

# e!Mission.at

## Publizierbarer Endbericht

**Programmsteuerung:**

Klima- und Energiefonds

**Programmabwicklung:**

Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft mbH (FFG)

### Endbericht

erstellt am

30/04/2016

## Projekttitle:

En-RecoTreat

„Innovative Membrandestillation zur Wertstoff- und Energierückgewinnung in der kommunalen Abwasserbehandlung“

Projektnummer: 843772

## e!Mission.at - 4. Ausschreibung

Klima- und Energiefonds des Bundes – Abwicklung durch die Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft FFG

Ausschreibung	4. Ausschreibung e!Mission.at
Projektstart	01/05/2014
Projektende	30.04.2016
Gesamtprojektdauer (in Monaten)	24 Monate
ProjektnehmerIn (Institution)	ROTREAT Abwasserreinigung GmbH
AnsprechpartnerIn	Michael Schöffel
Postadresse	Otto-Baumgartner-Straße 7, A-8055 Seiersberg-Pirka
Telefon	+43 316 282222
Fax	+43 316 2822224
E-mail	office@rotreat.at
Website	<a href="http://rotreat.at/">http://rotreat.at/</a>

# En-RecoTreat

„Innovative Membrandestillation zur Wertstoff- und Energierückgewinnung in der kommunalen Abwasserbehandlung“

## AutorInnen:

Christian Platzer  
*AEE INTEC*



Christoph Brunner  
*AEE INTEC*

Ahmed Juanid Tahir  
*AEE INTEC*

Judith Buchmaier  
*AEE INTEC*

Philipp Klein  
*TU-Graz*



Bernhard Mayr  
*ENVICARE*



Joachim Koschikowski  
*Fraunhofer-Institut für Solare Energiesysteme ISE*



Robert Gampmayer  
*ROTREAT Abwasserreinigung GmbH*



# 1 Inhaltsverzeichnis

1	Inhaltsverzeichnis .....	4
2	Einleitung .....	6
2.1	Aufgabenstellung .....	6
2.2	Schwerpunkte des Projektes .....	7
2.3	Einordnung in das Programm .....	8
2.4	Verwendete Methoden .....	9
2.5	Aufbau der Arbeit .....	10
3	Inhaltliche Darstellung .....	11
3.1	Die Schlüsseltechnologie das Membrandestillation-Verfahren (MD).....	11
3.2	Versuchsplanung und Durchführung .....	12
3.3	Membranmodulentwicklung und Moduldesign .....	14
3.3.1	Identifikation einer geeigneter Modulkonfigurationen und Betriebsbedingungen.....	16
3.3.2	Zusammenfassung für die geeignete Modulkonfiguration für die Ammonium- und die Reinwasserabtrennung .....	17
3.3.3	Konstruktive Umsetzung einer Membranmoduleinheit für den Technikumsbetrieb .....	18
3.4	Entwicklung einer Membrandestillations-Technikumsanlage .....	19
3.5	Ergebnisse des Anwendungsfalls 1: Ammonium / Stickstoffrück-gewinnung aus dem Zentratwasser mittels MD-Verfahren (N-MD).....	20
3.5.1	Ammoniumabtrennung mittels MD-Verfahren – Theoretische Grundlage .....	20
3.5.2	Definition der Ziele für den Anwendungsfall 1 Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser .....	21
3.5.3	Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser - Ausgangssituation auf der ARA Gleisdorf .....	22
3.5.4	Analyse und Darstellung der Versuchsergebnisse mit den Spiralwickelmodulen: .....	24
3.5.5	Analyse und Darstellung der Versuchsergebnisse einem Plattenmodul: .....	26
3.5.6	Integration des Anwendungsfalls 1 Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser mittels MD-Verfahren (N-MD) in das System Kläranlage .....	29
3.5.7	Technologievergleich und Nutzengewinn: .....	33
3.6	Ergebnisse des Anwendungsfalls 2: Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser durch Membrandestillation (C-MD) .....	36
3.6.1	Definition der Ziele für den Anwendungsfall 2 Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser .....	36
3.6.2	Analyse und Darstellung der Versuchsergebnisse:.....	37
3.6.3	Integration des Anwendungsfalls 2 Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser durch Membrandestillation (C-MD) in das System Kläranlage .....	39
3.6.4	Technologievergleich und Nutzengewinn: .....	42
3.7	Diskussion der Problematik des hohen thermischen Energiebedarf von Spiralwickelmodul .....	44

4	Ergebnisse und Schlussfolgerungen .....	48
5	Ausblick und Empfehlungen.....	50
5.1	Zukünftige Entwicklungen.....	50
5.2	Forschungsbedarf .....	51
6	Literaturverzeichnis .....	54
7	Anhang .....	57
8	Kontaktdaten.....	58

## 2 Einleitung

Im Rahmen des Projektes En-RecoTreat wurde die Technologie der Membrandestillation (MD) für den Einsatz bei der Behandlung von Abwasser weiterentwickelt und auf seine Anwendbarkeit getestet.

### 2.1 Aufgabenstellung

Die konventionelle kommunale biologische - aerobe Abwasserreinigung ist ein energieintensiver Prozess. Der Energielieferant Kohlenstoff bzw. die in Kohlenstoff gebundene Energie wie auch Nährstoffe -der Wertstoff Stickstoff- werden mit hohem elektrischen Energieaufwand (aerobe Belüftung) vernichtet. In Österreich müssen pro Jahr rund **546.000 Megawattstunden** elektrische Energie für die kommunale Abwasserreinigung aufgewandt werden.

Die **Senkung des hohen Energieverbrauchs** für die kommunale Abwasserreinigung stellte das übergeordnete Projektziel dar. In diesem Zusammenhang wurden 2 wesentliche Problemstellungen identifiziert die im Rahmen des Projektes adressiert wurden:

#### Stoffliche Rückbelastung durch Schlammwässer:

Bei der anaeroben Schlammbehandlung in einem Faulturm fallen erhebliche Mengen hochkonzentrierter Abwässer in Form des sogenannten **Zentratwasser** aus der Schlammmentwässerung an. Die Ammoniumfracht des Zentratwassers trägt mit etwa 15-30% zur Stickstofffracht am Zulauf der Kläranlage bei wobei das Volumen nur 1-2% des Kläranlagenzulaufs ausmacht. Im Schlammwasser sind an die 500 – 2.000 mg/l Ammonium gelöst. Damit werden erheblich Nährstofffrachten der aeroben Reinigungsstufen zugeführt die wiederum mit hohem Energieeinsatz abgebaut werden müssen.

#### Im Abwasser gebundene Energie nutzbar machen:

Bei der heute angewandten Technik, der aerobe Abwasserreinigung mittels Belebtschlammverfahren sind, um den Wertstoff Stickstoff als auch den Energielieferanten Kohlenstoff aus dem Abwasser zu entfernen, große Energieaufwände notwendig. Der Energieträger Kohlenstoff geht dabei verloren.

Die Nutzbarmachung der organischen Abwasserbestandteile (Kohlenstoff) in einem anaeroben Hochleistungsreaktor (wie beispielsweise UASB - Reaktoren) und eine energetische Verwertung des Biogases könnten den Energiebedarf für die Abwassereinigung drastisch reduzieren. Für einen **optimalen Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors** zur Biogasproduktion ist eine CSB-Konzentration von 1.200 - 8.000 mg/l erforderlich. Die CSB - Zulaufkonzentration des kommunalen Abwassers liegt i.d.R. im Bereich von 600-800 mg/l und damit ist sie **deutlich zu gering**.

## 2.2 Schwerpunkte des Projektes

Zur Erreichung des übergeordneten Ziels, der Senkung des hohen Energieverbrauchs für die kommunale Abwasserreinigung, wurden im Rahmen des Projektes zwei unterschiedliche Lösungsansätze verfolgt.

1. Durch Abtrennung und Rückgewinnung von Ammonium aus dem kommunalen Abwasser mittels energieeffizienter Membrandestillationsverfahren (MD) kann der Sauerstoffbedarf und damit auch der Energiebedarf für biologische Oxidation des Ammoniums massiv reduziert werden, dessen Entnahme als Handelsware „Ammoniumsulfat“ sowohl Erlöse generiert als auch Kosten spart.
2. Die Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser durch die Membrandestillation um mittels Erhöhung der Kohlenstoffkonzentration den effiziente Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors zu ermöglichen, ist die zweite Stoßrichtung die im Projekt verfolgt wurde. Der Einsatz von anaeroben Reinigungstechnologien ermöglicht die energetische Verwertung der Abwasserinhaltsstoffe (Kohlenstoff) in Form von Biogas. Die direkte Abwasserkonzentrierung zielt darauf ab den exergieintensiven Prozess der aeroben Abwasserreinigung durch anaerobe Hochleistungsreaktoren zu ersetzen, die Energie in Form von Biogas erzeugen.

Die Membrandestillation wurde bisher überwiegend in der Meerwasserentsalzung angewandt. Der **Schwerpunkt** des Projektes war die Technologie für den speziellen Einsatz bei der Behandlung von Abwasser weiterzuentwickeln.

Im Rahmen des Projektes wurden auf Grundlage der Problemstellungen zwei potentielle Anwendungsfälle für die Membrandestillation definiert und für die ungleichen Anforderungen jeweils ein technischer Lösungsansatz entwickelt.

- Anwendungsfall 1: Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser mittels MD-Verfahren (N-MD)
- Anwendungsfall 2 – Abwasseraufkonzentrierung mittels MD-Verfahren (C-MD) um mittels Erhöhung der CSB-Konzentration den effiziente Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors zu ermöglichen.

### 2.3 Einordnung in das Programm

Das vorliegende Projekt trägt zu den 3 Programmzielen des Forschungs- und Technologieprogramms „e!MISSION.at – 4.Ausschreibung“ bei, indem ein System entwickelt wurde, welches einerseits die Energieeffizienz der Abwasserbehandlung steigert, die Kosten der Behandlung senkt und die Technologiekompetenz stärkt indem die Innovation Kläranlagen von einer reinen Nährstoffstoffentfernungsanlage zu einer Wertstoffgewinnungsanlage bzw. zum Rohstofflieferanten wandelt.

Das vorliegende Projekt wurde innerhalb des Schwerpunktes *„Energieeffizienz und Energieeinsparungen“* zum Subschwerpunkt *„2.1 Energieeffizienz in Industrie und Gewerbe“* eingereicht. Durch das im Projekt weiterentwickelte Verfahren der Membrandestillation zur Nährstoffrückgewinnung (Ammoniumstickstoff) aus dem kommunalem Abwasser (Schlammwasser) oder industriellen Abwasser und der Aufkonzentration (Abtrennung von Klarwasser und Ammoniumwasser aus dem Abwasser) wird die Energieeffizienz der kommunalen Abwasserreinigung signifikant verbessert, indem einerseits direkt die Methangewinnung in anaeroben Hochleistungsreaktoren gesteigert wird und andererseits indirekt das erzeugte Produkt Ammoniumsulfat den Einsatz von fossiler Energie in der Düngemittelerzeugung reduziert.

Zusätzlich zur Möglichkeit zur Nährstoffrückgewinnung wird die Technologie Membrandestillation zur Steigerung der Methanausbeute genutzt und ein zukunftsreiches Feld der Abwasseraufbereitung aufgeschlossen. Dieser Lösungsansatz adressiert den Schwerpunkt: Themenfeld 3: *„Erneuerbare Energien“*, Subschwerpunkt: *„3.1 Bioenergie“*, indem die verbesserten Bedingungen zum Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors durch Abwasseraufkonzentration zur Erhöhung der Kohlenstoffkonzentration mittels Membrandestillation zugleich eine lokale Nutzung des Biomethans (Verstromung) zum Betrieb der Membrandestillation durch die Nutzung von Abwärme aus dem Betrieb einer Kraftwärmekopplung ermöglicht.

## 2.4 Verwendete Methoden

Das Projekt En-RecoTreat wurde nach dem für Systementwicklungen klassischen Wasserfallmodell strukturiert. D.h. nachfolgende Tätigkeiten bauten auf den Erkenntnissen und Ergebnissen seines jeweiligen Vorgängers auf.

### Projektstruktur und Ablauf:

1. Identifikation von geeigneten Membranmaterialien und Experimentelle Prüfung der Eignung von MD-Membranen unter Einsatzbedingungen
2. theoretische und labortechnische Voruntersuchungen zur Stofftrennungseigenschaft des jeweiligen Stoffsystems
3. Identifikation einer geeigneten Membranmodulkonfiguration für die Ammonium- und die Reinwasserabtrennung sowie Konstruktive Umsetzung des Moduls
4. Entwicklung und Errichtung einer Membrandestillations-Technikumsanlage in Containerbauweise
5. Durchführen der Versuchsreihen und Analyse und Darstellung der Messergebnisse in 2 Phasen:
  - a. Phase 1 – Voruntersuchungen mit Synthetischen Abwässern
  - b. Phase 2 – Integration der Technikumsanlage in die Kläranlage Gleisdorf und Versuche mit echten Abwässern am:
    - Integrationspunkt 1: Zentratwasser Faulturm
    - Integrationspunkt 2: Kläranlagenzulauf
6. Entwicklung einer Scale-Up Konzept für den Anwendungsfall 1 (N-MD) und Integration des neuen Verfahrens in das bestehende System Kläranlage
7. Entwicklung einer Scale-Up Konzept für den Anwendungsfall 2 (C-MD) und Integration des neuen Verfahrens in das bestehende System Kläranlage
8. Monetäre, Stoffliche und energetische Bewertung der neuen Verfahren N-MD und C-MD durch Vergleich mit dem IST-Stand und mit anderen konventionellen Abwasserbehandlungsverfahren (Technologievergleich)

Ein erster Schritt war die **Entwicklung** eines geeigneten **MD Membranmoduls** zur Abtrennung von Ammonium und zur Abscheidung von Klarwasser (Aufkonzentration) aus kommunalem Abwasser. Dazu wurden geeignete Membranmaterialien auf Eignung zum Einsatz im geforderten Stoffsystem untersucht. Aufbauend auf theoretische und labortechnische Voruntersuchungen zur Stofftrennungseigenschaft erfolgte auf Grundlage einer Computersimulation die Auswahl und Anpassung eines MD-Modul Konzeptes sowie die konstruktive Umsetzung eines Membranmoduls für den Technikumsbetrieb.

Im nächsten Schritte erfolgte die Entwicklung, Auslegung und Errichtung einer **Membrandestillations-technikumsanlage** in Containerbauweise. Um das Verhalten des Membrandestillations-Verfahrens unter realen Betriebsbedingungen zu analysieren wurde die Technikumsanlage direkt auf einer Kläranlage (ARA Gleisdorf) installiert.

