationsanlage (Fa. newtec)

5.2.1.1 Beschreibung der Versuchsanlage

Wie im Kapitel 5.1 erwähnt, wurde eine Niederdruck-Ultrafiltrationsanlage, welche für die Laboruntersuchungen von der Firma newtec bereitgestellt war, getestet. Zum besseren Verständnis der Untersuchungen zur Ultrafiltration soll die genutzte UF-Anlage kurz beschrieben werden.

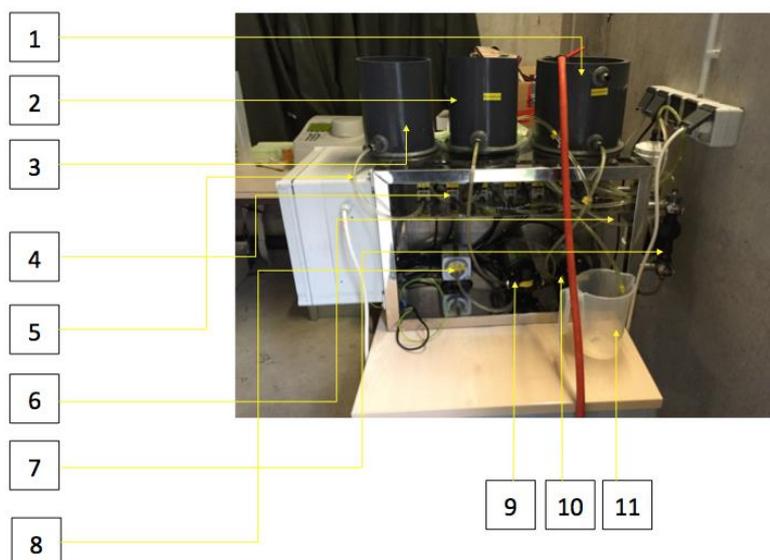


Abbildung 17: Dead-End-UF-Anlage der Fa. newtec

Legende zur Abbildung 17

- 1 Feed-Wasser-Tank (Behälter für Rohwasser)
- 2 Permeat-Tank (Behälter für Filtrat), dient auch als Rückspülbehälter
- 3 NaClO-Behälter (Behälter für die chemische Reinigung)
- 4 automatische, elektrische Ventile (verbunden mit zentraler Steuereinheit)
- 5 zentrale Steuereinheit (Parameter werden via Interface eingestellt)
- 6 Filtermembranmodul (Hohlfasermembran, Membranporengröße 0,01 μm)
- 7 vorgeschalteter Lamellen-Filter (Schutz des UF-Moduls vor Grobschmutz)
- 8 Luft-Pumpe (Für die Reinigung mit Luft)
- 9 Rückspülpumpe (pumpt ein Teil des Permeats in UF-Modul um dieses zu reinigen)
- 10 Feed-Pumpe (fördert das Rohwasser in das Filtermodul)
- 11 Retentat-Behälter (dient zum Auslitern des Retentats)

Die vollautomatische Anlage arbeitet nach einem Dead-End-Prinzip und wird nach der Zeit gesteuert. Bei dem Dead-End Betrieb wird das Feed-Wasser kontinuierlich im vollem Umfang durch die Membran gepumpt. Die Filtrationszeit wird unabhängig von dem TS-Gehalt im Rohwasser voreingestellt und beträgt 20 Minuten. Die Rückspülzeiten für Grund- und Feinreinigung mit Chemikalien sind auch von der Firma newtec vorgegeben. Die Rückspülung mit dem Filtrat dauert 30 Sekunden. Die Volumenströme (Feed, Rückspülung) werden am jeweiligen Schwebkörper-Messgerät (Rotameter) durch ein manuelles Ventil festgelegt.

Um eine durch Grobpartikel verursachte Schädigung der UF-Membran zu vermeiden, ist ein Lamellenfilter (7) vorgeschaltet. Für die Komplettreinigung des UF-Moduls ist eine Kombination aus Luftreinigung (8) und chemischer Flüssigreinigung mit NaClO (3) nötig. Nach Angaben der Fa. newtec wird die Anlage nach einem Monat chemisch gereinigt, dafür muss sie ununterbrochen im Betrieb sein.

Im Rahmen der durchgeführten Versuche wurde eine Hohlfasermembran (Fa. newtec) eingesetzt. Die Hohlfasermembran besteht aus mehreren Kunstfasern mit einer Porengröße 0,01 μm und einem Durchmesser von 0,7 mm. Die gesamte Membranoberfläche beim In/Out-Betrieb beträgt 0,7 m².

5.2.1.2 Durchführung der Versuche

Die Laborversuche fanden am Anfang des Projektes im Labor an der Hochschule Bremen statt und wurden mit dem künstlich erstellten Algenwasser durchgeführt. Die Versuche mit Seehundbeckenwasser wurden aufgrund der benötigten Wassermenge direkt vor Ort

(Seehundstation Norddeich) durchgeführt. Zu Beginn der Versuchsdurchführung wurde an der Ultrafiltrationsanlage der Fa. newtec eine Filtrationszeit von 20 Minuten eingestellt.

Es wurde dafür gesorgt, dass das Retentat in einem separaten Behälter aufgefangen wird, um die Retentatmenge nach der Permeat-Rückspülung zu bestimmen. Des Weiteren wurde das Überlaufen des Permeatbehälters durch einen zweiten Auffangbehälter verhindert.

Nachfolgend wurde das Beckenwasser in den Feedbehälter gefüllt. Eine Nachfüllung von Beckenwasser verhindert das Leerlaufen der Feed-Pumpe. Die eingeführte Beckenwassermenge wurde ständig mit einem Messzylinder ermittelt, um das gesamte Feedvolumen pro eingestellter Filtrationsdauer zu bestimmen. Wenn die UF-Anlage eingeschaltet wird, muss der am Manometer angezeigte Druck notiert werden. Dies stellt den Anfangsmembrandruck dar, welcher für die Beurteilung der Membranleistung entscheidend ist. Während der 20-minütigen Filtration wird der Transmembrandruck kontinuierlich erfasst.

Wie oben erwähnt, war es nicht möglich, einen dauerhaften Betrieb der UF-Anlage im Labor der HS-Bremen zu gewährleisten, da nicht genügend Seehundbeckenwasser zur Verfügung stand. Aus diesen Gründen wurden weitere dauerhafte Versuche vor Ort durchgeführt, um die Änderung der wichtigen Parameter, wie Permeatvolumenstrom, Transmembrandruck und Retentatmenge zu beobachten. Die Änderung des Transmembrandruckes und des Permeat-Volumenstromes wurde dabei besonders in Betracht gezogen, um nachfolgend nötige Betriebsparameter wie Fluss und Permeabilität ermitteln zu können.

Der Ablauf der Versuche erfolgte ähnlich wie im Labor, jedoch wurde dafür gesorgt, dass das Feed-Wasser direkt aus den Seehundbecken mittels eines Schlauches in den Feed-Behälter der UF-Anlage eingeleitet wurde. Der Permeat-Behälter wurde zu Beginn der Versuche voll mit Leitungswasser gefüllt, so dass im Laufe der 20-minütigen Filtration die produzierte Filtrat-Menge in einem separaten Auffangbehälter erfasst werden konnte. Der während der Filtration entstandene Transmembrandruck wurde in einem 1-minütigen Abstand abgelesen und notiert.

5.2.1.3 Diskussion der Ergebnisse

Wie bereits erwähnt, führen zu hohe Transmembrandrücke zu einer Zerstörung von Algenzellen und dadurch zur Verschlechterung der Wasserqualität. Die Abbildung 18 zeigt die Druckzunahme während des kontinuierlichen Betriebs der Ultrafiltrationsanlage der Fa. newtec. Es wurden insgesamt 13-zwanzigminütige Filtrationsvorgänge vor Ort (Seehundstation Norddeich) durchgeführt. Dabei wurde der Transmembrandruck sowohl vor als auch nach der Membranrückspülung abgelesen und notiert. Wie man in der Grafik erkennt, steigt der Anfangsmembrandruck nach der Rückspülung kontinuierlich bis zur Abschaltung der Anlage an. Der Membrandruck am Ende der gesamten Filtrationszeit liegt bei 2,2 bar. Der maximal erreichte Druck vor der Rückspülung zum Betriebsende der Filtration liegt bei ca. 5,9 bar, was die gewünschten Anforderungen (kein Membrandruck > 3 bar) nicht erfüllt.

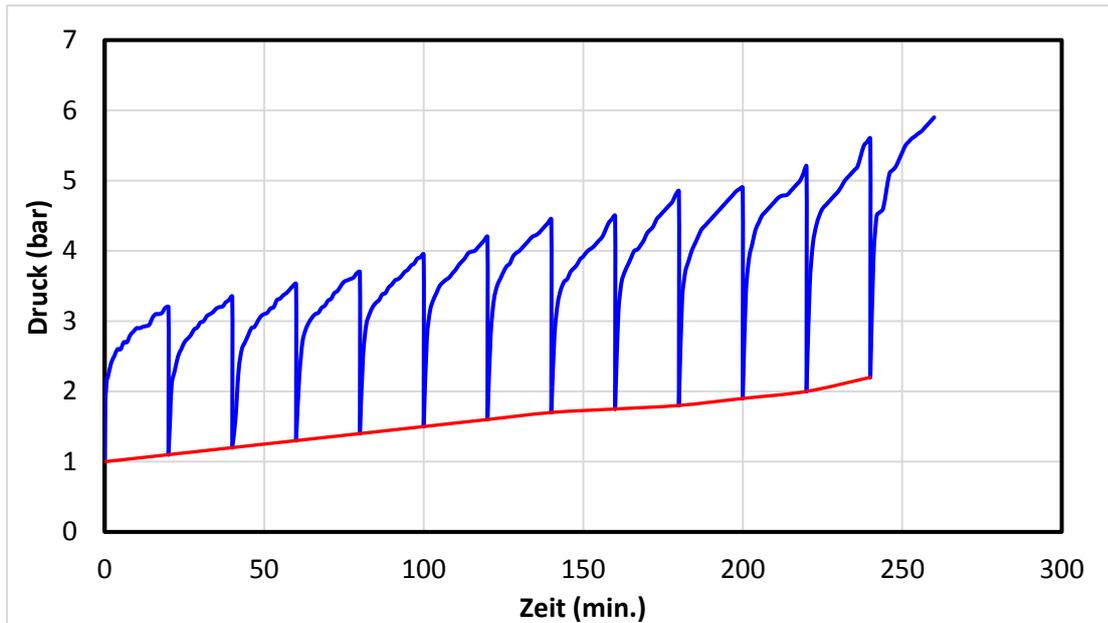


Abbildung 18: Verlauf des Transmembrandrucks

Im Gegensatz zur Steigerung des Transmembrandrucks während der Filtrationszeit nimmt der Permeat-Volumenstrom kontinuierlich ab (Abb. 19). Der Anfangsvolumenstrom betrug 28,5 l/h und reduzierte sich zum Ende der gesamten Filtrationszeit auf 22,5 l/h.

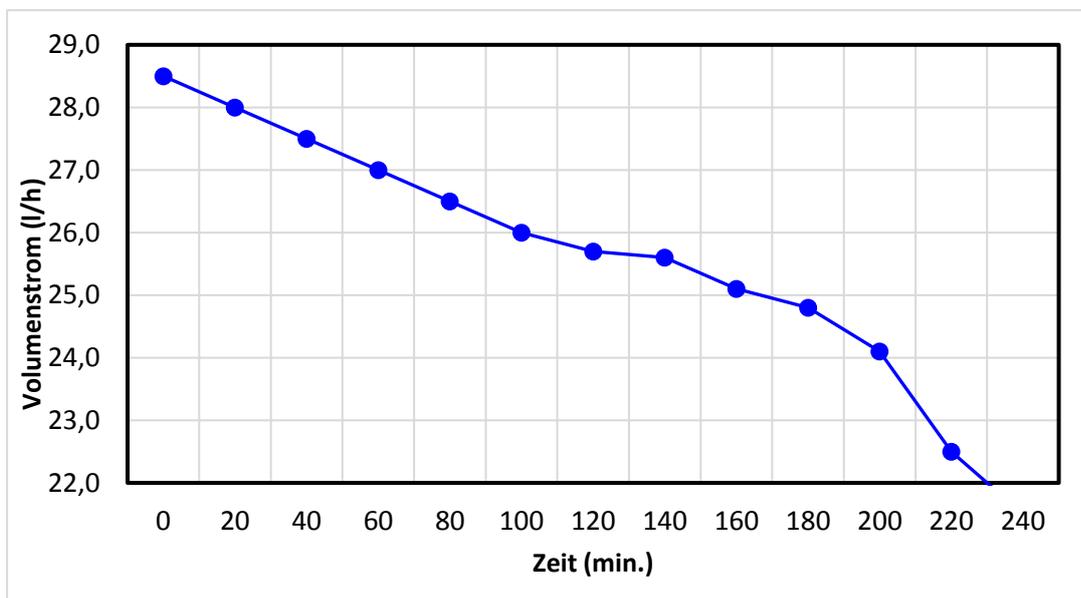


Abbildung 19: Verlauf des Permeatvolumenstroms

Die direkte Abhängigkeit der zuvor untersuchten Parameter (Zunahme des Transmembrandrucks, Abnahme des Permeat-Volumenstroms) lässt sich auf die irreversible Deckschichtbildung an der Membranoberfläche zurückführen, was dem typischen Verhalten einer Dead-End Prozessführung entspricht. Um dies nachzuweisen, wird im Folgenden die Membranpermeabilität bezogen auf den Permeat-Volumenstrom dargestellt.

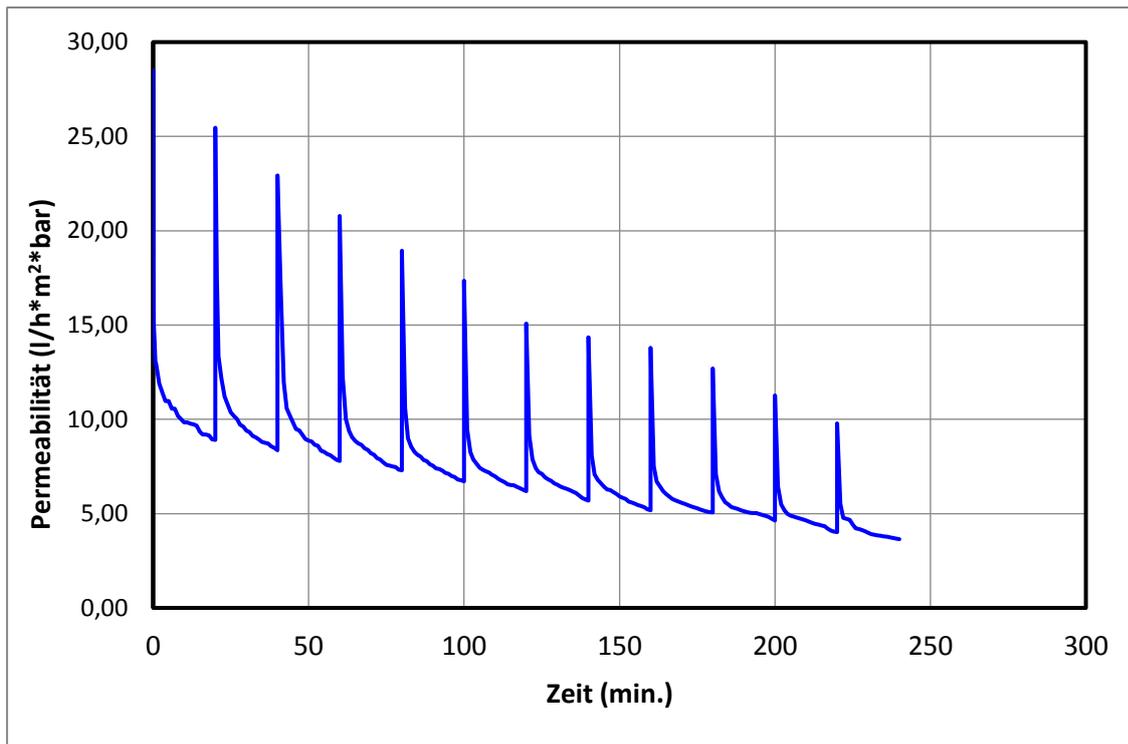


Abbildung 20: Verlauf der Permeabilität im Filtrationszeitraum

Die Abbildung 20 zeigt den Verlauf der Permeabilität bezogen auf den Permeatvolumenstrom. Ähnlich wie bei der Abnahme des Permeat-Volumenstroms findet ein kontinuierlicher Rückgang der Membranpermeabilität statt. Aus den oben dargestellten Grafik erkennt man, dass die Permeabilität zum Anfang der Filtration bei 28,5 (l/h*m²*bar) betragen hat und sich zum Ende der gesamten Filtrationszeit auf 9,8(l/h*m²*bar) reduziert hat.

5.2.2 Untersuchungen mit der Dead-End-Ultrafiltrationsanlage (Fa. Wehrle)

5.2.2.1 Beschreibung der Versuchsanlage

Da die Ergebnisse der Ultrafiltrationsversuche mit der Dead-End-UF-Anlage von der Firma newtec nicht zufriedenstellend waren, wurde eine weitere Ultrafiltrationsanlage (Fa. Wehrle) mit einer Dead-End Prozessführung im Labormaßstab aufgebaut. Bei dieser Anlage handelt es sich um eine vollautomatische, nach der Zeit gesteuerte Anlage mit einem Hohlfasermembranmodul. Das Membranmodul hat eine Membranoberfläche von 0,2 m², bei einer Porengröße von 0,1 µm und eine Filtratleistung von 15-30 l/h. Die Besonderheit dieser Anlage besteht darin, dass durch das Öffnen des Überlaufs die Membranoberfläche leicht überströmt wird. Die dabei auftretenden Scherkräfte verhindern den Aufbau einer Deckschichtbildung nur bedingt, deswegen wird durch das periodisches Lüftspülen (sog. Scraping) und gleichzeitige Rückspülen eine gleichbleibende Filtrationsleistung aufrechterhalten. Wenn die gewünschte Membranleistung durch das Rückspülen nicht wiederherstellbar ist, wird eine chemische Reinigung mit Säuren oder Tensiden durchgeführt.

Abbildung 21 zeigt den Aufbau der Dead-End-Ultrafiltrationsanlage, sie besteht aus folgenden Komponenten:

- Hohlfasermembranmodul
- Rückspülbehälter
- Manometer Filtrationsdruck/Rückspüldruck
- Feed-Pumpe
- Schaltungskasten



Abbildung 21: Dead-End-UF-Anlage im Labormaßstab (Fa. Wehrle)

Material:

- UF-Anlage mit Dead-End-Betriebsführung (Fa. Wehrle)
- Algenwasser
- Vorlagebehälter/Permeatbehälter
- Messzylinder 100 ml
- Stoppuhr
- Chemische Reinigungsmitteln (Fa. Wehrle)

5.2.2.2 Durchführung der Versuche

Die Versuche fanden im Labor an der Hochschule Bremen im Oktober 2016 statt. Da in dieser Zeit die Belastung des Seehundbeckenwassers nicht mehr hoch ist, wurden die Untersuchungen sowohl mit dem künstlich hergestellten Algenwasser bei einem höheren Feststoffgehalt als auch

mit Seehundbeckenwasser durchgeführt, um das Verhalten der Membran während der Dauerfiltration zu vergleichen. Zu Beginn der Versuchsdurchführung wurde an der Ultrafiltrationsanlage der Fa. Wehrle eine Filtrationszeit von 100 Minuten eingestellt. Auf die Permeat/Luft-Rückspülung wurde bewusst verzichtet, um den kontinuierlichen Anstieg des Transmembrandrucks sowie die Abnahme des Permeat Volumenstroms zu erfassen. Der während der Filtration entstandene Transmembrandruck wurde abgelesen und notiert, der Filtratvolumenstrom wurde durch das Auslitern bestimmt. Die Änderung der beiden Prozessparameter wurde besonders in Betracht gezogen, um nachfolgend den Verlauf der Permeabilität und Fluss (bezogen auf die abgetrennte Masse) darstellen zu können. Nach jedem Dauerversuch fand eine chemische Reinigung statt, um die Membran auf ihren Anfangszustand zurück zu bringen.

5.2.2.3 Diskussion der Ergebnisse

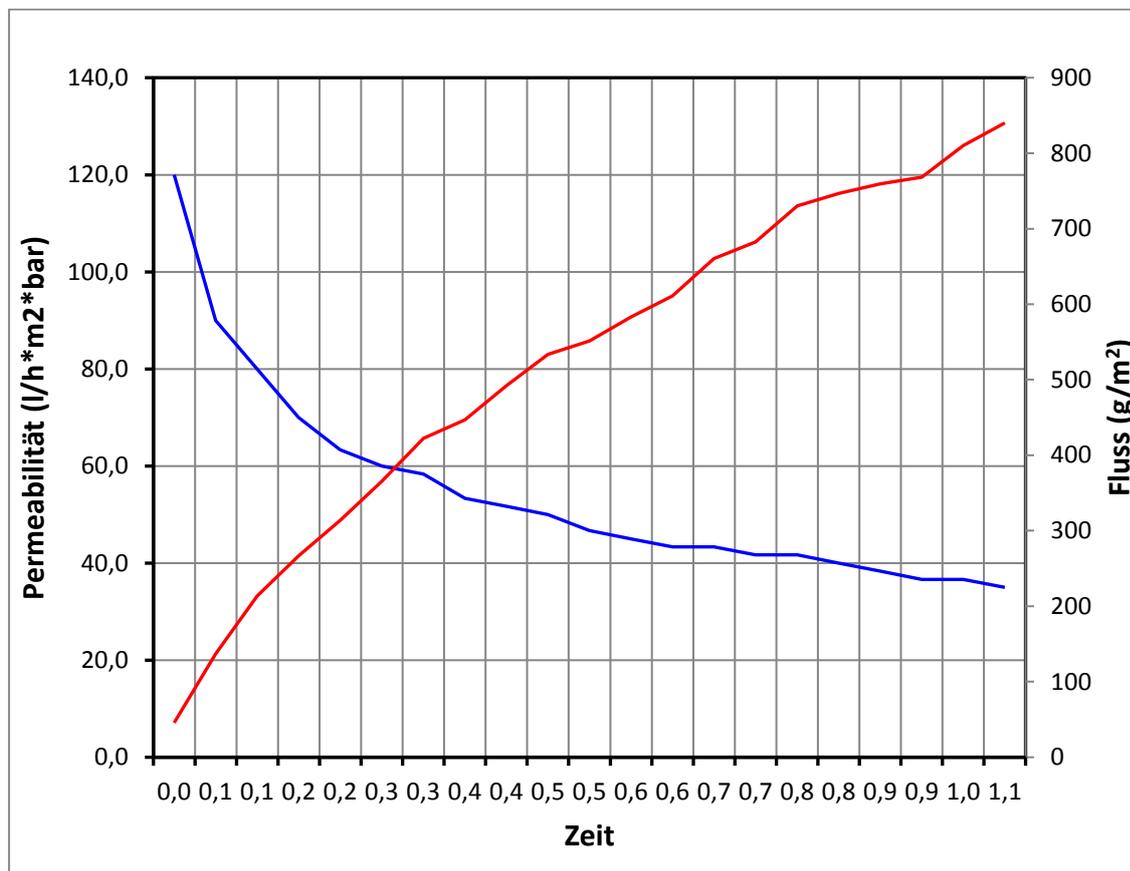


Abbildung 22: Verlauf der Permeabilität und des Flusses bei der Dauerfiltration des Algenwassers

Die Abbildung 22 stellt die Ergebnisse der Dauerfiltration von dem künstlich hergestelltem Algenwasser mit der Dead-End-UF-Anlage von der Firma Wehrle dar. Der Feststoffgehalt des Modellwassers betrug 127 mg/l. Die linke Ordinate steht für die Permeabilität (blaue Linie) und die rechte Ordinate für den Fluss (rote Linie). Die Änderung der beiden Parameter wurde in Abhängigkeit von der Filtrationszeit dargestellt. Zu Beginn des Versuchs lag die Permeabilität der

unbelasteten Membran bei $120 \text{ l/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{bar}$. Die gesamte Filtrationszeit betrug 70 Minuten. Wie man aus der Abbildung erkennen kann, ist die Permeabilität nach der 30-minütigen Filtrationsdauer fast auf die Hälfte ($60 \text{ l/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{bar}$) gesunken. Zu Versuchsende lag die Permeabilität bei $38 \text{ l/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{bar}$. Der Fluss, nahm dagegen kontinuierlich zu. Nach einer Stunde Filtrationsdauer beträgt der Fluss $4,1 \text{ g/m}^2$. Während der gesamten Filtration ist der Transmembranerdruck konstant geblieben und betrug $0,9 \text{ bar}$. Der Permeatvolumenstrom ist dagegen von $21,6 \text{ l/h}$ auf $6,3 \text{ l/h}$ zurückgegangen.