Die Durchführung der eigentlichen **Versuchsreihen** erfolgte **in 2 Phasen**. In der ersten Phase wurden **Versuche** mit **synthetischem Abwasser** durchgeführt um grundlegende Erkenntnisse zu den Anwendungsfällen Ammoniumabtrennung und Abwasserkonzentration zu sammeln. In der 2. Phase wurde die Technikumsanlage direkt in die ARA Gleisdorf integriert an zwei verschiedenen Integrationspunkten mit **realen Abwässern** betrieben. Dies ermöglichte genaue Kenntnisse über Prozessparameter wie Durchfluss, Temperaturen, Energieverbrauch bzw. Langzeitverhalten unter realen Einsatzbedingungen zu sammeln.

Basierend auf den Ergebnissen der Versuchsreihen wurden **Konzepte** zur optimalen **Integration** der neu entwickelten Technologie in das System Kläranlage entwickelt. Konkret wurden ein optimiertes Integrations- und Scale-Up-Konzept einer Ammoniumabtrennung/Rückgewinnung aus dem Zentratwasser des Faulturms und ein optimiertes Integrationskonzept für die "Abwasseraufkonzentration" für den Betrieb eines Anaerob-Hochleistungsreaktor" ausgearbeitet.

Die Systemintegrations- und Scale-Up Konzepte wurden für die konkreten Anforderungen und Rahmenbedingungen des Kläranlagenstandortes der **ARA Gleisdorf** entwickelt. Damit ist ein **guter Realitätsbezug** gewährleistet.

Zudem wurde ein **Technologievergleich** durchgeführt und die beiden neuen MD Verfahren dem Ist-Zustand und konventionellen membrangestützten Abwasseraufbereitung gegenübergestellt.

Der **energetische, stoffliche** und **monetäre Nutzwert** der neuen Verfahren wird am **Beispiel der ARA Gleisdorf aufzuzeigen**.

## 2.5 Aufbau der Arbeit

Der vorliegende Bericht ist folgendermaßen aufgebaut: Zunächst wird in Kapitel 2 dargestellt, welche Arbeitsschritte zu den Ergebnissen führten.

Kapitel 3 umfasst die Inhaltliche Darstellung der Projektarbeit. Hier finden sich neben einer Beschreibung der Technologie, die im Projekt entwickelten Innovationen sowie ihre Evaluierung.

Die Projektergebnisse sind in Kapitel 4 zusammengefasst.

Kapitel 5 enthält einen Ausblick auf zukünftige Entwicklungen und Empfehlungen dazu, was im Zusammenhang mit der MD zur Abwasserbehandlung zu erforschen wäre.

In Kapitel 6 ist weiterführende Literatur gelistet, Kapitel 7 enthält als Anhang Ergebnisse, welche nicht in den Bericht selbst aufgenommen wurden, um die Lesbarkeit zu gewährleisten.

### 3 Inhaltliche Darstellung

#### 3.1 Die Schlüsseltechnologie des Membrandestillation-Verfahrens (MD)

Die Membrandestillation ist ein thermischer Prozess, bei dem nur dampfförmige Moleküle durch eine poröse, hydrophobe Membran diffundieren können. Der flüssige Feed steht dabei in direktem Kontakt mit einer Seite der Membran, deren hydrophobe Eigenschaften aber ein Eindringen der Flüssigkeit in die Poren der Membran durch die vorherrschende Oberflächenspannung verhindern. Dadurch entstehen Flüssigkeit-Dampf-Phasengrenzflächen an den Öffnungen der Membranporen. Die treibende Kraft der MD ist eine Dampfdruckdifferenz zwischen der Feedseite (im konkreten Fall das Anwendungsfall 1 ammoniumhaltige Zentratwasser, Anwendungsfall 2 Abwasser aus dem Kläranlagenzulauf) und der Permeatseite der Membran.

Bei der MD fließt auf der Permeatseite der Membran eine wässrige Lösung, welche eine niedrigere Temperatur aufweist als das Feed (Direct Contact Konfiguration). Das Feed muss daher aufgewärmt werden. Maßgebend für die Leistungsfähigkeit der MD ist dabei nicht das absolute Temperaturniveau sondern die Temperaturdifferenz zwischen Feed und Permeat.

Der thermische Energiebedarf für die MD kann durch Abwärme aus anderen Prozessen wie beispielsweise Abwärme einer Brennstoffzelle, effizient bereitgestellt werden.

Im Vergleich zu konventionellen thermischen Verdampfungsverfahren ist der thermische Energiebedarf der Membrandestillation aufgrund der geringen benötigten Feedtemperaturen (30-90°C) deutlich geringer.

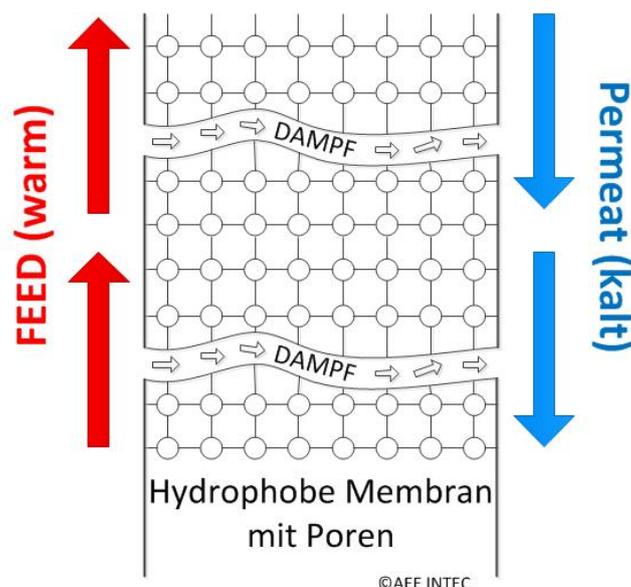


Abbildung 1: Funktionsweise einer Direct Contact Membrandestillation MD (DCMD)

[Quelle: AEE INTEC]

Die Membrandestillations-Anlagen wurden bisher überwiegend zur Entsalzung von Meer- und Grundwasser zur Trinkwassererzeugung in abgelegenen Gebieten (meist Entwicklungsländer) eingesetzt.

### 3.2 Versuchsplanung und Durchführung

Die Versuchsdurchführung war durch die in Abbildung 2 dargestellte Vorgehensweise definiert. Nachfolgende Versuchsreihen bauten jeweils auf den Erkenntnissen und Ergebnissen der Versuche seines Vorgängers auf.

Die Planung der jeweiligen Einzelversuche erfolgte agil und wurde laufend an die aktuellen Ergebnisse und Erkenntnisse angepasst.

Folgende Versuche wurden im Rahme des Projektes durchgeführt:



**Abbildung 2: Übersicht der durchgeführten Versuche [Quelle: AEE INTEC]**

Es sollte der Nachweis erbracht werden, dass mit der Membrandestillation die geforderten technischen Anforderungen und Parameter in Bezug auf die Abscheideraten (Ammonium) (N-MD) und die Aufkonzentrationsgrade CSB (C-MD), bei den geforderten Durchflussraten und den vorherrschenden Temperaturniveaus erreicht werden können.

Die technischen Anforderungen und optimalen Betriebsparameter für das MD-Verfahren wurden entsprechend nachfolgender Zielstellung definiert:

Nachweis der Erreichung der definierten technischen Anforderungen durch folgende Punkte:

- Bestimmung der erzielbaren Ammoniumabscheiderate
- Bestimmung des erzielbaren Aufkonzentrationsgrades
- Bestimmung der erzielbaren transmembranen Durchflussrate
- Bestimmung der Permeabilität
- Nachweis der chemischen Resistenz der Membranmodule
- Nachweis der Limitierung des Foulings der Membranmodule

Optimierung und Bestimmung optimaler Betriebsparameter hinsichtlich folgender Zielstellungen:

- Untersuchung des Foulingverhaltens mit dem Ziel das Fouling langfristig zu begrenzen
- Steigerung der transmembranen Durchflussrate für die Aufkonzentration und Abscheidung
- Reduktion des Reinigungsbedarfes der Membran
- Reduktion der transmembranen Wärmeverluste
- Ermittlung des thermischen Energiebedarfes (Wärme/Kühlung)
- Ermittlung der notwendigen Temperaturniveaus für die Membrandestillation
- Untersuchung bzw. Optimierung des Langzeitverhaltens der Membrandestillation

### 3.3 Membranmodulentwicklung und Moduldesign

#### 3.3.1 Nachweis der Eignung der MD-Membranen zum Einsatz im geforderten Stoffsystem

Der Nachweis der Eignung der gewählten **Gore-Membran** zum Einsatz im Stoffsystem Wasser-Ammonium und Abwasser-Wasser wurde durch den Nachweis der prinzipiellen Beständigkeit der Membran im Abwasser erbracht.

Um eine Aussage der Membranbeständigkeit im Abwasser treffen zu können, wurden die Membranen für einen bestimmten Zeitraum in eigens gefertigten Rahmenelementen dem Abwasser der Kläranlage AWW Gleisdorf ausgesetzt und anschließend die Membraneigenschaften untersucht. Die Charakterisierung der Membranen erfolgt über die Messung des Wassereintrittsdruck - Liquid Entry Pressure (LEP) sowie der Bestimmung des Kontaktwinkels  $\theta$ . Vergleicht man den maximal Druck den man auf eine neue, unbenützte Referenz Membran (3,7 bar) anlegen kann, mit dem Druck den man auf die dem Abwasser ausgesetzten Membrane anlegen kann, sollten die Werte nicht weit auseinander liegen. Um die Membran für das angestrebte Membrandestillationssystem einsetzen zu können, sollte der LEP mindestens über 1,5 bar liegen. Wie in **Tabelle 1** ersichtlich lag bei alle Membranproben der einem Wassereintrittsdruck deutlich über 2 bar.

Der Liquid-Entry-Pressure (LEP) / Wassereintrittsdruck wurde mit den folgenden Membran-Proben vermessen:

1. MEM 1: Eine neue, unbenutzte PTFE-Referenzmembran
2. MEM 2: Eine dem Abwasser exponierte - gereinigte Membran (mit Wasser oder KOH)
3. MEM 3: Eine dem Abwasser exponierte - ungereinigte Membran.

Probenname	Testlösung	Eintrittsdruck [bar]
Referenz 1	0,5wt.%NaCl	3.736
Referenz 2	0,5wt.%NaCl	3.610
MEM 1	0,5wt.%NaCl	2.390
MEM 2	0,5wt.%NaCl	3.638
Polymer	0,5wt.%NaCl+0,32 wt.% Polymer	2.339

**Tabelle 1: Ergebnisse der LEP Tests.**

Die Werte der Kontaktwinkelmessungen sind in Tabelle 2 dargestellt und liegen deutlich über der minimal Anforderung für eine **hydrophobe (wasserabweisende) Oberfläche  $\theta > 90^\circ$**  und beweisen somit die fortwährende Beständigkeit der Funktionalität der Membran nach der Behandlung mit Abwasser.



Abbildung 3: Kontaktwinkel  $\theta$  (links); mit Fouling (rechts) [Quelle: Fraunhofer ISE]

Probe	Kontaktwinkel
Standard	146°
Fouling	133°
Gereinigt	133°

Tabelle 2: Ergebnisse der Kontaktwinkelmessungen

Die Ergebnisse waren bei beiden Analyseverfahren (Liquid-Entry-Pressure und Kontaktwinkel) positiv – die Beständigkeit der Gore Membran ist somit gewährleistet und die Reversibilität des ggf. auftretenden Foulings konnte durch Reinigung mit Wasser bzw. der Lauge Kaliumhydroxid (KOH) bestätigt werden.

### 3.3.2 Theoretische und labortechnische Voruntersuchungen zur Stofftrennungseigenschaft im Stoffsystem Wasser-Ammonium

Für die Stofftrennungseigenschaft wurden **theoretische (Simulationsmodell** zum Verlauf der Abscheidung über die Zeit) und labortechnische Voruntersuchungen angestellt. Wichtige Abwasserparameter wie CSB-Wert und Ammonium wurden mit Hilfe photometrischer Küvetten tests gemessen und als Basis für die weitere Auslegung des geplanten Systems herangezogen. Die Abwasserparameter der Kläranlagen in Gleisdorf und Freiburg wurden ebenfalls erhoben und miteinander verglichen. In einer **Test Zelle im Labormaßstab** wurde synthetisches sowie realen Abwasser mit variierenden Einflussgrößen (Temperaturniveau, Temperaturdifferenz, pH-Wert usw.) eingestellt und bei verschiedenen Bedingungen die möglichen MD-Konfigurationen (Direct Contact –MD (DCMD), Stripping- Direct Contact –MD (S-DCMD), Air Gap –MD (AGMD), Permeate Gap- MD (PGMD), Vakuum –MD (VMD), Vakuum Air Gap –MD (V-AGMD)) getestet. Der Beweis der prinzipiellen Eignung der untersuchten Polytetrafluorethylen (PTFE) Membran für die Abtrennung von Ammonium und das Abtrennen von Reinwasser aus Abwasser wurde im Labormaßstab erbracht. Die **S-DCMD Konfiguration** konnte als am **geeignetsten zur Ammoniumabtrennung** identifiziert werden.

### 3.3.3 Identifikation einer geeigneter Modulkonfigurationen und Betriebsbedingungen

Ziel dieser Arbeit war die Auslegung einer geeigneten Modulkonfiguration für die zwei identifizierten Anwendungsfälle zum Einsatz im Technikumsbetrieb zu finden.

Über validierten Simulationsrechnungen wurde die geeignete Konfiguration ermittelt, optimiert und energetisch bewertet. Auf Basis der Berechnungen erfolgte die Auswahl auf die DCMD Konfiguration. Entsprechend der Anforderungen wurde ein Membranmodul für den Technikumsbetrieb ausgelegt. Diese Konfiguration diente als Arbeitsgrundlage zur Prüfung und Optimierung des Gesamtsystemkonzepts.

Aus vorhergehenden Versuchen auf Testzellenbasis wurde als Ausgangsbasis der Fokus auf die DCMD Konfiguration zur Ammoniumabtrennung (Ansatz 1) wie auch zur Reinwasserabtrennung (Ansatz 2) gelegt, da sich diese in beiden Fällen als am vielversprechendsten erwiesen.