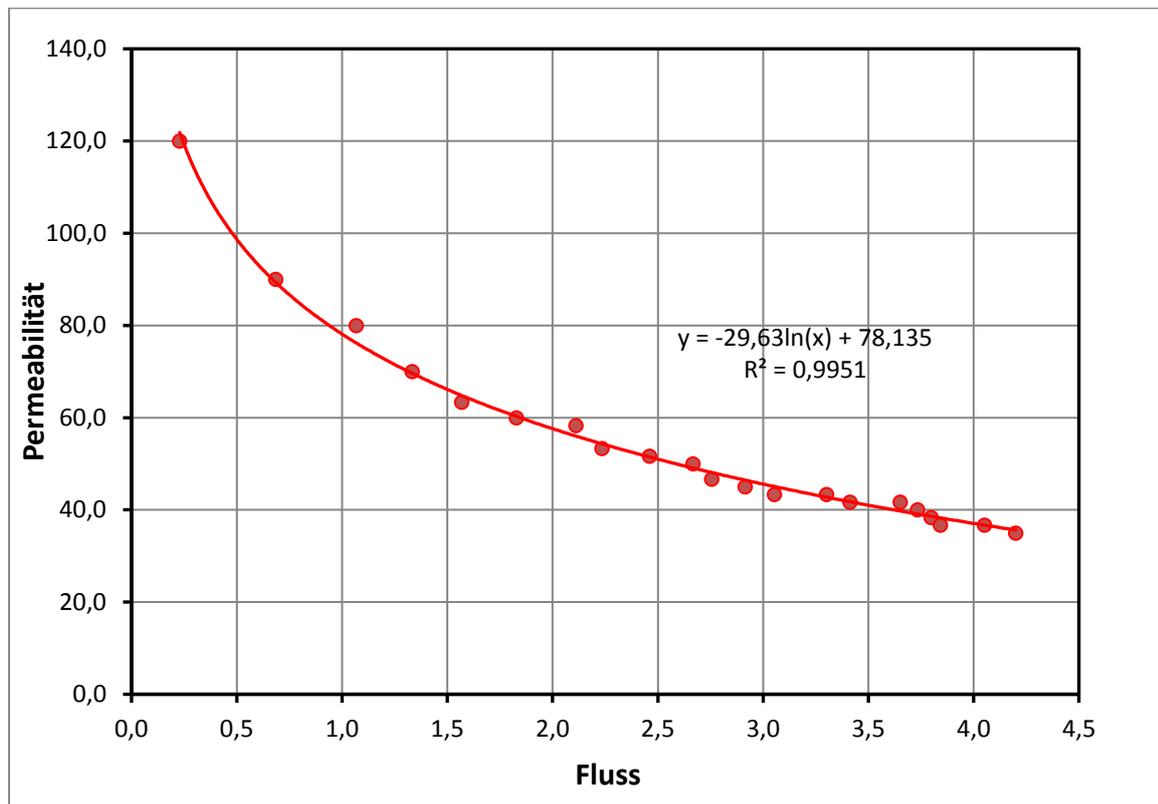


Abbildung 23: Korrelationskurve zwischen Permeabilität und Fluss

Aus der Abbildung 23 geht hervor, dass die beiden Parameter (Permeabilität und Fluss) voneinander Abhängig sind. Während der kontinuierlichen Permeabilitätsabnahme, nimmt der Fluss konstant zu. Um dies zu verdeutlichen, wurde eine Korrelation zwischen den Parametern Permeabilität und Fluss erstellt. In der Abbildung 23 ist die entsprechende Korrelationskurve abgebildet, dabei beträgt der errechnete Korrelationskoeffizient $R^2 = 0,99$, was für eine sehr gute Abbildung der Messwerte bzw. einen sehr starken Zusammenhang der beiden Parameter spricht.

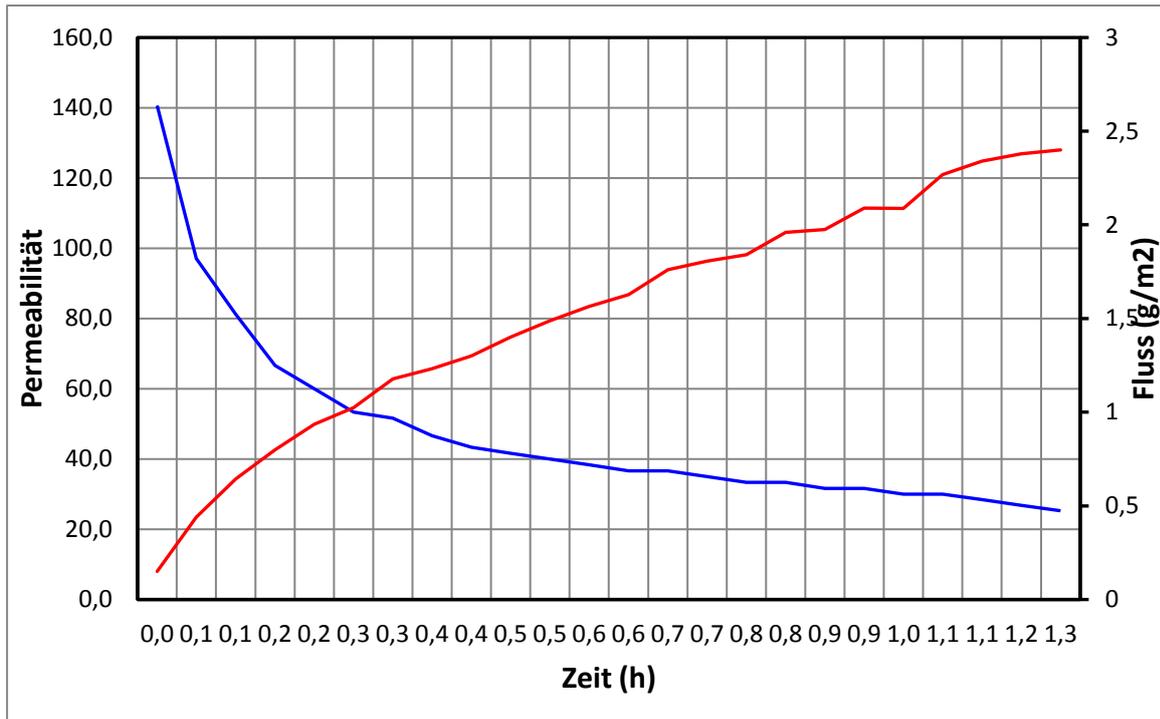


Abbildung 24: Verlauf der Permeabilität und des Flusses bei der Dauerfiltration des Seehundbeckenwassers ohne Rückspülung

Die Abbildung 24 stellt die Ergebnisse der Dauerfiltration mit dem Seehundbeckenwasser dar. Der Feststoffgehalt des Rohwassers betrug 44,3 mg/l. In dem oben abgebildeten Graph sind die Permeabilität (linke Ordinate, blaue Linie) sowie der Fluss (rechte Ordinate, rote Linie) über die Filtrationszeit aufgetragen. Zu Beginn der Versuche lag die Permeabilität der nicht belasteten Membran bei 140 l/h·m²·bar. Die gesamte Filtrationszeit betrug 75 Minuten. Wie man aus der Abbildung leicht erkennen kann, ist die Permeabilität nach der 0,2 h Filtrationsdauer auf die Hälfte (60 l/h·m²·bar) gesunken, nach einer Stunde auf ca. 40 l/h·m²·bar. Dagegen nimmt der Fluss mit der Zeit zu, nach 0,2 h lag der Fluss bei 0,9 g/m², zum Versuchsende bei 2,4 g/m².

Der Transmembranerdruck ist nahezu konstant geblieben, zum Versuchsanfang lag er bei 0,8 bar und ist während der Filtration auf 0,15 bar gestiegen. Der Permeatvolumenstrom ging von 22,5 l/h auf 4,8 l/h zurück.

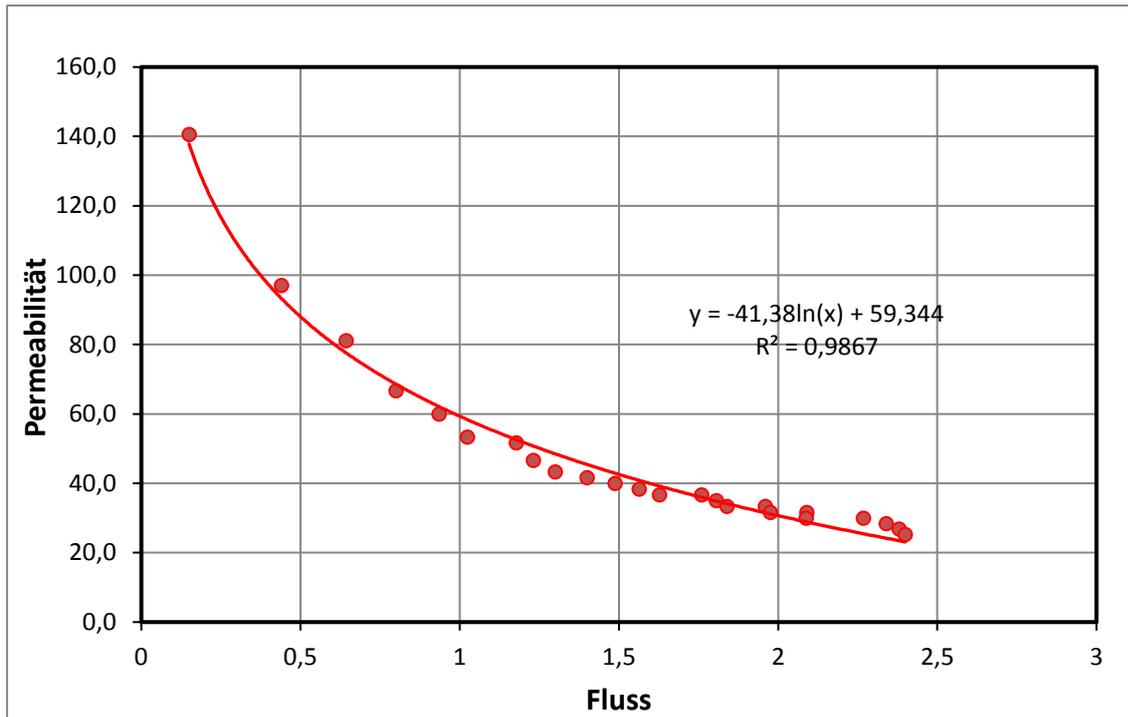


Abbildung 25: Korrelationskurve zwischen Permeabilität und Fluss

Auch im zweiten Versuch mit dem Seehundbeckenwasser sind die Abhängigkeiten der beiden Parameter deutlich zu erkennen. Die Permeabilität nimmt mit steigender Massenbelastung der Membran zu. Die Abbildung 25 zeigt das Ergebnis der Korrelation zwischen der Permeabilität und dem Fluss, der Korrelationskoeffizient beträgt dabei 0,98., was ebenfalls einen starken Zusammenhang der beiden Parameter veranschaulicht.

In beiden Fällen verhalten sich die beiden Parameter ähnlich, die Permeabilität nimmt kontinuierlich ab, während der Fluss ansteigt. Es ist ~~dech~~ deutlich zu erkennen, dass bei dem Versuch mit dem künstlich hergestelltem Algenwasser die Permeabilität nach der 12-minütigen Filtration $63 \text{ l/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{bar}$ beträgt, mit dem Seehundbeckenwasser $50 \text{ l/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{bar}$. Nach einer Stunde liegt der Wert bei $40 \text{ l/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{bar}$ für das Algenwasser und bei $30 \text{ l/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{bar}$ für das Seehundbeckenwasser. Dieses Verhalten der Membran zeigt, dass vermutlich im Seehundbeckenwasser größere Partikel enthalten sind, die für die schnellere Membranverblockung/Deckschichtbildung zuständig sind, und somit zur Reduktion der Permeabilität führen.

Beim Vergleich der beiden UF-Anlagen, die im Labormaßstab getestet wurden, stellt man fest, dass die Anlage von der Firma Wehrle mehrere Vorteile gegenüber der Anlage von der Firma newtec aufweist. Zum einen ist der Transmembranerdruck während der Dauerfiltration nicht über 1 bar gestiegen und ist nahezu unverändert geblieben. Die Erklärung dafür kann in der leichten Überströmung der Membran liegen, welche einen leichten Druckabfall während der Dauerfiltration bewirkt. Die niedrigeren spezifischen Energieverbräuche spielen bei kleineren

Betriebsdrücken eine wichtige Rolle, da die gesamten Betriebskosten einer Ultrafiltration dadurch erheblich sinken. Auch die erreichte Permeabilität ist bei der Anlage von der Firma Wehrle deutlich höher. Dieses spricht für eine bessere hydraulische Durchlässigkeit der Membran und somit für eine bessere Leistung der UF-Anlage von der Firma Wehrle.

5.3 Untersuchungen im Technikumsmaßstab

5.3.1 Beschreibung der Cross-Flow-Ultrafiltrationsanlage

Für die Versuche mit der Cross-Flow-Ultrafiltration im Technikumsmaßstab wurde eine Anlage von der Firma WEHRLE zur Verfügung gestellt. Bei dieser Anlage handelt es sich um eine vollautomatische Anlage mit einem Rohrmembranmodul. Das Membranmodul besteht aus einem Rohr mit einem Durchmesser von 25mm, in welchem sich 5 Kunstfasern mit einem Durchmesser von je 8 mm über eine Länge von 1000 mm befinden. Die gesamte Membranfläche beträgt 0,12 m² bei einer Porengröße von 250 kDa (ca. 0,05 µm).



Abbildung 26: Cross-Flow-UF-Anlage der Fa. Wehrle

Abbildung 26 zeigt den Aufbau der Cross-Flow-Ultrafiltrationsanlage, die aus folgenden Komponenten besteht:

- Feed-Tank
- Vorgeschalteter Grobfilter
- Permeat-Tank/Behälter für chemische Reinigung
- Rohrmembranmodul
- Feed-Pumpe
- Rückspülpumpe
- Schaltungskasten

5.3.2 Durchführung der Versuche

Die Ultrafiltrationsanlage mit dem Cross-Flow-Betrieb wurde vor Ort in der Seehundstation (Norddeich) getestet. Zu Beginn der Versuchsdurchführung wurde der Feed-Tank mit Seehundbeckenwasser gefüllt. Dabei musste darauf geachtet werden, dass genügend Rohwasser in dem Feed-Tank vorhanden war, um das Ausschalten der Pumpe aufgrund des Leerlaufschutzes zu verhindern. Während der Versuche sollten die Parameter für die bestmögliche Permeabilität eingestellt werden. Aus diesem Grund wurden mit Hilfe eines Ventils die Überströmungsgeschwindigkeit und somit auch der Transmembrandruck variiert. Bei jeder neuen Parametereinstellung wurde das Volumen des entstandenen Permeats durch Auslitern gemessen. Dabei wurde das Permeat in der Regel über eine Minute in einem Messzylinder abgefangen und das Volumen abgelesen. Aus diesen Messwerten wurde dann die Permeabilität der Membran bei verschiedenen Transmembrandrücken berechnet.