**Folgende Zielparameter wurden für die Ammoniumabtrennung (NH<sub>4</sub>-N) bzw. die Reinwasserabtrennung (H<sub>2</sub>O) definiert:**

- Der **Massenstrombereich** wurde auf 200 bis 600 L/h (0,2 bis 0,6 m<sup>3</sup>/h) festgelegt
  - Grundsätzlich besser niedrige Massenströme da geringere Materialbelastungen der Membran/Verbindungsstellen und längere Kanäle möglich
  - Bei einem 2 m<sup>3</sup> Tank entspricht dies einer minimalen Umwälzung von 0,1/h bis 0,3/h.
- **Temperaturniveau:** 30°C – 60°C
  - **NH<sub>4</sub>-N:** Höhere Temperatur: bessere Stoffübertragung zusätzlich wird das Ammoniumgleichgewicht in Richtung Ammoniak verschoben
  - **H<sub>2</sub>O:** Höhere Temperatur: bessere Stoffübertragung –mehr Wasser diffundiert
  - Niedrige Temperatur: geringerer Energiebedarf.
- **Grädigkeit:**
  - **NH<sub>4</sub>-N:** Positiv/negativ/keine
    - Positive Temperaturdifferenz (Permeat kälter als Feedlösung): Verdünnung der Säure. Daraus folgt ein höherer Chemikalienbedarf.
    - Negative Temperaturdifferenz (Permeat wärmer als Feedlösung): Permeat wird weiter aufkonzentriert -> positiver Effekt für Produktgewinn.
    - Keine Temperaturdifferenz(Permeatseite gleiche Temperatur wie Feedlösung) -> weniger Heiz/Kühlaufwand
- **Länge des Moduls:** 3 m bis 13 m
  - Kürzeres Modul: höhere Grädigkeit -> mehr Wasser/hoher Flux
  - Längeres Modul: geringere Grädigkeit -> besserer energetischer Wirkungsgrad
- **Gleich-/Gegenstrom:**
  - Gleichstrom bei keiner Temperaturdifferenz
  - Gegenstrom zur Wasserabtrennung
- **Anzahl der Module:**
  - Eins
  - Zwei: höhere Flexibilität (parallel/seriell Schaltung), bei Defekt weiterhin arbeitsfähig.

- **Druckverlust** < 0.6 bar: Druckverlust sollte für die Szenarien kleiner 0,6 bar sein, damit die praktische Umsetzung möglich ist.
- **Zielparameter für die Ammoniumabtrennung (NH<sub>4</sub>-N) Anwendungsfall 1:**
  - Ziel von 50% Abtrennung.
  - Fokus auf negativer und keiner Temperaturdifferenz.
- **Zielparameter für den Anwendungsfall Reinwasserabtrennung (H<sub>2</sub>O) Anwendungsfall 2:**
  - Ziel CSB Konzentration > 1.200 mg/l
  - Ziel: geringe Ammoniumabtrennung

(Eine Leitfähigkeit von 4 mS/cm entspricht circa einer Salinität von 2,7 g/kg (für das Zentratwasser) und eine von 1 mS/cm von 0,67 g/kg (für den Zulauf)).

Vorgegebene Parameter:

- **Kanaldicke:** 3,2 mm
- **Höhe:** 0,5m

### 3.3.4 Zusammenfassung für die geeignete Modulkonfiguration für die Ammonium- und die Reinwasserabtrennung

Eine Parameterstudie mit dem vorhandenen Modell wurde zur Modulberechnung entsprechend der definierten Zielparameter durchgeführt. Als geeignete Modulkonfiguration für die Ammonium- und die Reinwasserabtrennung wurde dementsprechend ein Modul mit folgenden Parametern identifiziert:

DCMD Modulkonfiguration	
Höhe	0,42 m
Länge	8 m
Kanaldicke	3,2 mm
Membranfläche	6,7 m <sup>2</sup>

**Tabelle 3: Geeignetste Modulkonfiguration**

Als geeignetste Modulkonfiguration für die Ammoniumabtrennung wurde ein Modul mit einer Höhe= 0,42m; Länge=8m; Kanaldicke=3,2mm und Membranfläche=7,6m<sup>2</sup> identifiziert. Nach der Definition der Module wurden CAD – Modelle und Fertigungszeichnungen der Membranmodule angefertigt.

### 3.3.5 Konstruktive Umsetzung einer Membranmoduleinheit für den Technikumsbetrieb

Aufbauend auf den Auslegungen wurden Membranmodule zur Ammoniumabscheidung konstruktiv als **Spiralwickelmodul** umgesetzt. Wickelmodule sind für die MD bereit seit vielen Jahren im Bereich der Meerwasserentsalzung erfolgreich in Verwendung. Das Modul wurde so konstruiert, dass es sowohl im Gleichstrom als auch im Gegenstrom betrieben werden kann. Die Module für den MD-Einsatz wurden vom deutschen Modullieferanten SolarSpring GmbH. (SSP) gefertigt und geliefert.



**Abbildung 4: link: CAD Zeichnung Wickelmodul; Ansicht von Oben und seitlich, rechts Photo des realisierten Moduls [Quelle: SolarSpring]**

In der Technikumsanlage war so konzipiert das sowohl Wickelmodule wie auch Plattenmodule untersucht werden konnten.

Im Rahmen des SFG Projekte AMRE\*MD „Ammoniumhaltige Gärresteverwertung mittels Membrandestillation in Biogasanlagen“ (SFG Nr 1.000.038.409) wurde ein neuer **MD-Plattenmodultyp** eingesetzt. Die Module wurden von einem anderen Modulhersteller bereitgestellt. Die ausgezeichneten Ergebnisse der Versuchsreihen mit den Plattenmodulen bei der Ammoniumabtrennung in Projekt AMRE\*MD wurden aus diesem Grund später sowohl für den Technologievergleich, das Systemintegrationskonzept und das Anlagen Scale-Up - jeweils für den Anwendungsfall 1 Ammoniumabtrennung - als Grundlage herangezogen.

### 3.4 Entwicklung einer Membrandestillations-Technikumsanlage

Die Anlagenkonzeptplanung und -entwicklung wurde dahingehend durchgeführt, dass eine einfache und flexible Erweiterung und das Up-Scaling der Membrandestillations-Anlage gewährleistet werden kann. Ausgehend der Ergebnisse der Modulentwicklung wurden die Prozessmodelle festgelegt und die jeweils anwendungsspezifischen Anforderungs- und Leistungsprofile der Technikums Anlage erstellt. Das Prozesskonzept wurde sehr flexibel ausgelegt, da die Technikumsanlage für verschiedene Anwendungsfälle (Ammoniakabtrennung/Wasserabtrennung sowie den Einsatz in der Galvanikindustrie – Kooperation mit dem FFG Projekt Galvano-MD) tauglich sein soll.

Die Konzeption der Technikumsanlage ist so erfolgt, dass nach den Versuchen im Technikum (Synthetisches Abwasser) eine möglichst einfache Bypass-Integration in eine ARA erfolgen konnte, dies sowohl für den Einsatz im Rohabwasser nach der mechanischen Vorklärung als auch zur Trübwasserbehandlung nach der anaeroben Klärschlammbehandlung (Zentratwasser). Basierend auf den oben definierten Anforderungen wurde eine Technikumsanlage für das Abtrennen von Ammonium, Ammoniumwasser oder Klarwasser (Aufkonzentrieren von Abwasser) aufgebaut. Die Membranmodule können austauschbar integriert, und die Anlagenbetriebsparameter sind variable an die verschiedenen Anforderungen einstellbar.

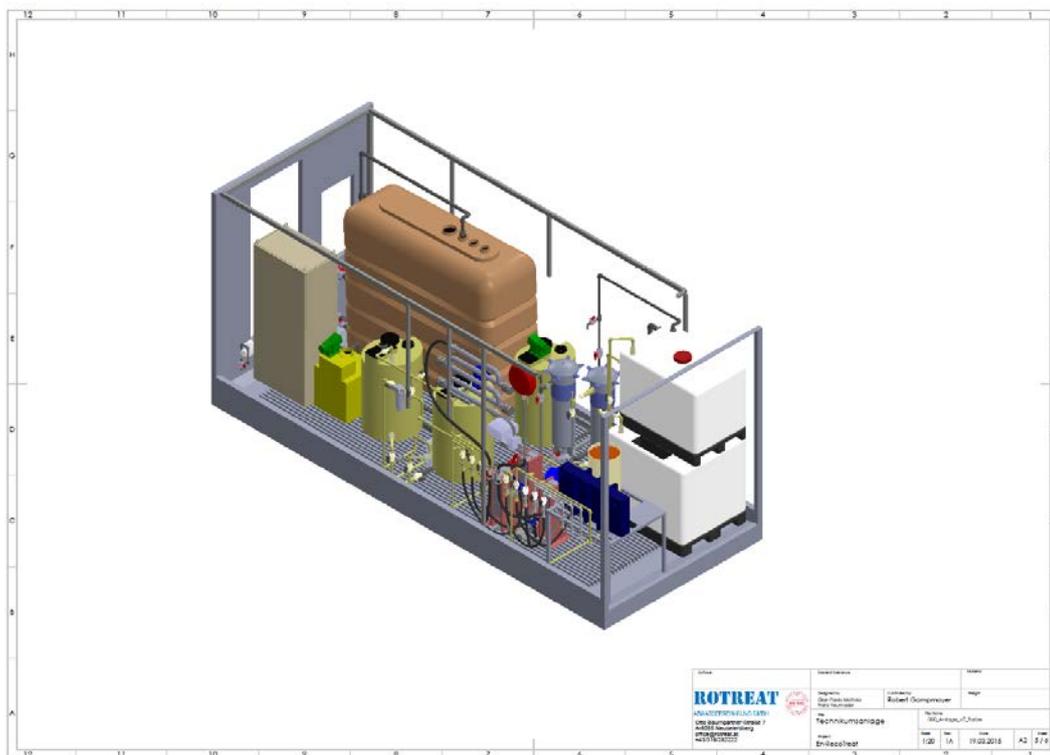


Abbildung 5: 3-D Layout der MD-Technikumanlage [Quelle: Rotreat GmbH]

Das **Anlagenkonzept**, die **Anlagenregelung** wie auch die Technikumsanlage wurde im Laufe der Versuchsdurchführung mehrfach **adaptiert** und **verbessert**. So konnte beispielsweise durch Optimierung der Wärmerückgewinnung durch Neupositionierung der Wärmetauscher der thermische Energieverbrauch deutlich reduziert werden.

### 3.5 Ergebnisse des Anwendungsfalls 1: Ammonium / Stickstoffrück-gewinnung aus dem Zentratwasser mittels MD-Verfahren (N-MD)

Im Rahmen der Durchführung und Analyse der Versuchsreihen wurde der Nachweis erbracht werden, dass mit der Membrandestillation (N-MD) die geforderten technischen Anforderungen und die Parameter in Bezug auf die Abscheideraten (Ammonium), bei den geforderten Durchflussraten und den vorherrschenden Temperaturniveaus erreicht werden kann.

#### 3.5.1 Ammoniumabtrennung mittels MD-Verfahren – Theoretische Grundlage

Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) steht im **Dissoziationsgleichgewicht** mit Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ). Mit Hilfe von Temperatur oder pH –Wert Änderungen kann eine Verschiebung des Ammonium-Ammoniak Dissoziationsgleichgewicht in die Richtung Ammoniak erzielt werden.

Das in der Flüssigkeit (Zentratwasser) gelöste Ammonium wird in der Membrandestillationsanlage durch **Erwärmung auf rund 80°C in die Gasphase (= Ammoniak)** überführt und kann durch die **Membran diffundieren**.

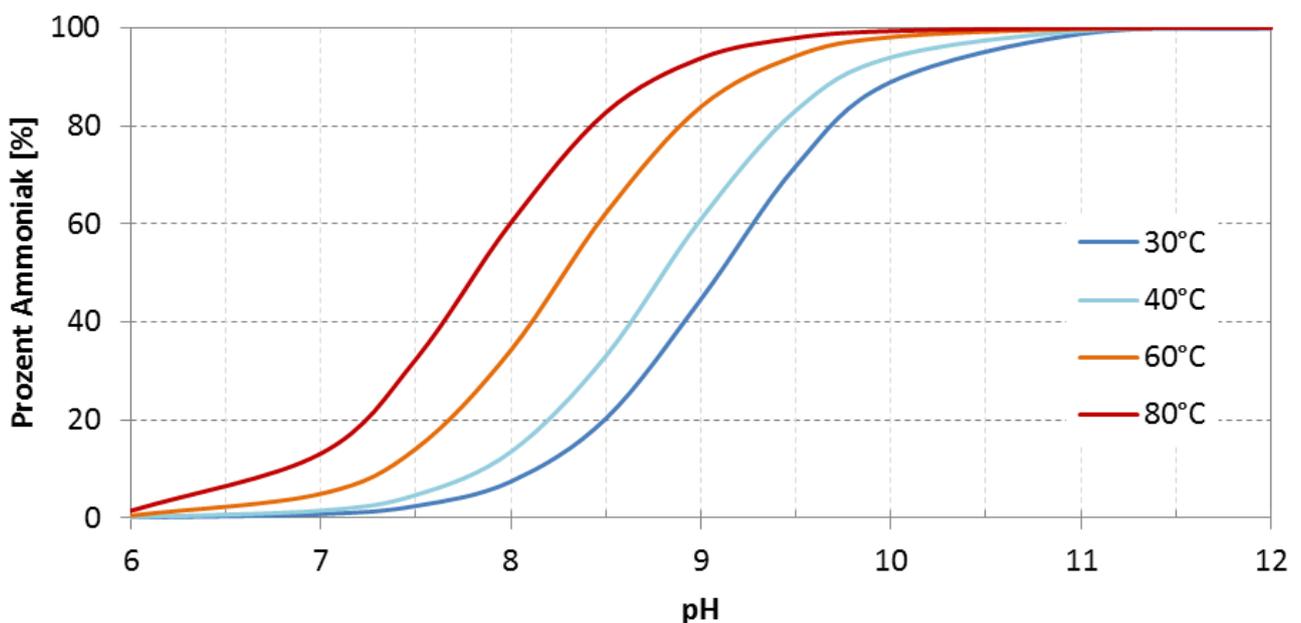


Abbildung 6: Ammonium/Ammoniak Gleichgewicht in wässriger Lösung. Berechnet nach Gleichungen in Formel 1

$$\{NH_3\} = \frac{0,94412\{NH_4\}_{Ges}}{1 + 10^{pK_A - pH}}$$

$\{NH_4\}_{Ges}$  ... Gesamtammoniumgehalt (aus analytischer Bestimmung) in mg/l  
 $\{NH_3\}$  ..... Ammoniakgehalt in mg/l  
 $pK_A = 0,0925 + \frac{2728,795}{t + 273,15}$  t .....Temperatur in °C  
 pH ..... pH-Wert

**Formel 1: Abbildung 6: Formel zur Berechnung des Ammonium/Ammoniak Gleichgewichts. (Quelle: Hobiger, Gerhard. Ammoniak in Wasser - Ableitung einer Formel zur Berechnung von Ammoniak in wässrigen Lösungen. Wien : Umweltbundesamt, 1996.)**

Die **Machbarkeit** und Effizienz des Lösungsansatzes, **mittels Temperaturerhöhung**, durch Verschiebung des Dissoziationsgleichgewichts, das **Ammoniums in Ammoniak zu überführen** und mittels **MD-Membran abzutrennen** wurde im Projekt En-RecoTreat erfolgreich bewiesen und ist nachfolgend dargestellt.

Das **gewonnene Produkt** liegt in Form von sauberer **Ammoniumsulfatlösung** vor. Der gewonnene Stickstoff ist damit entweder als Düngemittel in besser lager- und transportfähiger Form oder als Basischemikalie, beispielsweise für die chemische Industrie, verfügbar.

### 3.5.2 Definition der Ziele für den Anwendungsfall 1 Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser

Es sollte der Nachweis erbracht werden, dass mit der Membrandestillation die geforderte technischen Anforderungen und die Parameter in Bezug auf die Abscheideraten (Ammonium) und Produktqualität, bei den geforderten Durchflussraten und den vorherrschenden Temperaturniveaus erreicht werden können. Die Ziele wurden wie folgt festgelegt:

Ammoniumabtrennung Ziele			
Parameter	Ziel	Wert	Anmerkung
<b>kg<sub>water</sub>/m<sup>2</sup>h im Permeat</b>	minimal		=geringe Verdünnung =höhere Produktqualität
<b>mg/l NH<sub>4</sub>-N in Permeat</b>	maximal	>1000mg/l NH <sub>4</sub> -N in Permeat	= Produktquantität
<b>mg/l COD in Permeat</b>	Minimal	<50mg/l COD in Permeat	= Selektivität der Membrandestillation

**Tabelle 4: Zieldefinition Ammoniumabtrennung**

### 3.5.3 Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser - Ausgangssituation auf der ARA Gleisdorf

Der Anwendungsfall sieht die Rückgewinnung von Stickstoff mittels N-MD Verfahren aus der Schlammwasserrückführung (Zentratwasser) vor.

Der Faulbehälter der Kläranlage wurde 1985 für **12.000 Einwohnerwerten (EW) dimensioniert** und seitdem nicht mehr erneuert oder ein zweiter Faulbehälter gebaut. Die ARA reinigt das Abwasser von **aktuell etwa 27.000 EW**. Der Faulbehälter ist für diese anfallende Rohschlammmenge zu deutlich zu klein und wird deshalb nur mit einer Schlamm-Aufenthaltszeit von 16 Tagen betrieben. Eine **vollständige Faulung ist nicht möglich**, so weist der ausgefaulte Schlamm noch eine sehr hohe organische Trockensubstanz auf.

Die Situation hat zudem zur Folge, dass einerseits der gebunden **Stickstoff nicht vollständig** im Zentratwasser **rückgelöst** ist, d.h. die Ammoniumkonzentration ist deutlich geringer als unter Standardbedingungen, und zum anderen kann aufgrund der unvollständigen Schlammfäulung auch das **Biogaspotential nicht voll ausgenutzt** werden.

Ferner ergibt sich ein weiterer negativer Effekt. Aufgrund genannter Kapazitätsgründen wird ein Teil des Überschuss -Schlammes **ohne Faulung nur mechanisch Entwässert** und über einen Bypass am Faulturm vorbei von der MÜSE direkt in den Nacheindicker geleitet. (By-Pass MÜSE). Dieser Abwasserstrom ist nur gering NH<sub>4</sub>-N haltig und führt, da er mit dem Zentratwasser gemeinsam in die Kläranlage zurückgeführt wird, zu einer starken Verdünnung des Zentratwasser. Was in Folge die Effizienz des N-MD Verfahrens negativ beeinträchtigt.

Auf der Kläranlage Gleisdorf fallen täglich rund 24,76m<sup>3</sup> Zentratwasser mit einer Konzentration von 576mg/l NH<sub>4</sub>-N an:

Zentratwasseranfall:	24,76 m <sup>3</sup> /d bzw. 1,03 m <sup>3</sup> /h
NH <sub>4</sub> -N im Zentratwasser ( <b>mit</b> By-Pass MÜSE):	576 mg/l (Ist-Zusatnd)
NH <sub>4</sub> -N im Zentratwasser ( <b>ohne</b> By-Pass MÜSE):	~ 1.000 mg/l *)

\*) Messwert, Probenentnahme bei abgeschalteter Schlammpresse (Müse)

Es ist denkbar durch eine einfache **bauliche Maßnahme** den By-Pass der MÜSE zukünftig getrennt vom Zentratwasser zu führen. Die in Folge höhere Konzentration des Zentratwasser bei gleichzeitig geringer Wassermenge erlaubt es die verfügbaren thermischen Energie besser zu Nutzen und die **Effizienz** der MD deutlich zu steigern.

Nachfolgend dargestellte **Scale-Up Konzept** der N-MD wurden um einen besseren Realitätsbezug herzustellen auf **Grundlage** einer **Zentratwasser-Konzentration** von **rund 1.000 mg/l** d.h. ohne dem Wasserstrom By-Pass MÜSE durchgerechnet. Lt. Literatur kann NH<sub>4</sub>-N-Konzentration im Zentratwasser bis zu 2.000 mg/l ausmachen.

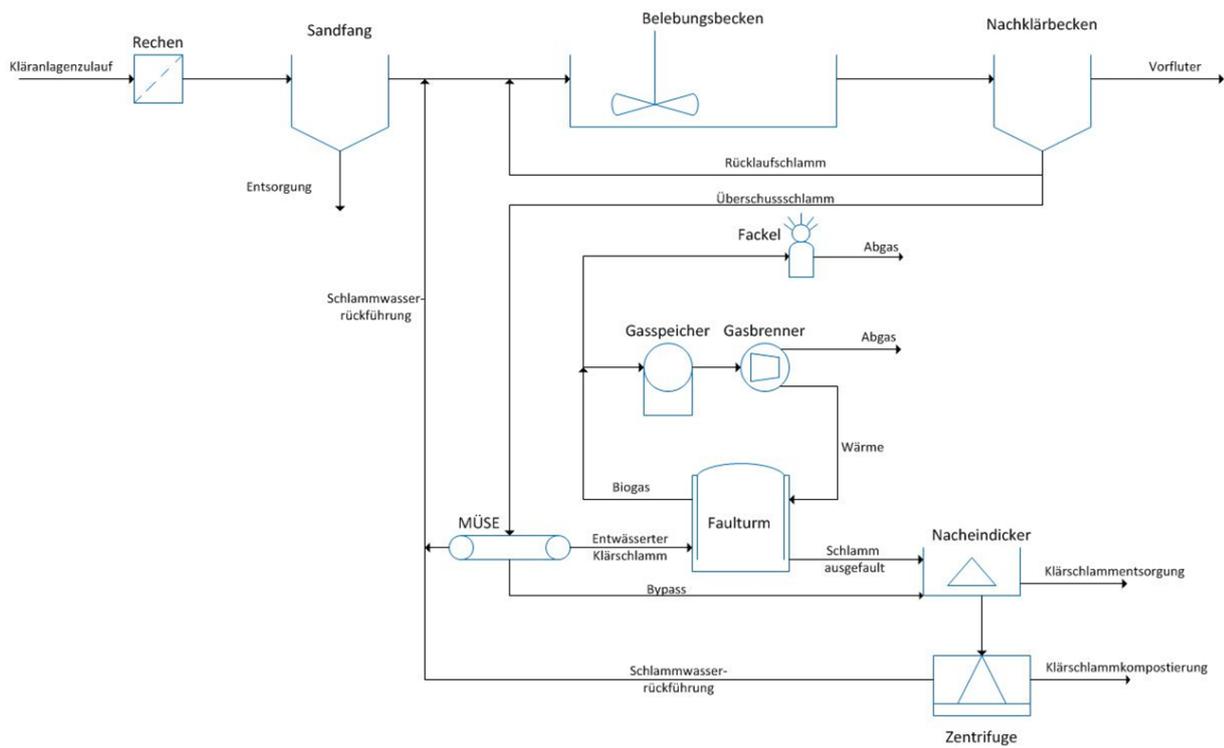


Abbildung 7: Fließschema ARA Gleisdorf Ist Zustand

### 3.5.4 Analyse und Darstellung der Versuchsergebnisse mit den Spiralwickelmodulen:

Optimale Betriebsparameter:

Es wurde festgestellt, dass für den Fall der Ammoniumabtrennung mit **Spiralwickelmodulen** bei einem **Feed-Temperaturniveau von 60 ° C** die besten Ergebnisse erreicht werden, da bei diesem Temperaturniveau ein guter Kompromiss zwischen NH<sub>4</sub>-N und H<sub>2</sub>O Übergang erzielt wird (Ammoniumselektivität). Um eine gute Produktqualität zu erreichen ist ein möglichst geringer H<sub>2</sub>O Übergang angestrebt. Bei einem Temperaturniveau von 80°C ist es zwar möglich mehr Ammonium abzutrennen, der Anteil des Wassers am transmembranen Fluss steigt aber deutlich an und verschlechtert die Produktqualität (Ammoniumsulfat) da es zu einer Verdünnung durch das Wasser kommt.

Thermischer Energiebedarf:

An nachfolgenden Graphen ist ersichtlich, dass der thermische Energiebedarf pro kg abgetrenntem Ammonium mit zunehmender Ammoniumkonzentration im Feed abnimmt. Bei einer Zentratwasserausgangskonzentration von 1.000 mg/l NH<sub>4</sub>N liegt der thermische Energiebedarf (Spiralwickelmodul) je **kg abgetrenntes Ammonium**, wie an der Abbildung unter ersichtlich, bei rund **100 kWh<sub>th</sub>**.

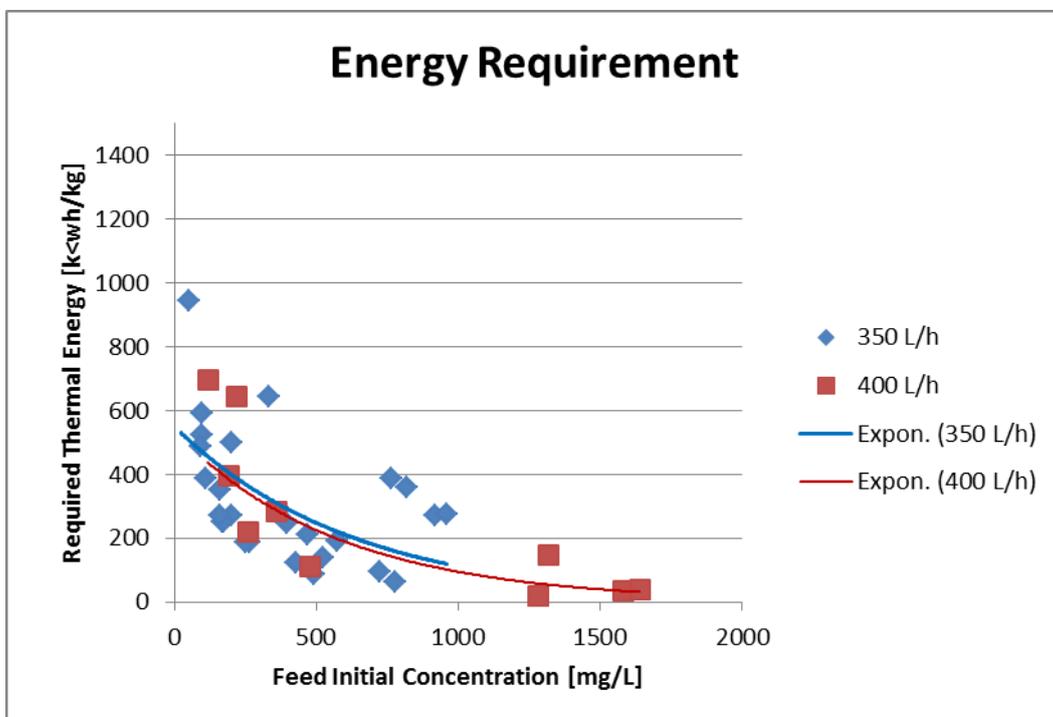


Abbildung 8: Zusammenhang der (Zentratwasser-) Eingangskonzentration und des thermischen Energiebedarfes je kg abgetrenntes Ammonium (Spiralwickelmodule).

Erreichbare NH4-N Abtrennraten:

Im Rahmen des Projektes wurden unter anderem Versuche durchgeführt um den Effekt einer Serienschaltung mehrerer Module zu simulieren. In dem Graph Abbildung 9 kann man erkennen, dass die Ammonium Abscheiderate direkt mit der Anfangskonzentration in Abhängigkeit steht. In der Abbildung wird anstatt des transmembranen Flusses die Abscheiderate in % dargestellt und die x-Achse zeigt die Anzahl der durchgeführten Zyklen, welche der Anzahl der in-Serie geschalteten Module entspricht. (6 Zyklen entsprechen 6 Modulen in Serie geschaltet). Der Trend in der Abbildung zeigt, dass bei höherer Zyklenzahl die Separationsrate in % abflacht. Bei einer Verdoppelung der Zyklen findet keine Verdoppelung der Abscheiderate mehr statt. Es ist ersichtlich dass es auch mit den Spiralwickelmodulen möglich war eine **NH4-N Abtrennrate** von mehr als **80%** zu erreichen

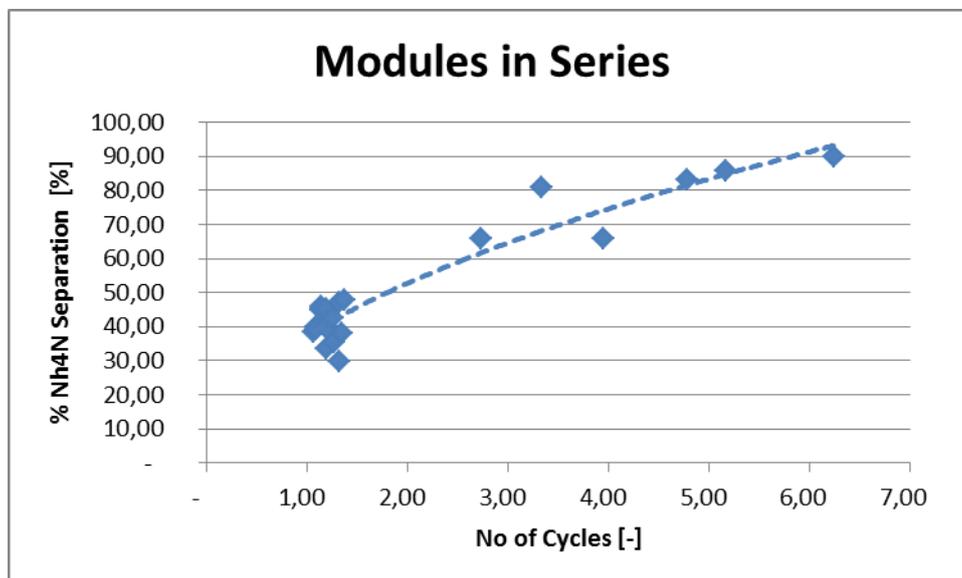


Abbildung 9: Darstellung des Effekts der Serienschaltung mehrerer Module (Spiralwickelmodule)