5.3.3 Diskussion der Ergebnisse

Die Abbildung 27 stellt die Ergebnisse der Permeatvolumenstrom-Messung bei verschiedenen Transmembrandrücken dar. Es ist deutlich zu erkennen, dass der Permeatvolumenstrom aufgrund der Zunahme des Transmembrandrucks steigt. Diese Abhängigkeit ist offensichtlich, da mit dem größer werdenden Druck mehr Filtrat durch die Membran gedrückt wird.

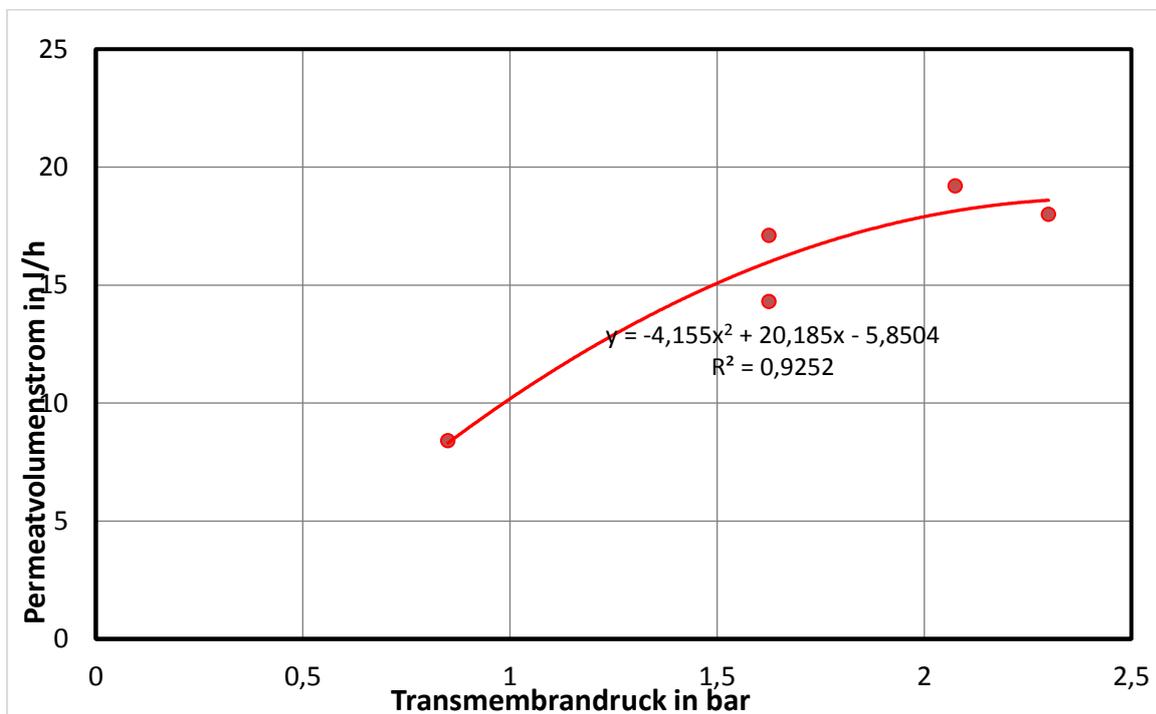


Abbildung 27: Permeatvolumenstrom in Abhängigkeit vom Transmembrandruck

In der Abbildung 28 ist die Permeabilität über den transmembranen Druck aufgetragen. Die Permeabilität bleibt nahezu konstant bei $80 \text{ l/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{bar}$, während sich der Transmembrandruck zwischen 0,7-2,3 bar ändert. Im Gegensatz zum Permeatvolumenstrom hat sich die Permeabilität

mit der Zunahme des Transmembrandrucks kaum verändert, was auf eine Unabhängigkeit der beiden Parameter hinweist.

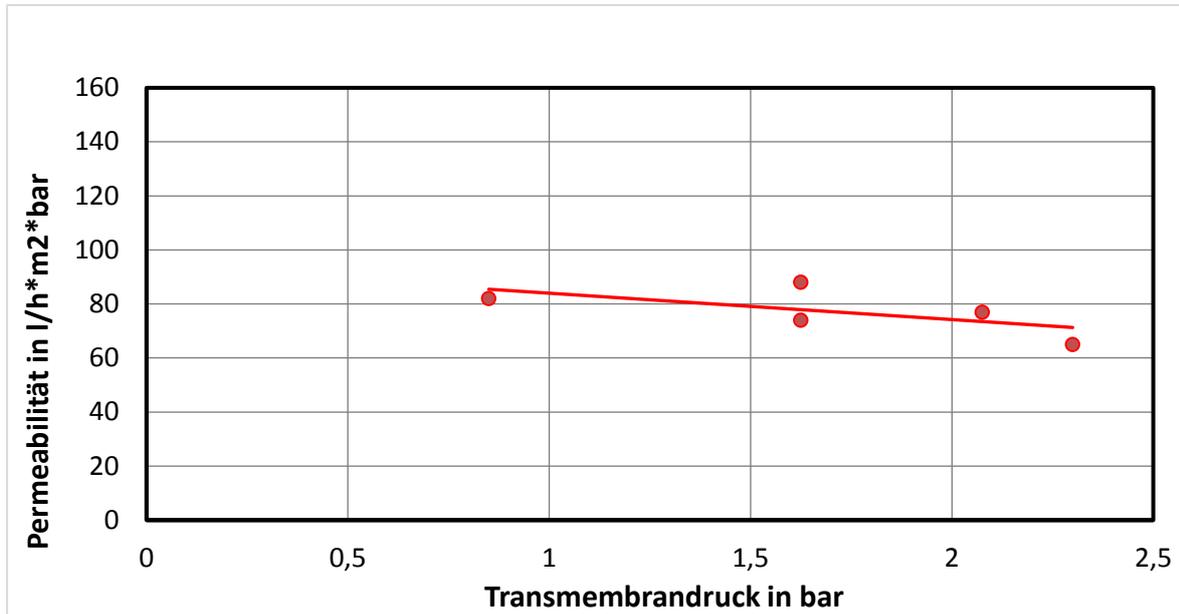


Abbildung 28: Permeabilität in Abhängigkeit vom Transmembrandruck

6 Untersuchungen mit der Flockungsfiltration

6.1 Grundlagen der Flockungsfiltration

Die Flockungsfiltration ist ein Vorbehandlungsverfahren, welches aus zwei Verfahrensschritten besteht. Durch die Aufbereitungsstufe „Flockung“ werden feindisperse und kolloidale Feststoffe in filtrierbare Aggregate überführt. Hierfür muss das Rohwasser vor Eintritt in ein Kiesfilter durch Zugabe von Flockungsmitteln und Flockungshilfsmitteln behandelt werden. Die Grundlagen der Flockung sind im Kapitel 3.1 bereits beschrieben worden.

Nach der Flockung wird das Rohwasser in einem weiteren Verfahrensschritt „Kiesfiltration“ weiterbehandelt. Die Filtration mittels Kies zählt zu den ältesten Methoden der Wasseraufbereitung. Ziel einer Filtration über Kies ist es, ungelöste Trübstoffe aus dem Rohwasser zu entfernen. Die Kiesfiltration gehört zu den mechanischen Trennverfahren und wird sowohl unter Druck in geschlossenen wie auch in atmosphärisch offenen Behältern durchgeführt. Als Filtermaterial dient eine Schüttung von Kies. Es wird zwischen Ein-oder Mehrschichtfiltration unterschieden.

Der Einsatz von Kiesfiltern vor Membrananlagen verlängert die Standzeiten der Membranen und senkt die Betriebskosten durch den reduzierten Energie- und Chemikalieneinsatz. Außerdem erhöht sich durch den Schutz der empfindlichen Membranfilter auch die Prozesssicherheit und die Qualität des Reinwassers bleibt durchgehend erhalten.

Funktionsprinzip

Das Rohwasser wird mit ungelösten, bereits geflockten Partikeln durch den Kies im Filter geleitet. Der Kies ist dabei das Filtermedium, von dem die Partikel zurückgehalten und damit abfiltriert werden. Die Abfiltration der Schmutzpartikel erfolgt in normalen Kiesfiltern bevorzugt in den oberen Kiesschichten. Durch diese Schmutzaufnahme wird der Freiraum zwischen den Kieskörnern verkleinert und der Durchflusswiderstand und Filterwiderstand (Druckverlust steigt in der Kiesschicht an). Nach Erreichen eines maximal zulässigen Druckverlustes oder bei einer Verschlechterung der Qualität des Reinwassers durch einen Anstieg des Partikelgehaltes muss der Betrieb eines Filters beendet werden. Mit steigendem Druckverlust steigt der Energiebedarf (notwendiger Wasserdruck oder notwendiger geodätischer Höhenunterschied) und der Betrieb wird unwirtschaftlich. Weiterhin besteht die Gefahr, dass bereits abfiltrierte Partikel durch die gesamte Kiesschicht gedrückt werden und das Reinwasser verunreinigen. Man bezeichnet diesen Vorgang auch mit „Durchbruch eines Filters“.

Die abfiltrierbare Partikelmenge und damit die erreichbare Qualität des Reinwassers ist sowohl von der Art und Größe der ungelösten Partikel im Rohwasser wie auch von der verwendeten Kiesart abhängig. Mit steigender Partikelgröße werden die erreichbaren Betriebswerte für die Schmutzaufnahme und der Restgehalt im Reinwasser günstiger. Ein Filter ist nach Erreichen der zulässigen Schmutzaufnahme erschöpft und muss gereinigt werden. Dieser Reinigungsvorgang wird als Rückspülung bezeichnet. Zur Erhaltung der Funktionsfähigkeit werden die Kiesfilter regelmäßig gereinigt. Dazu werden sauberes Wasser und Druckluft von unten nach oben durch die Kiesschicht gespült. Eine optimale Rückspülung besteht aus drei Phasen. In der ersten Phase wird das Kiesbett nur mit Druckluft aufgelockert, während in der zweiten Phasen Druckluft bei gleichzeitigem Wassereinsatz den Hauptteil des Schmutzes aus dem Kies ausspült. Danach folgt die dritte Phase mit einer großen Wassermenge ohne Luft zur Endreinigung der Kiesfüllung und Klarspülung. Bei einer nachfolgenden Inbetriebnahme wird sogenanntes Erstfiltrat aus Sicherheitsgründen meistens verworfen, da es anfangs kurzzeitig noch etwas höhere Gehalte an Feststoffpartikeln enthalten kann [9].

Filteraufbau

Zwei unterschiedliche Bauweisen werden für die Kiesfilter eingesetzt. In Anlagen mit großen Durchsatzleistungen, wie sie zum Beispiel bei der Trinkwasseraufbereitung und der Erzeugung großer Mengen an Brauchwasser erforderlich sind, werden häufig sogenannte „Offene Filter“ aus Beton verwendet. Dies sind drucklose Filter, bei denen nur der Höhenunterschied zwischen Rohwasser- und Reinwasserniveau in der Anlage den erforderlichen Druck für die Überwindung des Filterwiderstandes erzeugt. „Druckfilter“ dagegen sind Filter mit geschlossenen Behältern, die überwiegend aus Stahl hergestellt werden. Der erforderliche Betriebsdruck wird meistens mit

Pumpen erzeugt. Das Reinwasser ist bei diesen Filtern nach der Filterung nicht drucklos und hat, sofern notwendig, noch den erforderlichen Druck für die weitere Verwendung.

In der abgebildeten Skizze (Abbildung 29) ist eine der üblichen Ausführungen für ein Druckfilter dargestellt. Bei einer offenen Filter Ausführung liegt der Kies auf einem Düsenboden, bei geschlossenen Filtern sind im unteren Bereich der Kiesschüttung Drainagerohre für den Ablauf des Reinwassers angeordnet.

Der verwendete Filterkies muss bestimmte Anforderungen erfüllen. Die erforderlichen Qualitäten für die zulässigen Filtersande und Filterkiese sind in Deutschland in der DIN 19643 angeführt.

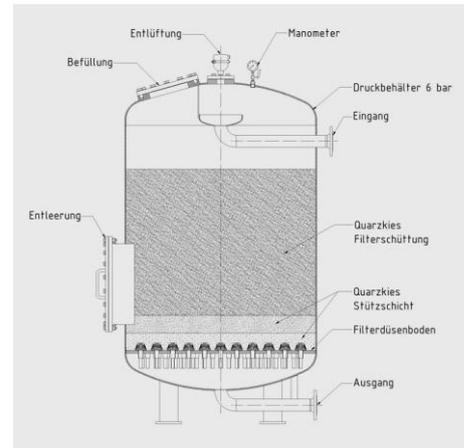


Abbildung 29: Aufbau eines Druckfilters

Das Filtermaterial bei Einschichtfiltern besteht aus einem gleichartigen Filtermaterial, möglichst einer engen Korngruppe. Verbreitet ist ein Filterbett aus Quarzsand der Korngruppe 0,71 bis 1,25 mm. Auf dem Düsenboden des Filters befindet sich abgestimmt auf das Filtermaterial die Stützschiicht bestehend aus Filterkies. Entsprechend der Korngruppen nach DIN 19623 setzt sich die Stützschiicht aus Filterkies der Körnung 2-8 mm zusammen [10].

Kerzenfilter

Im Rahmen des vorliegenden Forschungsprojekts steht die Planung zum Testbetrieb eines alternativen Vorbehandlungsverfahrens mittels Kerzenfilter im Technikumsmaßstab im Fokus.

Der Hauptvorteil dieses Verfahrens liegt darin, dass solche Filteranlagen keinen zusätzlichen Einsatz von Flockungsmitteln benötigen. Dies hat zur Folge, dass das Tierwohl erhalten wird und die Betriebskosten reduziert werden können. Die Funktion bzw. der Aufbau eines solchen Filters wird in Folgendem kurz beschrieben.

Kerzenfilter, auch Wechselfilter oder Feinfilter genannt, sind automatisch rückspülbare Schutzfilter. Ein Kerzenfilter besteht aus einem Filtergehäuse und einer oder mehreren eingesetzten Kerze(n). Die Kerzen können unterschiedlich aufgebaut sein. Neben der sogenannten Wickelkerze (Tiefenfilter), die aus einem gewickelten Faden aus Synthetik oder natürlichem Material besteht, sind Filterkerzen, aufgebaut als Membranfilter (Oberflächenfilter) verfügbar.

Die Verunreinigungen werden auf der Oberfläche der gewickelten oder thermisch gebundenen Fasern zurückgehalten. Mit zunehmender Laufzeit und Beladung des Filtermediums mit abfiltrierten Feststoffen steigt der beim Durchströmen des Filtermediums mit einem gegebenen Volumenstrom entstehende Differenzdruck. Ab einem bestimmten Druck wird der Kerzenfilter

automatisch zurückgespült, indem das Ventil für die Spülleitung geöffnet wird und der vorhandene Filterdruck das Filtrat rückwärts in den Spülwasserbehälter spült.

6.2 Untersuchungen im Labormaßstab

6.2.1 Beschreibung der Versuchsanlage

Die Anlage für die Kiesfiltrationsversuche im Labormaßstab wurde von der Fa. newtec bereitgestellt. Diese Anlage besteht aus einer Druckflasche mit einem Volumen von 4 l und einem Filterventil für die manuelle Rückspülung. Beim Drehen eines Handrads kann der Rückspülzyklus eingeleitet werden. Als Filtermaterial wurde Quarzsand der Korngruppe 0,4 bis 1,5 mm gewählt (Abbildung 30). Auf dem Düsenboden des Filters befindet sich die Stützschiicht bestehend aus Filterkies. Die Stützschiicht verhindert das Eindringen von Filtermaterial in die Öffnungen der Filterdüsen. Die Höhe der Stützschiicht beträgt 5 cm, die Höhe des Filtermaterials 15 cm.



Abbildung 30: Quarzsand

Um einen kontinuierlichen Filtrationsprozess zu gewährleisten, wurden eine Schlauchpumpe sowie zwei Schläuche (Zu-/Ablauf) an die Anlage angeschlossen. Die Fördermenge (Zulaufvolumenstrom) konnte variiert werden, indem man die Drehzahl an der Pumpe änderte. Zwei Kunststoffbehälter dienten als Vorlagebehälter für das bereits ausgeflockte Wasser und als Auffangbehälter für das Filtrat. In der Abbildung 31 ist die komplette Filteranlage im Labormaßstab dargestellt.



Abbildung 31: Laboranlage für die Flockungfiltrationsversuche

Für die Flockungsversuche wurden 4,1%- Eisenchloridsulfat-Lösung als Flockungsmittel und Biopolymer auf Chitosan-Basis von der Firma PolySepar als Flockungshilfsmittel eingesetzt. Chitosan ist ein Abkömmling des Chitins, das aus den Panzern von Krustentieren wie Krabben, Käfern u.a. gewonnen wird und ist wegen seiner koagulierenden Wirkung ein gutes natürliches Flockungsmittel. Zur Erleichterung der Chemikalien Dosierung werden eine 0,4%-Eisenchloridsulfatlösung und eine 0,2 % Chitosan-Lösung als

Gebrauchslösung verwendet. Als Reaktor der Anlage dient ein Becherglas mit einem Volumen von 1.000 ml. Für die erfolgreiche Verteilung des Flockungsmittels dient ein Magnetrührer.

Material:

- Schlauchpumpe Watson-Marlow Limited
- Kiesfilteranlage mit Rückspülventil (Fa. newtec)
- Quarzsand/Kies
- Schläuche für Zulauf-/Ablaufleitung/U-Rohr-Druckmessung,
- Becherglas 1.000 ml
- Messzylinder 1.000 ml
- Magnetrührer
- Pipette 10 ml (0,1 Skala)
- Einmal-Küvetten
- Flockungsmittel: $Fe(III)ClSO_4$ Eisenchloridsulfat (4,1%-Lösung), Poly Separ Pk CH-Reihe (Chitosan-Pulver)
- Rührfisch
- 600 ml Probe (Modellwasser / Seehundbeckenwasser)
- Spektrometer Thermo Spectronic Bio Mate 3
- Stoppuhr



Abbildung 32: Flockungsversuche mit Biopolymeren

6.2.2 Durchführung der Versuche

Wie oben beschrieben, müssen zu Beginn der Flotationsversuche zwei Gebrauchslösungen erstellt werden. Dafür muss das 4,1% Flockungsmittel $FeClSO_4$ 1:10 verdünnt und aus dem Flockungshilfsmittel, welches in Form eines Pulvers vorliegt, eine 0,2% Gebrauchslösung erstellt werden. Dafür wurden 5 g von dem Chitosan-Pulver mit 49,25 ml Wasser und 0,75 ml 60% Essigsäure vermischt. Nach 30 Minuten Rührzeit wurde die 1% Stammlösung 1:5 mit Wasser verdünnt. Es wurden mehrere Versuchsreihen durchgeführt, dabei wurde sowohl die $FeClSO_4$ -Dosiermenge von 2,5 bis 20 ppm als auch die Chitosan-Dosiermenge von 1,5 bis 4 ppm variiert. Das Flockungsmittel sowie das Flockungshilfsmittel wurden zu Beginn der Versuche einzeln getestet, um die Vorteile bzw. Nachteile der Flockung bei einem kombinierten Einsatz der beiden Chemikalien festzustellen. Das Ziel der durchgeführten Flockungsversuche ist es, einen optimalen Einsatz von Flockungs- und Flockungshilfsmitteln (Art, Menge, Konzentration, Aufeinanderfolge der Dosierung) sowie die verfahrensspezifischen Parameter (Rührgeschwindigkeit und -dauer) zu ermitteln.

Das Becherglas mit 600 ml Probe wurde auf einem Magnetrührer platziert. Der Magnetrührer wurde eingeschaltet und es wurde eine Drehzahl von 700 U/min für das Flockungsmittel FeClSO_4 eingestellt. Dem Algen- bzw. Seehundbeckenwasser wurde mittels einer Pipette die genaue Menge an FeClSO_4 zugegeben und unter ständigem Rühren in das Wasser eingemischt. Die Rührzeit betrug 1 Minute, nach dem Ablauf dieser Zeit waren auch schon die Mikrofloccen zu sehen. Im nächsten Schritt wurde dem Eisenfloccen-Wasser Flockungshilfsmittel Chitosan

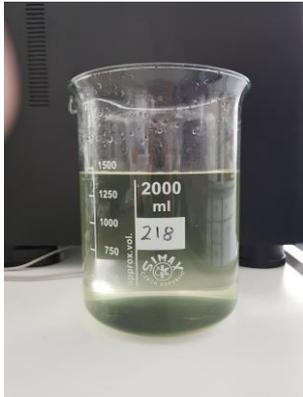


Abbildung 33: Filtrat

eingemischt, die Rührdrehzahl betrug dabei 200 U/min und die Rührzeit 1 Minute. Die Reduzierung der Drehzahl ist für die Ausbildung von größeren Floccen notwendig, um diese Floccen später erfolgreich durch den Kiesfilter abfiltrieren können.

Das gefloccete Rohwasser wurde aus einem Vorlagebehälter in die Kiesfilteranlage gepumpt. Die Drehzahl der Pumpe wurde zwischen 60 U/Min (21 l/h) und 170 U/Min (55 l/h) variiert, um die Filtratqualität bei verschiedenen Filtergeschwindigkeiten zu beurteilen. Das entstandene Filtrat wurde in einem separaten Behälter aufgefangen und dessen optische Dichte gemessen. Die Filtrationsversuche wurden für mehrere Flockungsreihen durchgeführt, um die optimale Flockungs-/Flockungshilfsmittel Dosiermenge anhand der Filtratqualität zu bestimmen.

Beim zweiten Versuch wurde eine einstündige Dauerfiltration mit der optimalen Dosiermenge (aus dem ersten Versuch) an Flockungs-/Flockungshilfsmittel durchgeführt. In einem 30-minütigen Abstand wurde eine Filtratprobe genommen und ihre optische Dichte gemessen, um eine mögliche Abnahme des Filtratvolumenstroms bzw. eine Reduzierung der Filtratqualität festzustellen

Im dritten Versuch stand die Druckmessung während der Dauerfiltration im Mittelpunkt. Diese Messung wurde mit Hilfe eines U-Rohr-Manometers durchgeführt. Dafür wurde in der Mitte der Zulaufleitung eine Abzweigung eingesetzt. Der Schlauch für die Druckmessung wurde an einem Stativ befestigt, so dass man den Anstieg der Wassersäule im Schlauch markieren kann, um die entstehenden Druckdifferenzen zu messen. Die Gesamtlänge des U-Rohr-Schlauches beträgt 1,5 m, was einem Druck von 0,15 bar entspricht. Die Filterfläche beträgt $0,6 \text{ dm}^2$ und der Zulaufvolumenstrom 55 l/h. Zu Beginn des Versuchs wurde eine Filtrerrückspülung durchgeführt.

6.2.3 Diskussion der Ergebnisse

In der Tabelle 9 sind die Ergebnisse der Flockungsfiltrationsversuche mit künstlich hergestelltem Algenwasser dargestellt. Bei der ersten Filtratprobe beträgt der Feststoffgehalt 108,3 mg/l, bei der zweiten 152 mg/l. In den ersten zwei Versuchen wurde nur das Flockungsmittel (FeClSO_4) zudosiert und der damit erreichte Abscheidegrad nach der Kiesfiltration gemessen. Das gleiche wurde auch in den weiteren zwei Versuchen mit dem Flockungshilfsmittel (Chitosan) durchgeführt.

Wie man aus der Tabelle erkennen kann, sind die erreichten Abscheidegrade mit variierten Flockungsmittelmengen deutlich höher als mit variierten Biopolymermengen. Bei einer Dosierung von 20 ppm Eisen beträgt der in der optischen Dichte gemessene Abscheidegrad 94%. Um die Eisenmengen zu reduzieren, wurde eine kombinierte Flockungsreihe durchgeführt. Der Abscheidegrad von 96% (bezogen auf optische Dichte) und von 80,2% (bezogen auf TS-Gehalt) ist bei einer Dosiermenge von 5 ppm Eisen und 1,5 ppm Chitosan am höchsten. Auch bei einer Dosiermenge von 2,5 ppm Eisen und 3 ppm Chitosan liegt der auf die optische Dichte bezogene Abscheidegrad bei 96%, der auf den TS-Gehalt bezogene Abscheidegrad liegt dagegen bei 62,2%. Die letzten zwei Versuche wurden bei einer erhöhten Rührdrehzahl (1000 U/Min.) für die Flockungsmitteldosierung durchgeführt, um den Einfluss der eingebrachten Mischenergie auf die Filtratqualität festzustellen. Das Ergebnis zeigt den Rückgang des erreichten Abscheidegrades auf 93% und somit eine Verschlechterung der Filtratqualität.