### 3.5.5 Analyse und Darstellung der Versuchsergebnisse mit einem Plattenmodul:

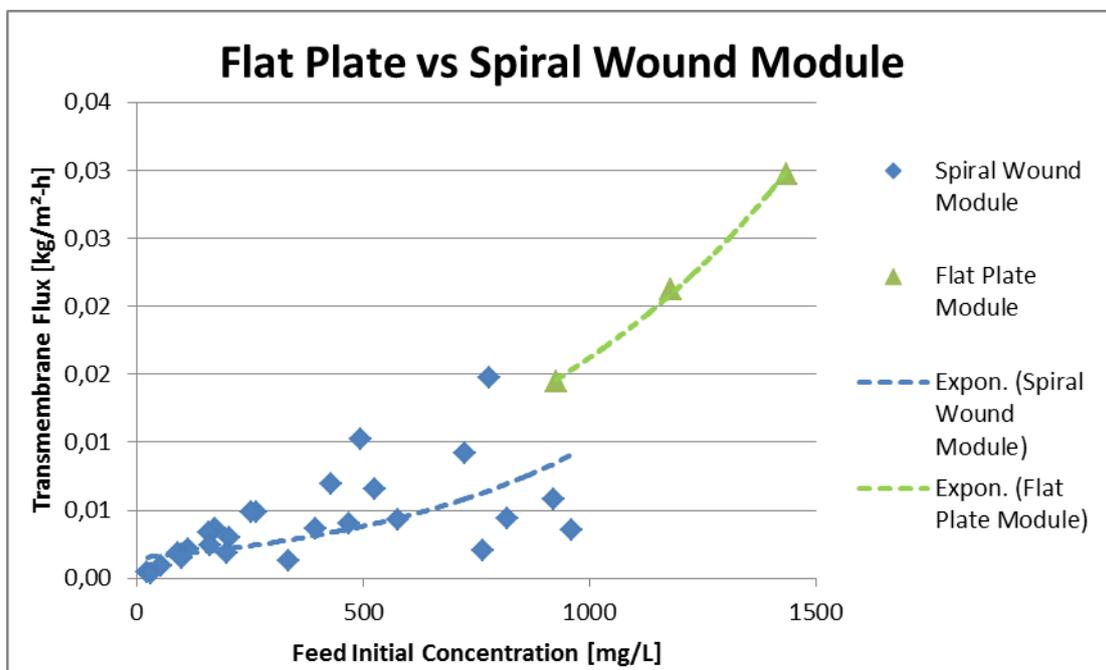
Es wurden weitere Versuche zur Ammoniumabtrennung des Zentratwassers der ARA Gleisdorf mit einem **Plattenmodul** eines anderen Herstellers durchgeführt. Die Ergebnisse wurden den Ergebnissen des Spiralwickelmoduls gegenübergestellt und daraus Vorschläge für ein optimales Moduldesign (siehe Abschnitt 3.7) abgeleitet.

#### Vergleich des Plattenmoduls mit dem Spiralwickelmodul:

Man kann erkennen, dass bei dem Plattenmodul eine höhere transmembrane Flussrate erzielt wurde als beim Spiralwickelmodul. In **Abbildung 10** ist die Korrelationen der beiden Module zwischen dem transmembranen Flux und den gegebenen Anfangskonzentrationen gegeben.

Für das Plattenmodul ist diese Korrelation über  $y = 0,004 \cdot \exp^{(0,0014 \cdot x)}$  definiert.  
 Im Falle des Spiralwickelmoduls ist dies  $y = 0,0015 \cdot \exp^{(0,0019 \cdot x)}$ .

Wobei x und y jeweils die Anfangskonzentrationen im Feed und den transmembranen Flux darstellen. Verwendet man diese beiden Korrelationen, können die beiden Module wie in der folgenden Abbildung miteinander verglichen werden.



**Abbildung 10: Vergleich des Spiralwickelmoduls mit dem Plattenmodul**

Bei einer Anfangskonzentration von 1000mg/l NH4-N, erreicht das Plattenmodul einen Flux von **0,016 kg/m²h** und das Spiralwickelmodul 0,010 kg/m²h. Bei Verwendung des Plattenmoduls kann bei diesen Bedingungen ein etwa 60% höherer Flux erreicht werden. Wobei der NH4-N Flux mit

zunehmender Feed Konzentration noch deutlich ansteigt und bei Anfangskonzentration von 1500mg/l NH4-N **0,03 kg/m<sup>2</sup>h** erreicht.

Thermischer Energiebedarf Plattenmodul:

Der thermische Energiebedarf je kg abgetrenntes Ammonium ist einerseits Abhängig von der NH4N Ausgangskonzentration und vom angestrebten Abscheidegrad NH4N.

	Initial Feed Concentration (mg/L)	Transmembrane Flux (kg/m <sup>2</sup> h)	NH4N Separated (kg/Column)	Total NH4N Separation Efficiency %
Column 1	1000	0,01622	4,608	23
Column 2	769,6	0,01175	3,384	40
Column 3	600,4	0,00927	2,670	53
Column 4	466,9	0,00769	2,215	64
Column 5	356,2	0,00659	1,897	74
Column 6	261,3	0,00577	1,661	82

**Tabelle 5: NH4N Abtrennleistung je Stufe in Serie**

Der Feed-seitige Temperaturabfall beim Durchgang durch das Plattenmodul macht nur 1,5°C aus. Entsprechend obiger Tabelle würde bei 4 Stufen bzw. Column (Plattenmodule) in Serien ein Temperaturabfall von insgesamt **6 °C** resultieren. D.h. bei einer Eingangstemperatur von 80°C weist die Feedtemperatur am Ausgang des 4. Moduls damit noch immer eine Temperatur von 74°C auf. Diese Energie kann mit einer Wärmerückgewinnung wieder nutzbar gemacht werden, indem damit das kalte Zentratwasser am Zulauf der Anlage vorgewärmt wird. Unter Berücksichtigung eines Wärmerückgewinnungsgrad von 70% kann das kalte Feed auf immerhin 70°C vorgewärmt werden. Die weitere Aufheizung des Feeds auf 80°C erfordert eine externe Energiequelle.

Der thermische Energiebedarf, um das Feed um weitere 10 °C zu erwärmen wird nachfolgend berechnet (unter der Annahme, dass das Feed dieselben Eigenschaften wie Wasser aufweist).

$$Q (kJ) = 20 (m^3) * 1000 \left(\frac{kg}{m^3}\right) * 4,2 \left(\frac{kJ}{kg K}\right) * 10 (K)$$

$$Q = 840000 (kJ) = 840000 (kWs)$$

$$Q = 233,3 (kWh)$$

**Formel 2: Ermittlung des externen Energiebedarfes**

Der **externe thermische Energiebedarf** für eine Anlage N-MD mit **vier Stufen** (Modulen in Serie) ist oben dargestellt. Folgende Tabelle zeigt den externen thermischen Energiebedarf bei unterschiedlicher Anzahl von Stufen bei einem Zentratwasseranfall von 20m<sup>3</sup>/d.

	Total NH4N Separation Efficiency %	Thermal Energy Required kWh
Column 1	23	152
Column 2	40	187
Column 3	53	222
Column 4	64	234
Column 5	74	269
Column 6	82	280

**Tabelle 6: Zusammenhang Anzahl Stufen in Serie und thermischer Energiebedarf bei einem Zentratwasseranfall von 20 m<sup>3</sup>/d**

Mit einer 4 Stufen N-MD Anlage kann beispielsweise ein NH<sub>4</sub>-N Abscheidegrad von 64% erreicht werden. Eine schematische Darstellung einer solchen Anlage ist unten (**Abbildung 12**) abgebildet. Durch Erhöhung der Anzahl der Stufen resultiert eine Zunahme der NH<sub>4</sub>-N Abtrennleistung, die höher ist als der Anstieg des Wärmebedarfes (**Abbildung 11**). Mit 6 Stufen kann eine Abtrennleistung von 82% erreicht werden bei einem externen thermischen Energiebedarf von 280 kWh/d.

So kann im Fall der ARA Gleisdorf bei einem täglichen Zentratwasseranfall von 20 m<sup>3</sup>/d mit einer Konzentration von 1.000 mg/l NH<sub>4</sub>-N bei einer Abscheiderate von 64% täglich **12,9 kg/NH<sub>4</sub>-N** gewonnen werden. Dazu müssten **234 kWh/d** an externer thermischer Energie bei ca 80°C dem System zugeführt werden. Der Energiebedarf (Plattenmodul) je kg Produkt (je kg abgetrenntes Ammonium) liegt damit bei umgerechnet **18 kWhth je kg/NH<sub>4</sub>-N**.

### 3.5.6 Integration des Anwendungsfalls 1 Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser mittels MD-Verfahren (N-MD) in das System Kläranlage

Die Ergebnisse der Versuchsreihen haben gezeigt, dass die Abtrennung von Ammonium aus dem Zentratwasser effizient möglich ist. Die in den Versuchen genutzten Wickelmodule haben sich für den Anwendungsfall als nur mäßig geeignet erweisen. Mit **Plattenmodulen** hingegen konnten **ausgezeichnete Resultate** erzielt werden. Nachfolgend dargestelltes Scale-Up basiert auf den Ergebnissen der Versuchsreihen mit den **Plattenmodulen**.

Ziel des Scale-Up Konzeptes war die thermische Versorgung der MD **kosten-** und **CO<sub>2</sub>-neutral** zu erfolgen hat.

Zur Versorgung einer Real-Scale-Membrandestillationsanlage mit Wärme kann das bisher **ungenutzte Faulgas** verwertet werden. Bisher wurden 52 m<sup>3</sup> Faulgas / d (mit rund 62% CH<sub>4</sub>) über die Fackel verbrannt. Würde dieser Anteil ebenfalls über den vorhandenen Gasbrenner ( $\eta=70\%$ ) genutzt, stünden **225,7 kWh/d** an thermischer Energie zusätzlich zur Verfügung.

Mit dem verfügbaren überschüssigen Faulgas der ARA Gleisdorf kann ein **NH<sub>4</sub>-N Abscheidegrad** von **64%** erreicht werden. Es wird daher vorgeschlagen die Scale-Up Anlage mit 4 Stufen auszuführen. Eine schematische Darstellung einer solchen Anlage ist nachstehend (**Abbildung 12**) abgebildet.

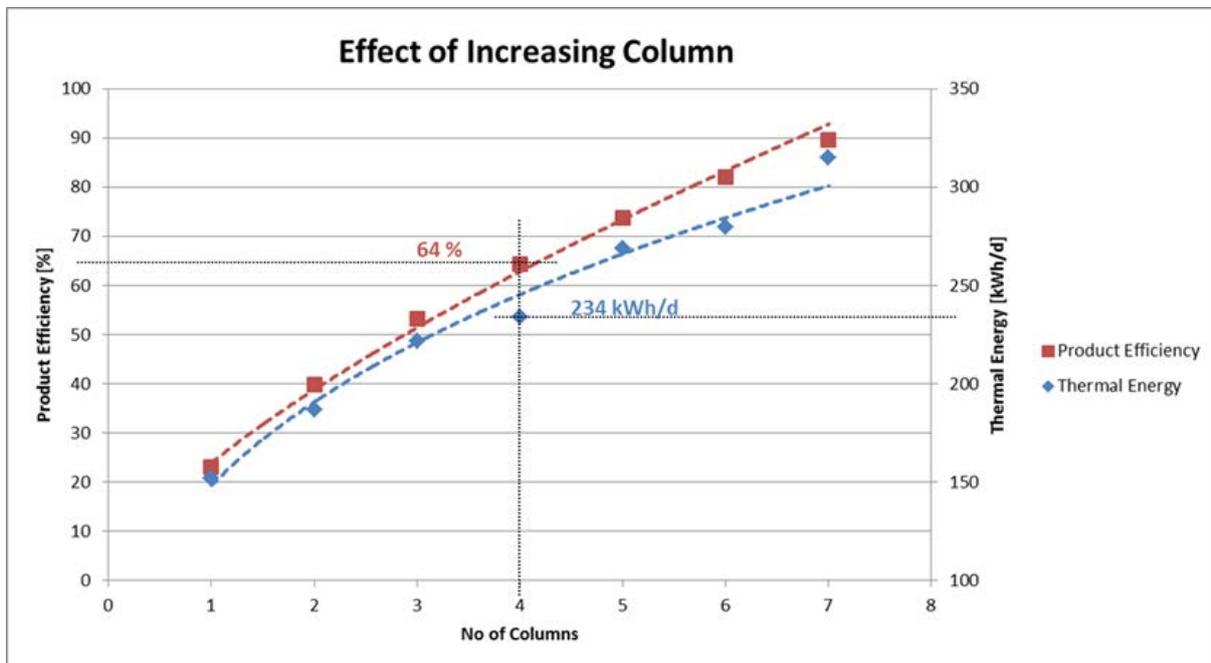


Abbildung 11: Zusammenhang NH<sub>4</sub>N Abtrennleistung und thermischer Energiebedarf

Eine Real-Scale Anlage für die ARA Gleisdorf muss einen Zentratwasseranfall von 20 m<sup>3</sup>/Tag bei einer Betriebsdauer von 20 Stunden / Tag abarbeiten können. Die Betriebsdauer der Anlage ist mit 20 Stunden / Tag festgelegt, um täglichen Wartungsarbeiten zu ermöglichen. Die Durchflussrate liegt folglich bei 1000 L/h. Da der maximal zulässige Durchfluss durch jedes Modul mit 400 L/h beschränkt ist,

sind **3 Module-Serien parallel** erforderlich. (siehe Abbildung 12) Jedes Modul bzw. jede Serie wird mit 333 L/h, (1000 L/h / 3 Serien parallel) beaufschlagt.