Tabelle 9: Ergebnisse der Flockungsversuche mit anschließender Kiesfiltration

Feststoffkonzentration im Rohwasser gemessen im TS-Gehalt	Feststoffkonzentration im Rohwasser gemessen in opt. Dichte	FM	FHM	Feststoffkonzentration im Filtrat: gemessen in opt. Dichte	Feststoffkonzentration im Filtrat: gemessen im TS-Gehalt	Abscheidegrad bezogen auf opt. Dichte	Abscheidegrad bezogen auf TS-Gehalt
mg/l	OD _{450nm}	ppm	ppm	OD _{450nm}	mg/l	%	%
108,3	0,188	10		0,056		70	
108,3	0,188	20		0,011		94	
108,3	0,188		3	0,112		40	
108,3	0,188		4	0,116		38	
108,3	0,188	10	3	0,012	38,5	94	64,4
108,3	0,188	5	3	0,014	48	93	55,6
152	0,278	5	1,5	0,01	30	96	80,2
152	0,278	2,5	3	0,012	57,5	96	62,2
152	0,278	5	1,5	0,019		93	
152	0,278	2,5	3	0,017		93,9	

Die untenstehenden Abbildungen 34 und 35 verdeutlichen, dass die höchsten Abscheidegrade bei

einer Dosierung von 2,5 ppm Eisen und 3 ppm Chitosan bzw. bei 5 ppm Eisen und 1,5 ppm Chitosan erreicht wurden. Im weiteren Verlauf der Versuche wird eine Kombination aus 5 ppm Eisen und 1,5 ppm Chitosan gewählt, da die Reduzierung der Flockungshilfsmittelmenge nicht nur die entstehenden Betriebskosten senken würde, sondern auch die Gefahr des Biofouling an der Membran verhindert [11].

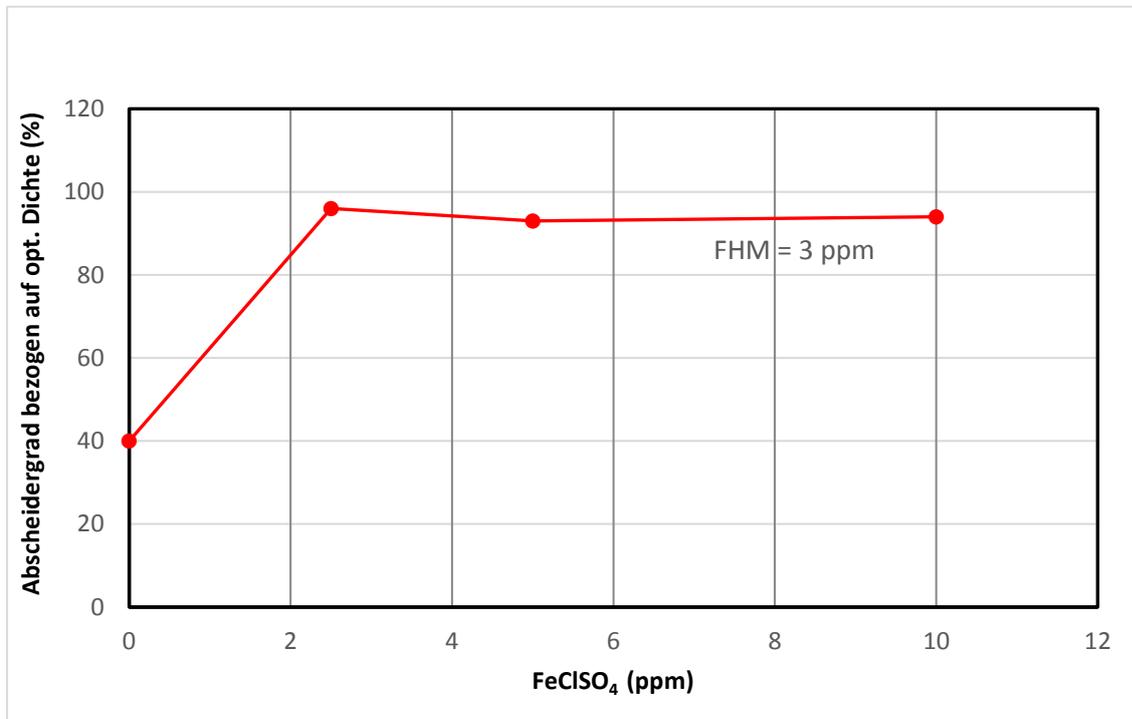


Abbildung 34: Abscheidergrad bei einer konstanten Flockungshilfsmittel-Dosiermenge von 3 ppm

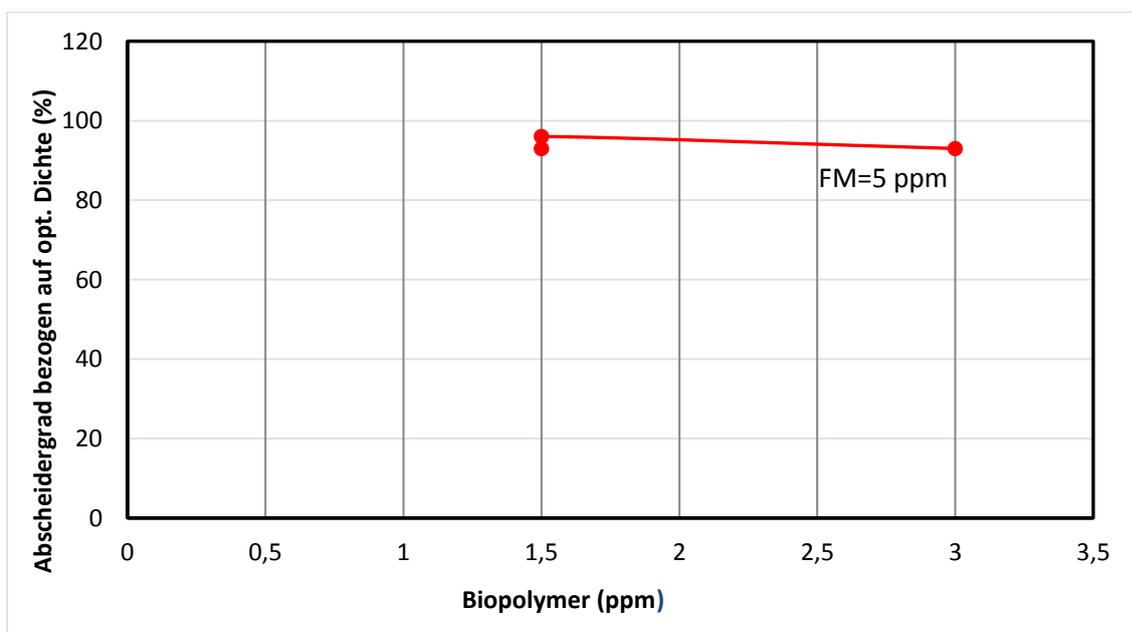


Abbildung 35: Abscheidergrad bei einer konstanten Flockungsmitteldosiermenge von 5 ppm

Die Tabelle 10 stellt die Ergebnisse der Dauerflockungsfiltration dar. Es wird deutlich, dass die erreichten Abscheidegrade für beiden Proben nahezu unverändert bleiben. Bei der ersten Probe beträgt der mittlere Abscheidegrad 93%, bei der zweiten Probe 94,6%. Auch der Filtratvolumenstrom (55 l/h) ist während der Filtration unverändert geblieben, was für einen zeitlichen Anstieg des Betriebsdruckes sprechen könnte. Die Filtergeschwindigkeit bei einem Zulaufvolumenstrom von 55 l/h und einer Filterfläche von 0,6 dm² beträgt 9,2 m/h.

Tabelle 10: Ergebnisse der Dauerflockungsfiltration

Feststoffkonzentration im Rohwasser gemessen in opt. Dichte	Filtrationszeit	Feststoffkonzentration im Filtrat gemessen in opt. Dichte	Abscheidegrad
OD_{450nm}	(h)	OD_{450nm}	(%)
0,39	0,1	0,03	92,3
0,39	0,5	0,026	93,3
0,39	1	0,025	93,6
2. Probe			
0,42	0,1	0,02	95,2
0,42	0,5	0,025	94
0,42	1	0,022	94,7

Wie im Kapitel 6.2.2 beschrieben, wurde der Druck während der Dauerkiesfiltration mit Hilfe eines U-Rohr-Manometers gemessen. Die Anstiegsgeschwindigkeit der Wassersäule im Schlauch beträgt im Schnitt 7 cm/Minute, sodass man von einer Druckerhöhung von 7 mbar pro Minute sprechen kann. Im großtechnischen Maßstab wird eine Rückspülung des Kiesfilters beim Erreichen eines Druckes von 3,5 bar durchgeführt. Wenn man die Ergebnisse der Laborversuche auf die technische Anlage übertragen würde, wäre somit eine stündliche Rückspülung notwendig. Jedoch ändert sich beim Vergrößern des Kiesfilter-Volumens auch das Verhältnis von Volumen zu Filterfläche, sodass der Druckanstieg im großtechnischen Maßstab erheblich langsamer wird. Hiermit verlängern sich auch die Standzeiten des Filters. Diese Vermutung muss aber in halbtechnischen Versuchen geprüft werden.

7 Schätzung der Jahreskosten der Aufbereitungsanlagen im technischen Maßstab

7.1 Konzeption der technischen Aufbereitungsanlagen

Das Konzept der technischen Anlagen basiert auf einer Ultrafiltrationsanlage (UF) nach der Vorbehandlung mit Flotation, Zentrifugation oder Filtration. Bei diesen Vorbehandlungsverfahren

wird davon ausgegangen, dass sie ca. 80% der Feststoffe eliminieren können. Dadurch wird die UF entlastet, so dass höhere Standzeiten gewährleistet werden können. Da die UF-Membran auch Bakterien und pathogene Keime abtrennen kann, ist der Einsatz der UF-Anlage wegen der Mensch- und Tierhygiene erforderlich. Da jedoch die Tiere sich nicht in einer absolut sterilen Umgebung entwickeln sollen, wird nur ein Teil, nämlich ca. 50% der Behandlungsmenge in der UF-Anlage behandelt. Die andere Hälfte der Behandlungsmenge wird direkt nach der Vorbehandlung in das Becken zurückgeführt.

7.2 Dimensionierung der technischen Aufbereitungsanlagen

Die Dimensionierung der technischen Anlagen basiert auf folgenden Basisdaten:

- a) Das Beckenvolumen beträgt $V_B = 600 \text{ m}^3$
- b) Im Becken leben maximal 140 Tiere gleichzeitig
- c) Die Feststoffkonzentration des verschmutzten Beckenwassers beträgt ca. 100 mg/l TS
- d) Bis zu einer Feststoffkonzentration von 15 mg/l TS (10 mg/l TS Fischreste und 5 mg/l TS Algen) ist die Sichttiefe des Wasser sehr gut (im Labor ermittelt)

Zur Bestimmung der zu behandelnden Wassermenge wird eine Massenbilanz für Feststoffe im Becken herangezogen. Im stationären Zustand gilt für die TS-Massenbilanz der Feststoffe im Becken:

$$0 = \frac{dm}{dt} = m_F + m_{Ex} + m_A + m_{RB} - m_{Ab}$$

m_F : TS-Massestrom an Fischresten

m_{Ex} : TS-Massestrom an Exkrementen

m_A : TS-Massestrom des Algenwachstums

m_{RB} : TS-Massestrom im Rücklauf nach der Vorbehandlung

m_{Ab} : TS-Massestrom im Ablauf der Anlage

Entsprechend der Wachstumskinetik gilt für das Algenwachstum:

$$m_A = k * c * V = \mu_{max} * c_A * V_B$$

μ_{max} : spezifische Wachstumsrate der Algen

c_A : Konzentration der Algen im Becken

Mit $\mu_{max} = 0,03 \frac{1}{h}$ und $c_A = 5 \frac{mg}{l}$ ergibt sich für den TS-Massestrom des Algenwachstums:

$$m_A = 0,03 \frac{1}{h} * 5 \frac{mg}{l} * 600 \text{ m}^3 = 0,09 \frac{kg}{h} = 2,16 \frac{kg}{d}$$

Die Tiere werden mit ca. 1,5 kg Fisch pro Tier am Tag gefüttert. Es wird angenommen, dass 95% der Futtermengen gefressen werden und 5% pro Tier als Fischreste im Becken verbleiben. Somit ergibt sich folgende TS-Massenbilanz für die Fischreste:

$$m_F = 5 \% * 1,5 \frac{kg}{d} * 140 = 10,5 \frac{kg}{d}$$

Die Bestimmung der Exkrementenbelastung erfolgt unter der Annahme, dass ein Tier täglich ungefähr 400 g Exkremente produziert. Davon können 20% als Feststoff angenommen werden, somit ergibt sich für die Exkremente folgender TS-Massenstrom:

$$m_{Ex} = 20 \% * 0,4 \frac{kg}{d} * 140 = 11,2 \frac{kg}{d}$$

Bei der Rückbelastung wird vorausgesetzt, dass die Vorbehandlungsanlagen wie Flotation, Tellerseparatoren, Kiesfiltration, Kerzenfiltration, etc. ca. 70% der TS-Belastung eliminieren, so dass nur 30% zurück zum Becken geleitet werden. Bei einem Rücklaufvolumenstrom von 50% der gesamten Behandlungsmenge beträgt der TS-Massenstrom für die Rückbelastung nach der Vorbehandlungsstufe

$$m_{RB} = 30\% * c_A * 50\% * \dot{V} = 0,3 * 15 \frac{mg}{l} * 0,5 * \dot{V} = 2,25 \frac{mg}{l} * \dot{V}$$

Für den TS-Massenstrom im Ablauf des Beckens gilt:

$$m_{Ab} = c_A * \dot{V} = 15 \frac{mg}{l} * \dot{V}$$

\dot{V} : Volumenstrom zur Aufbereitungsanlage

So dass nun für die TS-Massenbilanz im Becken geschrieben werden kann.

$$0 = 10,5 \frac{kg}{d} + 11,2 \frac{kg}{d} + 2,16 \frac{kg}{d} + 2,25 \frac{mg}{l} * \dot{V} - 15 \frac{mg}{l} * \dot{V}$$

Aus dieser Gleichung wird dann der Volumenstrom für die Aufbereitungsanlage ermittelt:

$$\dot{V} = \frac{23,9 \frac{kg}{d}}{12,75 \frac{mg}{l}} = 1875 \frac{m^3}{d} = 78,1 \frac{m^3}{h}$$

Somit werden die technischen Aufbereitungsanlagen für einen gewählten Volumenstrom von 80 m³/h bemessen und kalkuliert.