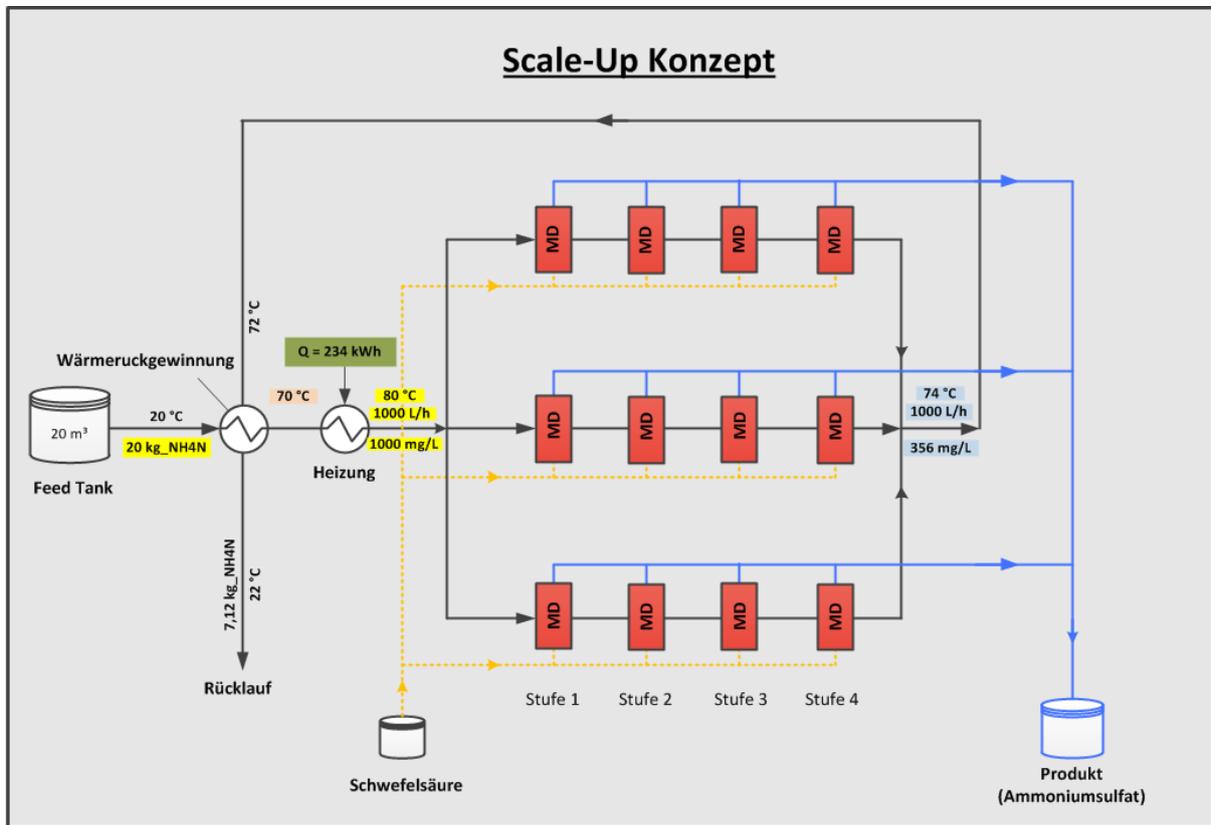


Abbildung 12: Scale-Up Konzept für die ARA Gleidorf [Quelle: AEE INTEC]

Wie aus der Abbildung ersichtlich wird dem Permatkreis Schwefelsäure beigemischt um aus dem abgetrennt NH4-N, direkt ein verkaufbares Produkt (Ammoniumsulfat  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ) zu erzeugen.

Mit der oben dargestellten Scale-Up- Anlage (4 Stufen, 60% NH4N Abtrennrage) ist es möglich täglich 12,9 kg of NH4-N zu gewinnen.

Durch Reaktion des rückgewonnenem NH4-N mit  $\text{H}_2\text{SO}_4$  Schwefelsäure kann ein in der Düngemittelindustrie verwertbare Basalrohstoff **Ammoniumsulfat  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$**  erzeugt werden.

In Summe können **täglich 50,5 kg of  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ . (Ammoniumsulfat)** als verwertbares Produkt erzeugt werden. Der Schwefelsäurebedarf liegt bei 37,5 kg/d.

<b>"N-MD ARA Gleisdorf" - Scale Up Ammoniumabtrennung</b>		
<b>Modul- und Zulaufparameter</b>		
Membranfläche (Plattenmodul)	57,6 m <sup>2</sup>	
max. Überströmung pro Modul und Stunde	400 l/h	
Druckverlust über das Modul	0,1 bar	
Abtrennbare Ammoniummenge pro Stufe	0,0162 kg/m <sup>2</sup> h (Stufe 1)	
	0,0117 kg/m <sup>2</sup> h (Stufe 2)	
	0,0093 kg/m <sup>2</sup> h (Stufe 3)	
	0,0068 kg/m <sup>2</sup> h (Stufe 4)	
Betriebsstunden pro Tag	20 h/d	
Zukommende Abwassermenge	20 m <sup>3</sup> /d	
NH <sub>4</sub> -N Eingangskonzentration	1000 mg/l	
NH <sub>4</sub> -N Tagesfracht im Zulauf	20 kg/d	
gewünschte Ammoniumabtrennung	> 60 %	
Auslastung der Anlage	350 d/a	
Pumpenwirkungsgrad	60 %	
<b>Ergebnisse der Anlagenauslegung</b>		
Benötigte Anzahl paralleler Module je Stufe	3 Module/Stufe	
Benötigte Anzahl der Stufen	4 Stufen	
Gesamtanzahl der Module	12 Module	
Gesamtdruckverlust (Feedseite)	1,2 bar	
Abgetrennte Ammoniummenge	12,9 kg /d	
Schwefelsäure bedarf	37,5 kg /d	
Erzeugte Produktmte (Ammoniumsulfat)	50,5 kg /d	
Produktwert	40 EUR/a	14.746 EUR/a
<b>netto Erlöse</b>	<b>33 EUR/a</b>	<b>12.045 EUR/a</b>
<b>Energiebedarf der Upscaling MD-Anlage</b>		
elektrischer Energiebedarf der Anlage	2,5 kWh/d	0,875 MWh/a
Thermischer Energiebedarf	234 kWh/d	81,9 MWh/a
spezifischer el. Energiebedarf	0,19 kWh/kg	
spezifischer th. Energiebedarf	18,14 kWh/kg	
<b>Belüftungsenergieeinsparung</b>		
elektrische Energieeinsparung bei Belüftung	39,6 kWh/d	14 MWh/a
<b>Energiebilanz der Ammoniumabtrennung</b>		
elektrische Energieeinsparung	37,1 kWh/d	13,54 MWh/a
	4,4 EUR/d	1611,57 EUR/a

**Tabelle 7: Zusammenfassung der Schlüsselparameter einer Scale-Up N-MD Anlage für die ARA Gleisdorf**

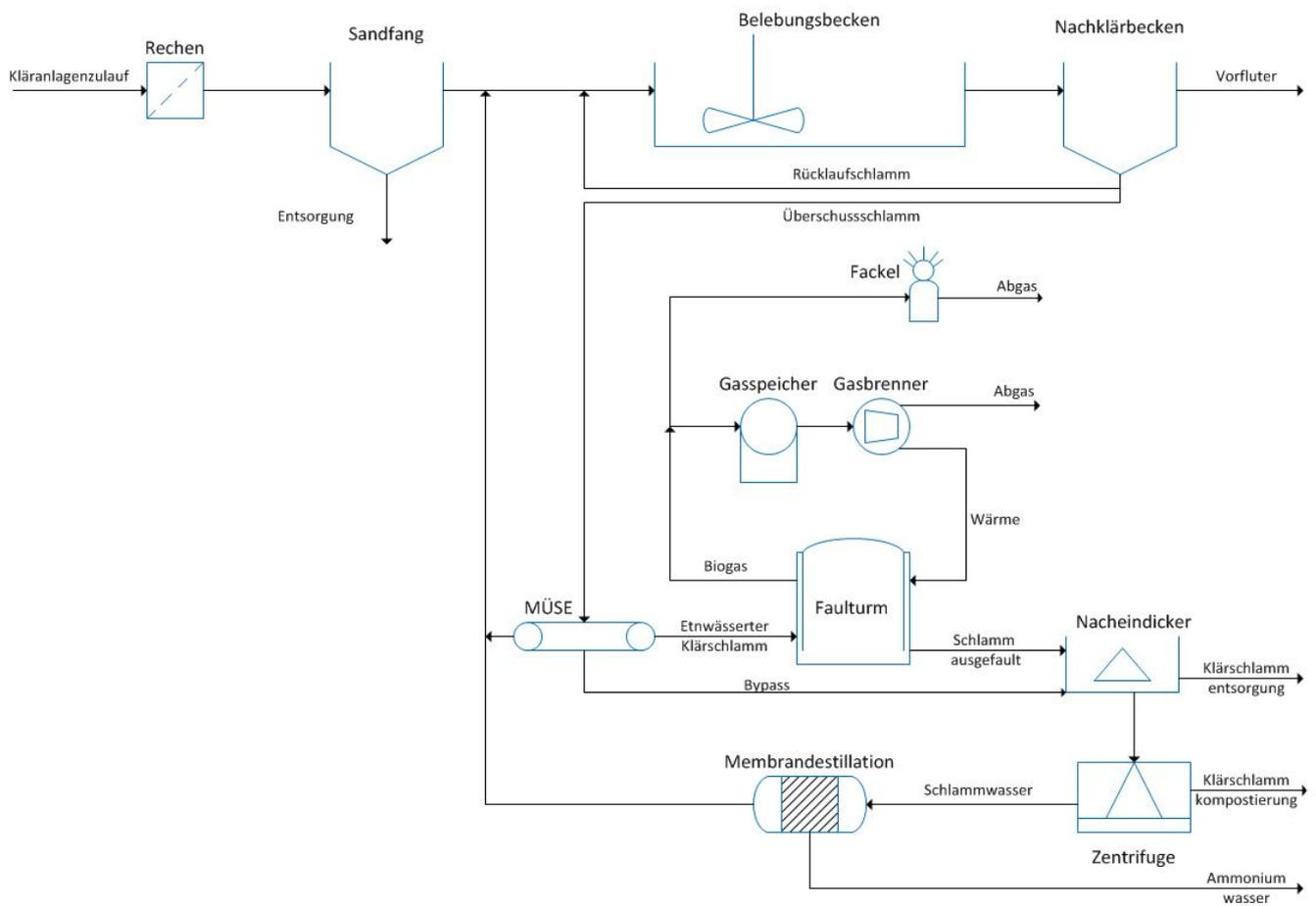


Abbildung 13: Fließschema der ARA Gleisdorf bei Integration des N-MD Verfahrens

### 3.5.7 Technologievergleich und Nutzengewinn:

Es wurde ein Technologievergleich durchgeführt und die neue Technologie N-MD zwei konventionellen ebenfalls möglichen membrangestützten Abwasseraufbereitungsverfahren gegenübergestellt. Der **energetische, stoffliche und monetäre Nutzengewinn** des Verfahrens wird am **Beispiel der ARA Gleisdorf aufzuzeigen**.

Die folgende Technologiebewertung zeigt, welche Energie- und Stoffströme auf Basis der vorhandenen Datenlage der Kläranlage Gleisdorf (Ist-Zustand) durch Anwendung verschiedener Verfahren im Vergleich zum Membrandestillationsverfahren (MD) entstehen.

Das MD-Verfahren (N-MD) (Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser) wurde den Teilstrombehandlungsverfahren Deammonifikation und Ammoniumstrippung gegenübergestellt und bewertet.

Das MD-Verfahren N-MD erbringt ohne dem By-Pass-Abwasserstrom der MÜSE aufgrund der höheren Zentratwasser Konzentration (~ 1.000 mg/l NH<sub>4</sub>-N) bei gleichzeitig geringer Wassermenge das **beste Ergebnis** aller untersuchten Technologien.

Der thermische Energiebedarf 235 kWh/d, kann gänzlich aus dem überschüssigen Biogas abgedeckt werden bzw. wurde die MD **NH<sub>4</sub>-N Abtrennrate (mit 60%)** an die kostenlos verfügbare Biogasmenge angepasst.

Aus der Ammoniumabtrennung resultiert eine **elektrische Energieeinsparung** bei der Belüftung der ARA. Diese macht 39,6 kWh/d bzw. 14 MWh/a aus. Die MD selbst hat einen elektrischen geringen elektrischen Energiebedarf von rund 2,5 kWh/d. Die tägliche Energieeinsparung macht somit 37,1 kWh/d bzw. **13,5 MWh/a** aus. Übers Jahr resultiert aus der Einsparung von 13,5 MWh/a bei einem Strompreis von €0,119 / kWh eine **Kosteneinsparung** von rund **€1600 pro Jahr**.

Durch die Membrandestillation wird zudem ein **vermarktbarer Wertstoff** (Ammoniumsulfat, (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) generiert. Dafür werden täglich **37,5 kg** an konzentrierter Schwefelsäure benötigt um als Produkt **50,5 kg (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/d** (0,8 €/kg) zu generieren. Der Produktwert beträgt demnach 40 €/d. Die netto Erlöse liegen bei **33 €/d** bzw. **12.000 €/a**.

Wie im Technologievergleich (siehe Anhang Endbericht) erläutert muss eine **Aufstockung der Faulturmkapazität** (Faulturmkapazität derzeit **12.000 EW**, aktueller Abwasseranfall **28.000 EW**) in den nächsten Jahren zwangsläufig erfolgen. Die in Folge verfügbare Biogasmenge würde prinzipiell ausreichen um zukünftig rund 90% des Stickstoff rückzugewinnen.

Durch Erhöhung der Anzahl der Stufen resultiert eine Zunahme der NH<sub>4</sub>-N Abtrennleistung, die höher ist als der Anstieg des Wärmebedarfes. Mit 7 Stufen kann eine Abtrennleistung von 90% erreicht werden bei einem externen thermischen Energiebedarf von 315 kWh/d.

Zudem kann bei ausreichender Faulturmkapazität der Schlamm vollständig ausfaulen. Der gebunden Stickstoff wird damit vollständig im Zentratwasser rückgelöst d.h. die Ammoniumkonzentration wie auch

die verfügbare Stickstofffracht im Zentratwasser wird in Folge deutlich höher sein als aktuell..

Durch Anpassung der Faulturmkapazität könnten auf der ARA Gleisdorf, bei einer Auslastung von 28.000 EW, zukünftig täglich knapp **100 kg (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/d** im Wert von Produkt **80 EUR/d** bzw. **29.000 EUR/a** generiert werden.