7.3 Grundlagen der Kostenschätzung

Da die technischen Ergebnisse der untersuchten Verfahren grundsätzlich zufriedenstellend sind, wird zur Bestimmung der besten Lösung unter den in Frage kommenden Verfahren nun die Wirtschaftlichkeit untersucht. Die Wirtschaftlichkeitsuntersuchung erfolgt durch eine grobe Schätzung der Investitions- und Betriebskosten der untersuchten Verfahren für eine Aufbereitungsanlage im technischen Maßstab mit einem Volumenstrom von 80 m³/h. Die Kapitalkosten der Aufbereitungsanlagen werden auf der Grundlage von einer Abschreibungszeit von 20 Jahren bei einem Zinssatz von 5% p.a. ermittelt. Die Grundlage der Betriebskosten bilden die Stromkosten, zusätzlich können Chemikalien- und Wartungskosten mitbetrachtet werden. Der elektrische Energieverbrauch wird durch die jeweilige elektrische Leistung und die Betriebsdauer der eingesetzten Aggregate berechnet. Der Stromabnahmepreis wird auf 0,2 €/kWh festgelegt. Genauso werden die Chemikalienkosten mit der erforderlichen Menge an Chemikalien im Jahr ermittelt. Für die Wartungskosten wird ein Satz von 1,5% der Investitionskosten pro Jahr angenommen.

Es ist anzumerken, dass sich im Winter nur etwa 20% des Tierbestands in der Seehundstation befindet. Die Belastung des Beckenwassers ist somit im Winter um 80% geringer. Die Wasserqualität reduziert sich ab Mitte Mai, wenn die ersten Seehunde aufgesammelt werden. Erst Mitte Oktober werden die restlichen gesunden Tiere in die Nordsee zurückgebracht. In diesem Zeitraum beschleunigt sich auch das Algenwachstum aufgrund hoher Temperaturen, starker Sonneneinstrahlung und vorhandener Nahrung.

Man kann festhalten, dass das Beckenwasser nur während der Sommerzeit sehr trüb wird und eine Flockung erforderlich ist. Aus diesem Grund wird bei der Kostenschätzung davon ausgegangen, dass das Beckenwasser nur 5 Monate im Jahr geflockt wird, bevor es in die Kiesfilteranlage gelangt. Dadurch reduzieren sich nicht nur Chemikalienkosten, sondern auch die dabei entstehenden Energieverbräuche.

7.4 Flotation mit UF

7.4.1 Beschreibung der technischen Anlage

Die erste Verfahrenskombination (Abbildung 36) besteht aus einer Flotationsanlage mit vorgeschalteter Flockungseinrichtung als Vorbehandlungsstufe und einer Ultrafiltrationsanlage mit der Dead-End-Prozessführung. Diese Anlage ist für einen Volumenstrom von 80 m³/h konzipiert. Das unbehandelte Seehundbeckenwasser wird zuerst in die zwei Reaktionsbehälter (R1, R2) geleitet, dort findet die Zudosierung der notwendigen Chemikalien (FeCl₃, Biopolymer) statt. Eine volle Durchmischung des Rohwassers erfolgt mithilfe der eingebauten Rührern. Die Dosierpumpen (P1, P2) sorgen für eine gleichbleibend genaue Dosierung der Chemikalien. Aus dem Reaktionsbehälter R2 wird das ausgeflockte Seehundbeckenwasser in die Flotationszelle F1

eingeleitet, wo eine Abtrennung der Flocken mittels Luftblasen stattfindet. Das vorbehandelte Rohwasser wird über einen Pufferbehälter B2 in die UF-Anlage zur weiteren Behandlung geführt. Die Membran der UF-Anlage wird mit einem Volumenstrom von $40 \text{ m}^3/\text{h}$ beschickt, sodass $40 \text{ m}^3/\text{h}$ direkt in das Seehundbecken eingeleitet werden. Die restlichen $40 \text{ m}^3/\text{h}$ verlassen die Anlage als Permeat und gelangen anschließend in das Tierbecken.

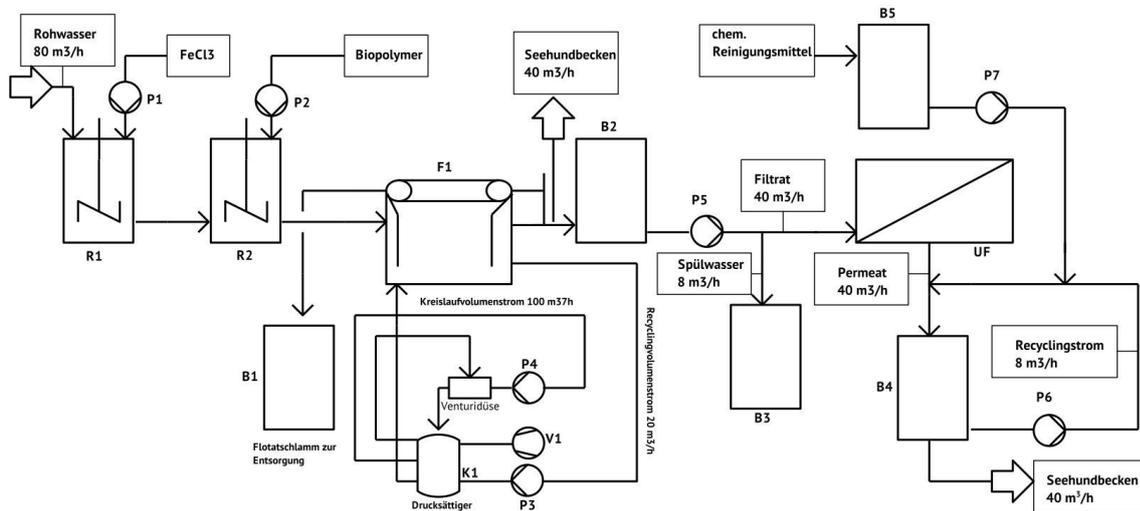


Abbildung 36: Verfahrensschema der technischen Anlage (Flotation + UF)

7.4.2 Schätzung der Jahreskosten

Die Tabelle 11 zeigt die Kalkulationsergebnisse für das Lösungskonzept 1. Die Investitionskosten der gesamten Anlage werden auf ca. 750.000 € geschätzt. Mit einem Abschreibungszeitraum von 20 Jahren resultieren daraus Annuitätskosten von 37.500 € im Jahr. Für die Zinskosten ergibt sich bei einem Zinssatz von 5% p. a. ein Betrag von 18.750 € im Jahr, so dass sich die jährlichen Kapitalkosten auf 56.250 € belaufen.

Die gesamte Verbrauchsleistung der Anlage beträgt ca. 55 kW, so dass hieraus Stromkosten von 36.279 € im Jahr resultieren. Anhand der durchgeführten Untersuchungen stellte sich bei der Flotationsanlage heraus, dass die optimale Dosierung für FeCl_3 5 ppm und für Polymere 1,5 ppm betragen. Auf dieser Grundlage ergibt sich für die Chemikalienkosten ein Betrag von 30.000 € im Jahr.

Tabelle 11: Kostenschätzung für die technische Anlage (Flotation + UF)

Flotation mit UF	
Investition	750.000 €
Abschreibung	37.500 €/a
Zinsen	18.750 €/a
Kapitalkosten	56.250 €/a
el. Leistung	55 kW
Stromkosten	36.279 €/a
Chemikalien	30.000 €/a
Wartung	15.000 €/a
Betriebskosten	81.279 €/a
Jahreskosten	137.529 €/a

7.5 Zentrifugation mit UF

7.5.1 Beschreibung der Anlage

Die zweite Verfahrenskombination (Abbildung 37) besteht aus einer Zentrifugation als Vorbehandlungsstufe mit anschließender Ultrafiltration. Der gesamte Zulaufvolumenstrom beträgt $80 \text{ m}^3/\text{h}$. Das unbehandelte Seehundbeckenwasser wird aus dem Vorlagebehälter B1 in die Zentrifuge gepumpt, die Hälfte des entstandenen Zentrates wird weiter in die Ultrafiltrationsanlage geleitet, die restlichen $40 \text{ m}^3/\text{h}$ gelangen direkt in das Seehundbecken.

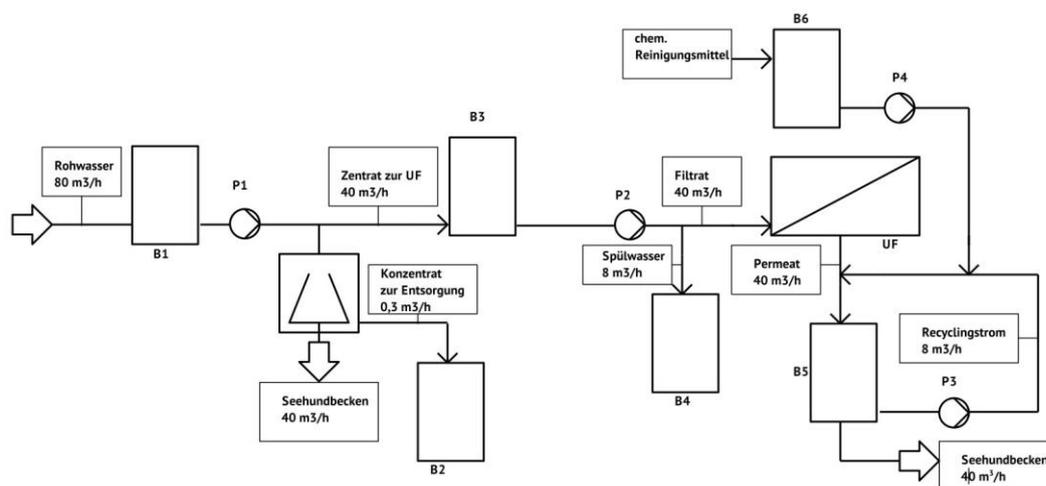


Abbildung 37: Verfahrensschema der technischen Anlage (Zentrifugation + UF)

7.5.2 Schätzung der Jahreskosten

Die Kalkulation des zweiten Lösungskonzepts zeigt die Tabelle 12. Die Investitionskosten der gesamten Anlage werden mit ca. 770.000 € abgeschätzt. Die daraus resultierenden Abschreibungskosten (Abschreibungszeitraum 20 Jahre) betragen 38.500 € im Jahr. Bei einem Zinssatz von 5% p.a. ergibt sich für die Zinskosten ein Betrag von 19.250 €, so dass sich jährliche Kapitalkosten auf 57.750 € belaufen.

Die jährlichen Stromkosten in der Höhe von 89.047 € resultieren aus der gesamten elektrischen Leistung der Anlage, die 135 kW beträgt. Zusammen mit den Wartungskosten betragen die jährlichen Betriebskosten 104.447 €, so dass sich die Jahreskosten auf 162.197 pro Jahr belaufen.

Tabelle 12: Kostenschätzung für die technische Anlage (Zentrifugation + UF)

Zentrifugation mit UF	
Investition	770.000 €
Abschreibung	38.500 €/a
Zinsen	19.250 €/a
Kapitalkosten	57.750 €/a
el. Leistung	135 kW
Stromkosten	89.047 €/a
Chemikalien	0 €/a
Wartung	15.400 €/a
Betriebskosten	104.447 €/a
Jahreskosten	162.197 €/a

7.6 Flockungsfiltration mit UF

7.6.1 Beschreibung der Anlage

Die dritte Verfahrenskombination (Abbildung 38), die eine mögliche Lösung für die Seehundbeckenwasser Problematik darstellt, ist eine Kombination aus einer Flockungsfiltration als Vorbehandlungsstufe mit anschließender Ultrafiltration. Bevor das Rohwasser in die Kiesfilteranlage gelangt, findet eine Flockung unter Zugabe von Chemikalien statt. Für das Flockungsmittel (FeCl_3) ist eine Rohrflockung vorgesehen, das Biopolymer wird in einen Reaktionsbehälter R1 unter ständigen Rühren zudosiert. Nachdem sich die Flocken gebildet haben, wird das Rohwasser in die Kiesfilteranlage geleitet, der Zulaufvolumenstrom beträgt 80

m^3/h . Ein Teil des entstandenen Filtrats ($40 \text{ m}^3/\text{h}$) wird direkt in das Seehundbecken eingeleitet, der restliche Teil wird über einen Vorlagebehälter B3 zur weiteren Behandlung in die Ultrafiltrationsanlage gepumpt. Das gebildete Permeat gelangt zum Schluss mit einem Volumenstrom von $40 \text{ m}^3/\text{h}$ in das Tierbecken.