Daraus lässt sich als „**Rule of Dumb**“ ableiten, das sich je **1.000 EW** Kläranlagengröße ein Produktwert von umgerechnet **1.000 EUR pro Jahr** mit dem N-MD verfahren generieren lässt

In nachfolgende Tabelle sind die Ergebnisse des Technologievergleiches und des Anlagen Scale-Ups zusammengefasst. Die Erlöse, der Chemikalienbedarf und der Nettoenergiebedarf aller untersuchten Verfahrensvarianten und sind dem IST-Stand gegenübergestellt:

	Erlös netto [EUR/d]	Erlöse aus Produkt		Chemikalienbedarf Kosten [EUR/d]	Netto-Energiebedarf ARA	
		Erlöse Produkt [EUR/d]	Wertstoff [kg/d]		elektrisch [kWh/d]	thermisch [kWh/d]
1. Ist-Zustand der ARA Gleidorf	-	-	-	-	2.688	955
2. Membrandestillation Ammoniumrückgewinnung (Ist-Zustand mit By-Pass MÜSE) (24m <sup>3</sup> /d, NH4-N 576mg/l)	€ 22	€ 27,12	Ammonium-sulfat (0,8 EUR/kg)	€ 5,04	2.664	1.230
3. Deammonifikation des Zentratwassers (24m <sup>3</sup> /d, NH4-N 576mg/l)	-	-	-	-	2.668	955
4. Strippung (24m <sup>3</sup> /d, NH4-N 576mg/l)	-€ 957	€ 36,80	Ammonium-sulfat (0,8 EUR/kg)	€ 990	2.729	1300
5. Membrandestillation Ammoniumrückgewinnung (Ist-Zustand, ohne By-Pass MÜSE) (20m <sup>3</sup> /d ~1.000mg/l)	€ 33	€ 40,40	Ammonium-sulfat (0,8 EUR/kg)	€ 7,50	2.651	1.189
					-37,1	234
					-1,4%	24,5%

Tabelle 8: Erlöse und Nettoenergiebedarf der Verfahrensvarianten / Entscheidungsmatrix

### 3.6 Ergebnisse des Anwendungsfalls 2: Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser durch Membrandestillation (C-MD)

Im Rahmen der Durchführung und Analyse der Versuchsreihen wurde der Nachweis erbracht, dass mit der Membrandestillation (C-MD) die geforderten technischen Anforderungen und die Parameter in Bezug auf die erforderliche **CSB Zielkonzentration** für den effiziente Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors, erreicht werden kann.

#### 3.6.1 Definition der Ziele für den Anwendungsfall 2 Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser

Es sollte der Nachweis erbracht werden, dass mit der Membrandestillation die geforderte technischen Anforderungen und die Parameter in Bezug den Aufkonzentrationsgrad des kommunalen Abwassers und der Produktqualität, bei den geforderten Durchflussraten und den vorherrschenden Temperaturniveaus erreicht werden können. Die Ziele wurden wie folgt festgelegt:

Wasseraufkonzentration Ziele			
Parameter	Ziel	Wert	Anmerkung
<b>kg<sub>water</sub>/m<sup>2</sup>h im Permeat</b>	maximal		= Produktquantität
<b>kg<sub>water</sub>/m<sup>2</sup>h im Feed</b>	minimal		=geringe Verdünnung =höhere Produktqualität
<b>mg/l NH<sub>4</sub>-N in Permeat</b>	minimal	<5mg/l NH <sub>4</sub> -N in Permeat	= Selektivität der Membrandestillation
<b>mg/l COD in Permeat</b>	minimal	<50mg/l COD in Permeat	= Selektivität der Membrandestillation
<b>mg/l COD in Feed</b>	maximal	>1200mg/l COD in Feed	= Produktquantität

Tabelle 9: Zieldefinition Abwasseraufkonzentration

**3.6.2 Analyse und Darstellung der Versuchsergebnisse:**

Optimale Betriebsparameter:

Für die Experimente zur Aufkonzentrierung des CSBs, wurde eine optimale Feedeintrittstemperatur von 80°C definiert. Auf diesem Temperaturniveau konnten der höchste Transmembrane Flux erreicht werden. Da in diesem Falle ausschließlich Wasser abgetrennt werden soll.

Thermischer Energiebedarf und Wasserabtrennrage:

Die graphische Übersicht der Tabelle unten zeigt, dass mit den eingesetzten Spiralwickelmodulen der Transmembrane Flux des Wassers bei rund **3 kg/m<sup>2</sup>.h** und der thermische Energiebedarf in Folge im Bereich von **330-390 kWh je m<sup>3</sup> Permeat** lag. Der Energiebedarf resultiert zum überwiegenden Teil aus dem Fehlen eines effizienten Wärme Rückgewinnungssystems in der Technikumsanlage sowie den relativ geringen erreichbaren Transmembrane Flux der Spiralwickelmodule.

Feed Flussrate	Permeat Flussrate	Feed Temp In	Permeat Temp In	Feed Temp Aus	Permeat Temp Aus	CSB Konzentration Anfang	Transmembrane Flux	CSB Konzentration Ende	Energie Bedarf
L/h	L/h	C	C	C	C	mg/L	kg/m <sup>2</sup> .h	mg/L	kWh/kg
370	369	82	19	24	73	300	3,44	339	0,391
300	300	83	22	23	68	306	3,40	334	0,353
		81	21	26	73	934	3,19	1017	0,329
		82	21	26	74	1182	3,08	1268	0,357
		82	21	26	74	1326	2,93	1431	0,371

**Abbildung 14: Zusammenfassung Ergebnisse Abwasserkonzentrierung mittel C-MD (Spiralwickelmodule)**

Zielerreichung CSB Abwasserkonzentration:

Die graphische Übersicht der Tabelle unten zeigt dass es mit den Spiralwickelmodulen möglich war die angestrebte Abwasser-Aufkonzentrierung bzw. eine **CSB-Konzentration von 1.200 mg/l** zu erreichen. Es wurde die **CSB Zielerforderung** die für einen optimalen Betrieb eines Anaerob-Hochleistungsreaktor bzw. UASB-Reaktor erforderlich ist problemlos **erreicht (siehe Abbildung 15)**.

Die Grafik verdeutlicht zudem, dass im speziellen für den Anwendungsfall ARA Gleisdorf bedingt durch den hohen **Fremdwassereintrag** in das Kanalsystem die CSB Konzentration im Zulauf der ARA mit derzeit **300-500 mg/l CSB** deutlich **unter** den **übliches Konzentrationsniveau** (800 mg/l CSB) von kommunalen Kläranlagen liegt.

Die geringe **Zulaufkonzentration** wirkt sich insbesondere **negativ** auf den **Energiebedarf** des Scale-Up Konzept aus (siehe unten), da es notwendig ist erheblich mehr Abwasser mittels C-MD abzutrennen um das Zielniveau von 1.200 mg/l zu erreichen. Zum anderen ist in Folge auch die in der Abwasserfracht in Form von Kohlenstoff mitgeführte Energiemenge deutlich geringer als im Normalfall.

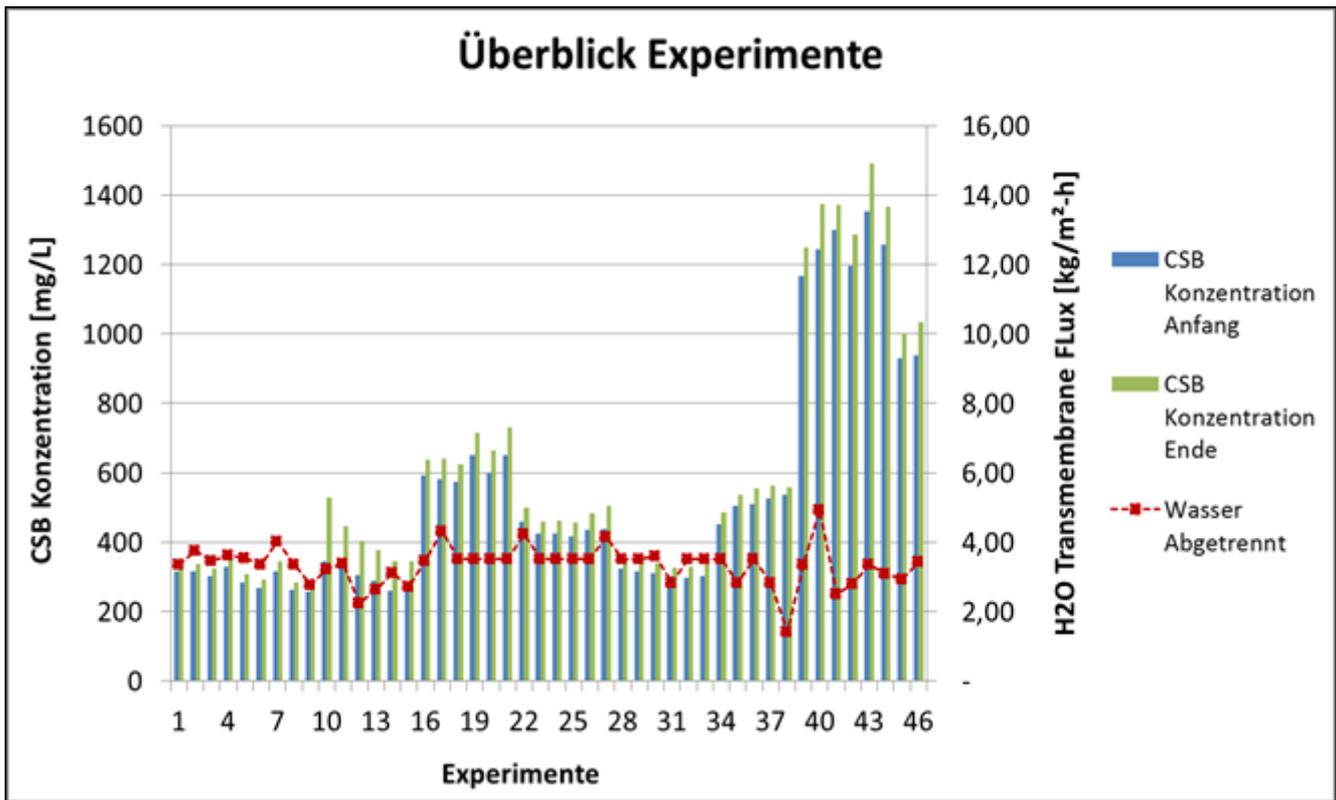


Abbildung 15: Graphische Darstellung der Versuchsbedingungen

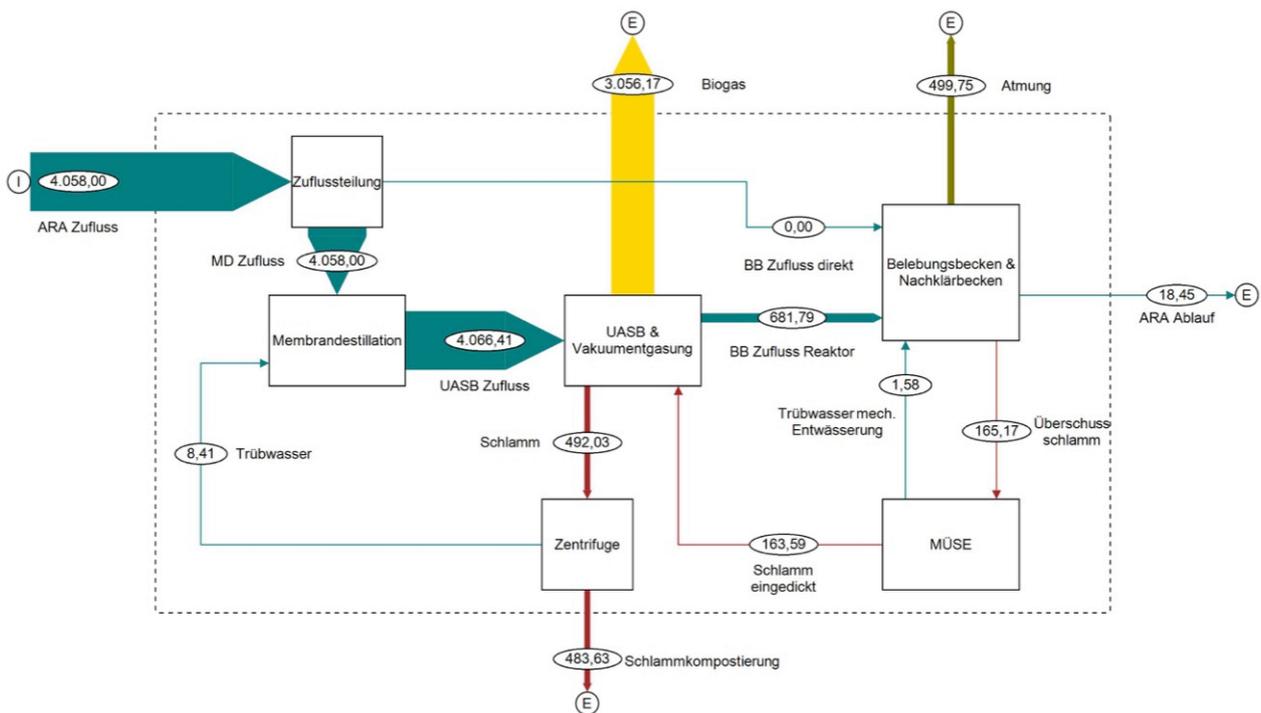
Abbildung 15 zeigt einen Überblick einer Reihe durchgeführte Experimente. Man kann Variation in der initialen CSB- Konzentration anhand der blauen Balken erkennen. Die Zulaufkonzentration ist täglichen Schwankungen unterlegen.

In einigen Experimenten wurden mehrere Zyklen mit demselben Feed (Experiment 16-21 und 34-39) durchgeführt. Um die Abscheiderate und damit die Leistungsfähigkeit bei verschiedenen Initialkonzentrationen (300 -1300 mg/l CSB) miteinander zu vergleichen wurden höhere Initialkonzentrationen (ab Experiment 40) durch Zugabe eines Co-Substraten manuell vor den Experimenten eingestellt.

Die rote Linie zeigt, dass der transmembrane Wasserflux während der verschiedenen Anfangskonzentrationen über den Verlauf konstant blieb bzw. auch bei höherer CSB Konzentration nicht merklich abnahm.

### 3.6.3 Integration des Anwendungsfalls 2 Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser durch Membrandestillation (C-MD) in das System Kläranlage

Nachfolgende Abbildung veranschaulicht das neue Kläranlagenkonzept am Beispiel der ARA Gleisdorf. Es wird der gesamte tägliche Abwasserstrom über die MD geführt. Tatsächlich wäre es ausreichend nur einen Teilstrom aufzukonzentrieren um den effiziente Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors zu ermöglichen. Dies wurde im Scale-Up unten entsprechend berücksichtigt.



**Abbildung 16: MD/UASB Kombination mit Vakuumentgasungsanlage - der gesamte tägliche Abwasserstrom (6430 m3/d) wird über die MD geführt, Ströme in [kg CSB / d]**

In nachfolgender Tabelle (**Tabelle 10**) sind die Schlüsselparameter des Scale-Up einer C-MD Anlage für die ARA Gleisdorf zusammengefasst. Das Konzept wurde energetisch bilanziert, die Ergebnisse der Energiebilanz sind im Anschluss abgebildet.