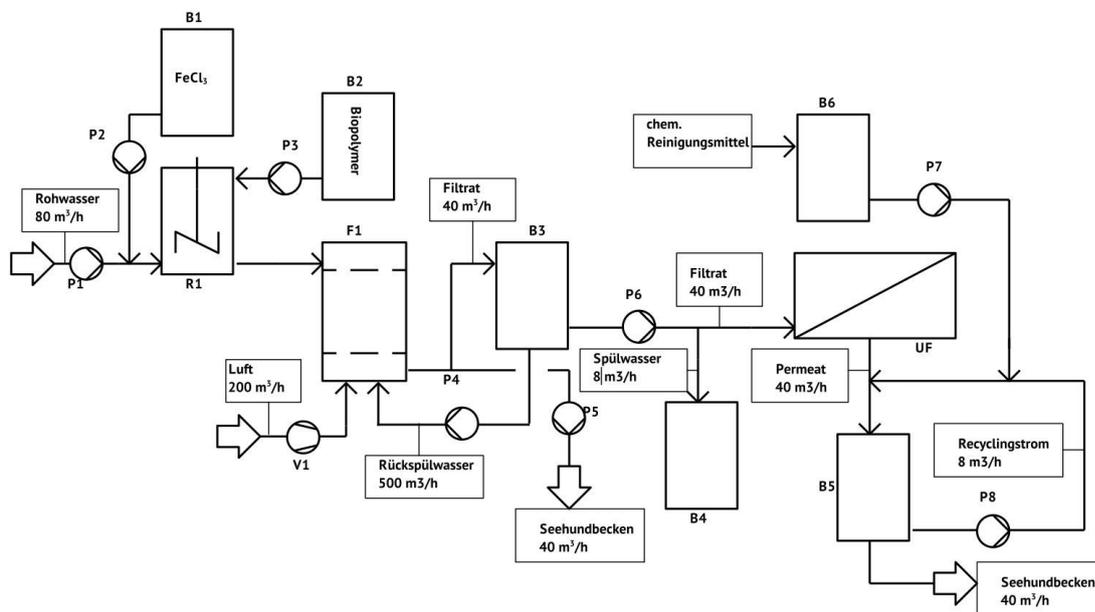


Abbildung 38: Verfahrensschema der technischen Anlage (Flockungsfiltration + UF)

7.6.2 Schätzung der Jahreskosten

In der Tabelle 13 sind die Ergebnisse der Wirtschaftlichkeitsberechnung für die Flockungsfiltration mit anschließender Ultrafiltration dargestellt. Die Investitionskosten der gesamten Anlage werden mit ca. 615.000 € abgeschätzt. Für einen Abschreibungszeitraum von 20 Jahren belaufen sich die Kosten 30.750 € im Jahr und die Zinskosten (Zinssatz: 5%) 15.375 €/a, daraus resultieren Kapitalkosten in Höhe von ca. 46.125 €/a. Die abgeschätzten Betriebskosten für die technische Anlage betragen 60.386 €/a, sodass sich die Jahreskosten auf ca. 106.511 €/a belaufen.

Tabelle 13: Kostenschätzung für die technische Anlage (Flockungsfiltration + UF)

Flockungsfiltration mit UF (Kiesfilter)	
Investition	615.000 €
Abschreibung	30.750 €/a
Zinsen	15.375 €/a
Kapitalkosten	46.125 €/a
el. Leistung	35 kW
Stromkosten	55.188 €/a
Chemikalien	25.000 €/a
Wartung	12.300 €/a
Betriebskosten	92.488 €/a
Jahreskosten	138.613 €/a

7.7 Kerzenfiltration mit UF

Im Kapitel 7.6 wurde eine Verfahrenskombination aus Flockungsfiltration mit anschließender Ultrafiltration beschrieben. Da bei einer Kerzenfiltration die vorgeschaltete Flockungsstrecke höchstwahrscheinlich ausfallen wird und das gesamte Verfahren nur aus einem Filter mit anschließender Ultrafiltration besteht, sind in der Tabelle 14 die voraussichtlichen Kosten dargestellt. Diese Verfahrenskombination stellt zurzeit die günstigste Variante zur Seehundbeckenwasseraufbereitung dar. Die Jahreskosten für diese Verfahrenskombination betragen 112.429 €/a und resultieren aus 35.625 €/a an Kapitalkosten und 76.804 €/a an Betriebskosten.

Tabelle 14: Kostenschätzung für die technische Anlage (Kerzenfiltration + UF)

Flockungsfiltration mit UF (Kerzenfilter)	
Investition	545.000 €
Abschreibung	27.250 €/a
Zinsen	13.625 €/a
Kapitalkosten	40.875 €/a
el. Leistung	30 kW
Stromkosten	19.672 €/a
Wartung	10.900 €/a
Betriebskosten	50.688 €/a
Jahreskosten	91.563 €/a

8 Fazit und Ausblick auf die weitere Vorgehensweise

Die Zielsetzung dieser Projektarbeit bestand darin, die gewählten mechanischen Verfahren (Flotation, Zentrifugation, Flockungsfiltration und Ultrafiltration) auf ihre Wirksamkeit bezüglich der schonenden Algenabtrennung zu überprüfen. Da bei diesem Projekt das Wohl der Seehunde und die Gesundheit des Personals im Vordergrund stehen und mit der zu untersuchenden Wasseraufbereitungsanlage eine Verbesserung der Beckenwasserqualität erreicht werden soll, müssen neben der Elimination von Trübstoffen und Algen auch die Abtrennung von Bakterien und Viren in Betracht gezogen werden. Diese hygienischen Bedingungen kann man jedoch nicht mit einem Mikrofiltrationsverfahren erzielen. Daher wurde zur Sicherstellung der Mensch- und Tiergesundheit durch Teildesinfektion des Beckenwassers das Ultrafiltrationsverfahren gewählt. Die Verschmutzung durch Kolloide (z. B. Mikroalgen, Kolloidpartikel) kann bei einer Ultrafiltrationsanlage die Leistung und damit auch die Produktivität stark vermindern. Eine ausreichende Vorbehandlung des Eingangswassers verbessert nicht nur die Leistung und Produktivität der Anlage, sondern verlängert auch die Standzeiten der Membran. Die Auswahl der geeigneten Vorbehandlungsmethode hängt von mehreren Faktoren ab. Neben der Gewährleistung der Tierfreundlichkeit soll die Anlage eine kompakte Bauweise darstellen und natürlich eine hohe Wirtschaftlichkeit aufweisen.

Die Druckentspannungsflotation wurde im Labormaßstab untersucht. Es wurden mehrere Flockungsreihen durchgeführt, um die Flockungsmittelmengen zu ermitteln, die anschließend für eine erfolgreiche Flotation erforderlich waren. Zusammenfassend kann man sagen, dass die Flotation zufriedenstellende Ergebnisse liefern konnte, jedoch bei schwankenden Feststoff-

belastungen keine sichere Lösung ist. Außerdem ergibt sich eine Grundfläche von 25 m² für die großtechnische Anlage, was bei den bestehenden Platzverhältnissen in der Seehundstation nicht ausreichend würde. Auch die abgeschätzten Investitions- und Betriebskosten sind vergleichsweise hoch. Aus diesen Gründen wird die Flotation als mögliche Vorbehandlungsstufe zur Ultrafiltration im weiteren Verlauf des Projektes nicht näher untersucht.

Mit der Zentrifugation konnte dagegen eine stabile Reinigungsleistung von über 70% ermöglicht werden, was zwar keine vollständige Feststoffabtrennung ausmacht, aber eine geeignete Basis für die nachgeschaltete Ultrafiltration darstellt. Jedoch ist dieses Verfahren sehr energieintensiv, da es im großtechnischen Maßstab eine Anschlussleistung über 110 kW benötigt. Die Wirtschaftlichkeit der technischen Anlage ist somit nicht gewährleistet, da sich für einen Volumenstrom von 80 m³ nicht nur hohe Investitionskosten, sondern auch hohe Betriebskosten ergeben. Aufgrund der schlechten Wirtschaftlichkeit wird die Zentrifugation als mögliches Verfahren zur Algenabtrennung nicht als sinnvoll betrachtet und im weiteren Projektablauf nicht weiter berücksichtigt.

Die Ergebnisse der Flockungsfiltration im Labormaßstab haben gezeigt, dass mit den reduzierten Flockungsmittelmengen und unter dem Einsatz von tierfreundlichen Biopolymeren sehr hohe Abscheidegrade erreicht werden können. Auch die berechneten Jahreskosten liegen deutlich unter den Jahreskosten der Flotation bzw. Zentrifugation. Nichtsdestotrotz muss die Flockungsfiltration im halbtechnischen Maßstab untersucht werden, um wichtige Parameter wie z. B. Filtergeschwindigkeit, Rückspülinterwall und Standzeit des Filters zu ermitteln. Es soll außerdem ein alternatives Filtrationsverfahren (Kerzenfiltration) im halbtechnischen Maßstab untersucht werden. Mit diesem Verfahren können nicht nur hohe Abscheidegrade erreicht, sondern auch eine stabile Reinigungsleistung ermöglicht werden. Der größte Vorteil ist aber der Verzicht auf den Einsatz von diversen Flockungskemikalien, was dieses Verfahren für die vorhandenen Projekttrandbedingungen sehr attraktiv macht.

Die von der Fa. newtec zur Untersuchungszwecken im Labormaßstab bereitgestellte Niederdruck-Ultrafiltrationsanlage hat ihre angekündigte Betriebseigenschaft nicht erfüllt. Die dauerhaften Versuche vor Ort haben gezeigt, dass diese Anlage aufgrund der schnellen Membranverblockung bei einem Transmembrandruck von 5 bar arbeitet, was wie bereits erwähnt zur Zerstörung von Algenzellen und somit zur Verschlechterung der Wasserqualität führen kann.

Die Dead-End-Ultrafiltrationsanlage von der Firma Wehrle konnten dagegen die Betriebsdrücke unter 1 bar halten, jedoch sind die erreichten Permeabilität-Werte ziemlich gering, sodass eine halbtechnische Untersuchung notwendig ist. Bei dieser Untersuchung werden alle wichtigen Betriebsparameter näher untersucht, um bei höheren Zulaufvolumenströmen von ca. 5 m³/h die Standzeiten der Membran zu ermitteln.

Die im Technikumsmaßstab untersuchte Cross-Flow-UF-Anlage der Firma Wehrle konnte positive Ergebnisse bezüglich des Transmembrandrucks liefern, jedoch ist sie durch die kontinuierliche Überströmung der Membran sehr energieintensiv. Auch die während der Dauerfiltration vor Ort

erreichten Permeabilität-Werte sprechen nicht für eine hohe Membran-leistung, dennoch kann die halbtechnische Untersuchung eine bessere Aussage bezüglich der Wirtschaftlichkeit der Anlage liefern. Es müssen mehrere Faktoren wie der Anstieg des Trans-membrandrucks, die Abnahme des Permeatvolumenstroms sowie die Standzeit der Membran und Energieeinsatz verglichen werden, um eine geeignete und wirtschaftliche Betriebsweise zu finden.

Nach Abschluss der halbtechnischen Untersuchungen wird auf der Grundlage der erzielten Ergebnisse im Labor-, Technikums- und halbtechnischen Maßstab eine geeignete Verfahrenskombination ausgewählt und mit dieser Verfahrenskombination wird eine technische Anlage konzipiert, bemessen, geplant gebaut und in Betrieb genommen.

Literaturverzeichnis

- [1]: Walaszek, W., Dissertation, „Untersuchungen zu Strukturbildungsphänomenen in der Pelletierungsflockung in Abhängigkeit von der Prozessführung im Hinblick auf die Optimierung der Feststoffkonditionierung“, Polen, 2007
- [2]: Stark, O., Damann, R., Fachpublikation, „Neue Erkenntnisse über die Bedeutung des Sättigungsgrades sowie der Blasengröße auf das Betriebsverhalten von Druckentspannungsflotationen, F & S – Filtrieren und Separieren, 2005
- [3]: Rinas, M., Universität Rostock, Master Arbeit, „Optimierung der Flockungsfiltration und Desinfektion für das Haltungswasser der Robben im Rostocker Zoo“, Rostock, 2015
- [4]: Richter, H., „Die Flotation – ein modernes Verfahren der Abwasseraufbereitung“, Chem-Ing.-Tech. 48 (1976)
- [5]: STB Umwelttechnik GmbH, Flotationsanlagen, Wetzlar-Nauborn, 2016
- [6]: Alfa Laval, Technologie mit Tellerseparatoren, Kurze Erläuterung zur Funktionsweise von Tellerseparatoren, 2016
- [7]: Pieralisi Deutschland GmbH, Vertikale Tellerseparator, Grundlagen der Trenntechnik, Eibelsstadt, 2016
- [8]: Hasselbach, R., Membrantechnik, Grundlagen, Konzepte, Anforderungen an die
- [9]: Stein, R., „Mit Vorfiltration teure Folgen bei der Wasseraufbereitung verhindern“, Pharma+Food Effizienz im Hygieneprozess, 2014
- [10]: Grundlage der Filtration, SBF Wasser und Umwelt, 2014
- [11]: Haberkamp, J., Dissertation zum Thema: „Organisches Membranfouling bei der Ultrafiltration kommunaler Klärabläufe“, TU Berlin, 2008