Die Versuche mit den **Wickelmodulen** haben hinsichtlich des thermischen Energieverbrauchs keine befriedigenden Ergebnisse erbracht dementsprechend muss darauf hingewiesen dass eine Hochrechnungen auf ein Real-Scale ARA auf Basis von Versuchsergebnissen im Technikums Maßstab auch nur eine **geringe Praxisrelevanz** aufweisen kann.

Die Senkung des thermischen Energiebedarfes setzt einerseits die Verfügbarkeit geeigneter Plattenmodule mit hohem Wärmerückgewinnungspotential (Senkung des Thermischen Energiebedarfs) und hohen Transmembranen Fluss [l/m<sup>2</sup>.h] (Reduktion der Anzahl der erforderlichen Module) sowie ein **effizientes Wärmerückgewinnungs-System** voraus. Dies war mit der Versuchsanlage bedingt durch den **Technikumsmaßstab nicht effizient** möglich. Ein erheblicher Teil der zugeführten Energie ging mit dem Abwasser verloren und wirkte damit negativ auf die Energiebilanz.

### "C-MD ARA Gleisdorf" - Scale Up Wasserabtrennung

<b>Modul- und Zulaufparameter</b>		
Membranfläche (Spiralwickelmodul)	20 m <sup>2</sup>	
Überströmung pro Modul und Stunde	950 l/(h*modul)	
Druckverlust über den Modul	0,4 bar	
Abtrennbare Wassermenge pro Modul	42,1 l/(h*modul)	
Betriebsstunden pro Tag	20 h/d	
Zukommende Abwassermenge	1000 m <sup>3</sup> /d	
Abwassermenge pro Betriebsstunde	50 m <sup>3</sup> /h	
CSB Eingangskonzentration	500 mg/l	
CSB Destillatkonzentration	50 mg/l	
CSB Tagesfracht im Konzentrat	450 kg/d	
CSB Zielkonzentration	1200 mg/l	
Konzentrationsfaktor	2,4	
Abwassermenge Konzentratstrom	375 m <sup>3</sup> /d	
Abwassermenge Destillatstrom	625 m <sup>3</sup> /d	
abzutrennende Wassermenge	31,25 m <sup>3</sup> /h	
Anzahl der Module benötigt	743 Stück	
Auslastung der Anlage	350 d/a	
Pumpenwirkungsgrad	70,0 %	
Faktor für el. Energiebedarf der Nebenaggregate	1,5	
Reduktionsfaktor Thermische Energie	0,7	
<b>Ergebnisse der Anlagenauslegung</b>		
Anzahl der Module gewählt	757 Stück	
Anzahl der Stufen gewählt	22 Stufen	
Umwälzstrom gesamt	50 m <sup>3</sup> /h	
Gesamtdruckverlust	8,8 bar	
Abgetrennte Wassermenge	31,84 m <sup>3</sup> /h	636,8 m <sup>3</sup> /d
<b>Energiebedarf der MD Technikumsanlage</b>		
elektrischer Energiebedarf pro Liter abgesch.	0,002 kWh/l	
Thermischer Energiebedarf pro Liter abgesch.	0,541 kWh/l	
<b>Energiebedarf der Upscaling MD-Anlage</b>		
spezifischer el. Energiebedarf	0,0012 kWh/l	
spezifischer th. Energiebedarf	0,315 kWh/l	
elektrischer Energiebedarf der Anlage	900 kWh/d	315 MWh/a
Thermischer Energiebedarf	240976 kWh/d	84342 MWh/a
<b>UASB Reaktor</b>		
el. Energiebedarf des UASB Reaktors	148 kWh/d	52 MWh/a
<b>BHKW</b>		
produzierte elektrische Energie	383 kWh/d	123 MWh/a
produzierte thermische Energie	630 kWh/d	221 MWh/a
<b>Belüftungsenergieeinsparung</b>		
Energieeinsparung der Belüftung	43,785 kWh/d	15,3 MWh/a

Tabelle 10: Zusammenfassung der Schlüsselparameter einer Scale-Up C-MD Anlage für die ARA Gleisdorf

### Energiebilanz des Systems MD / UASB

Elektrische Energie		MWh/a
MD Anlage	-	315,0
UASB Reaktor	-	51,7
BHKW	+	122,5
Einsparung	+	15,3
<b>Summe</b>		<b>228,9</b>

Thermische Energie		MWh/a
MD Anlage	-	84342
BHKW	+	220,6
<b>Summe</b>		<b>84121,0</b>

Tabelle 11: Energiebilanz einer Scale-Up C-MD Anlage für die ARA Gleisdorf

Die große Herausforderung bei der Versorgung der Membrandestillationsanlage mit Wärme ist es einen Kompromiss zwischen der Abwasserzuflussmenge und der Biogasausbeute zu finden. Damit das Konzept energetisch ausgeglichen bilanziert, darf der Energieverbrauch der MD nicht über dem Energiepotential des im Abwasser in Form von Kohlenstoff gebunden Energie liegen. Ein **geringes Ungleichgewicht** macht sich aufgrund der großen Massenströme sofort gravierend bemerkbar.

Die **Hochrechnung** für das Scale-Up **basiert** ausschließlich auf **Versuchen im Technikums** Maßstab. Die Senkung des Energieverbrauch setzt **effizientes Wärmerückgewinnungs-System** voraus. Dies war mit der Versuchsanlage bedingt durch den **Technikumsmaßstab nicht effizient** möglich. Ein erheblicher Teil der zugeführten Energie ging mit dem Abwasser verloren.

Vorschläge zur Reduktion des thermischen Energiebedarfs und die generelle **Problematik des Spiralwickelmoduldesign** wurden weiter unten (Siehe Abschnitt 3.7) diskutiert.

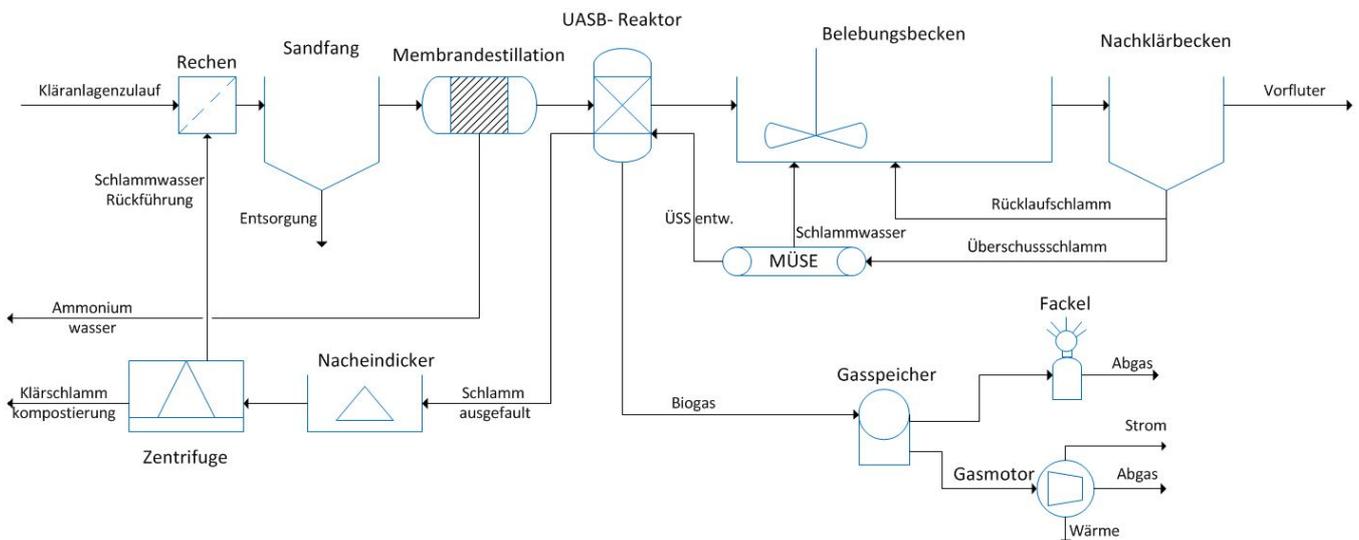


Abbildung 17: Fließschema der ARA Gleisdorf bei Integration des C-MD Verfahrens

### 3.6.4 Technologievergleich und Nutzensgewinn:

Es wurde ein Technologievergleich durchgeführt und die neue Technologie C-MD einer konventionellen ebenfalls möglichen membrangestützten Abwasseraufbereitung gegenübergestellt. Der energetische, stoffliche und monetäre Nutzensgewinn des Verfahrens wird am Beispiel der ARA Gleisdorf aufzuzeigen.

Für den Technologievergleich wurden die Kennwerte für das **MD-Verfahren (C-MD)** mit **Spiralwickelmodule** aus dem Scale-Up Konzept übernommen und in eine Technologiebewertungen eingearbeitet

Die Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser durch Membrandestillation (C-MD) wurde ein neuartiges Verfahrenskonzept, bestehend aus Umkehrosmose, anaeroben Schlammbedtreaktor und nachfolgender Deammonifikation gegenübergestellt.

Für das C-MD – Verfahren ergibt sich folgendes Resultat:

In Bezug auf den **Ist-Zustand** führt die Abwasseraufkonzentrierung mittels Membrandestillation (C-MD) zu einer erhöhten elektrischen und thermischen Energieaufnahme.

Die Membrandestillation zur Abwasseraufkonzentrierung (C-MD) – Lösungsansatz 2 des Kläranlagenzulaufs erhöht, je nach Prozessführung (mit oder ohne Vakuumtgasung) den **elektrischen Energiebedarf** um jeweils 13 bzw 26 %. Der thermische Energiebedarf steigt aber drastisch an, da die Membrandestillation ein thermischer Trennprozess ist. Der Anstieg des elektrischen Energiebedarfs um +13% im Vergleich zu IST-Stand resultiert aus der großen Anzahl an Wickelmodule die erforderlich sind um entsprechend Wasser zur Aufkonzentration abzutrennen. Damit steigt der Druckverlust auf insgesamt 8,8bar an. Bei einem geringfügig höheren Transmembrane Fluss würde das Konzept **bereits elektrisch positiv bilanzieren** da sich die Anzahl der Module damit sofort deutlich reduzieren.

Dass dies praktisch möglich ist zeigten Versuche mit einer Plattenmodultestzelle. Die kurze Kanallänge des Moduls gestattet ein hohes  $\Delta T$  über die gesamte Membranoberfläche. Daraus resultierte ein hoher transmembrane Fluss von rund 40 l/m<sup>2</sup>.h. Mit den dem Technologievergleich zugrundeliegenden Spiralwickelmodulen konnte hingegen ein transmembrane Fluss von nur 3 l/m<sup>2</sup>.h erreicht werden.

Damit das Konzept energetisch ausgeglichen bilanziert, darf der Energieverbrauch der MD nicht über dem Energiepotential der im Abwasser in Form von Kohlenstoff gebunden Energie liegen. Ein geringes Ungleichgewicht macht sich aufgrund der großen Massenströme sofort gravierend bemerkbar. Lösungsansätze zur Senkung des **thermischen Energiebedarfes** wird im Abschnitt 3.7 diskutiert.

Die Hochrechnung für das Scale-Up basiert ausschließlich auf den Ergebnissen der Versuche im Technikums Maßstab. Die Hochrechnung auf Grundlage der Versuchsergebnisse ergab einen thermischen Energiebedarf von rund 850 MWh/d.

Wie bereits oben gesagt setzt die Senkung des Energieverbrauch ein effizientes Wärmerückgewinnungs-System voraus. Dies war mit der Versuchsanlage bedingt durch den Technikumsmaßstab nicht effizient möglich. Ein Großteil der zugeführten Energie ging mit Abwasser bzw. dem Permeat ungenutzt verloren. (siehe unten 3.7 „Diskussion der Problematik des hohen thermischen Energiebedarf von Spiralwickelmodul“)

Das Konzept besitzt jedoch **großes Potential** den elektrischen wie auch thermischen **Energiebedarf** bedeutend zu **senken**. (Wärmerückgewinnungs-System und geeignete Plattenmodule mit hohem Wärmerückgewinnungspotential und hohem Transmembranen Fluss)

Im Vergleich dazu erhöht das Verfahrenskonzept mit Umkehrosmose ebenso sowohl den elektrischen und thermischen Energiebedarf um jeweils 260% und 476%. Das Konzept besitzt kein Potential den elektrischen Energiebedarf wesentlich zu senken. Der elektrische Energiebedarf für die Abwasseraufkonzentrierung mittels Umkehrosmose steigt gegenüber dem Ist-Zustand um 4.318 kWh/d an. Dies führt zu jährlichen Mehrkosten in der Höhe von 187.552 €/a. Ebenso wäre zur Deckung des thermischen Energiedefizits eine Solarthermieanlage mit einer Fläche von 320 m<sup>2</sup> notwendig.

Der Nettoenergiebedarf aller untersuchten Verfahrensvarianten ist in folgender Tabelle dargestellt.

		Netto-Energiebedarf			
		elektrisch		thermisch	
		[kWh/d]	[%]	[kWh/d]	[%]
Ist-Zustand		2.688	-	955	-
CSB- Aufkonzentrierung (Zulauf) Lösungsansatz 2	Membrandestillation zur Abwasseraufkonzentrierung (C-MD)+ UASB (mit Vakuumtgasung)	3.039	+13	850.941	+89.003
	Membrandestillation zur Abwasseraufkonzentrierung (C-MD)+ UASB (ohne Vakuumtgasung)	3.391	+26	854.435	+89.369
	Umkehrosmose zur Abwasseraufkonzentrierung + UASB	7.006	+260	5.504	+476

Tabelle 12: Nettoenergiebedarf der Verfahrensvarianten

### 3.7 Diskussion der Problematik des hohen thermischen Energiebedarf von Spiralwickelmodul

In nachfolgende Grafik ist der Feed-seitige Temperaturabfall beim Durchgang durch das untersuchte **Plattenmodul** (Abbildung 18, rechts) dargestellt. Das Diagramm zeigt den Feed-seitige Temperaturabfall unter folgenden Bedingungen an, die Strömungsgeschwindigkeit Feed lag bei 300L / h und auf Seiten des Permeates bei 200 L / h, während die Feed Eintrittstemperatur bei 80 °C und die Eintrittstemperatur des Permeates bei 20 °C lag.

Aus der graphischen Darstellung geht hervor, dass bei einem Flachplattenmodul (rechts) unter den gegebenen Betriebsbedingungen der **durchschnittliche Temperaturabfall** auf der Feedseite im Mittel **nur 0,4 °C** ausmacht. Aus dem geringen Temperaturabfall resultiert ein **außerordentlich geringer thermischer Temperaturbedarf**. Ein Energieverlust über die Membran in das Permeat findet bei dem eingesetzten Plattenmodul praktisch nicht statt. Damit ist es möglich mehrere Plattenmodule in Serie zu schalten (4 bis 8 Stufen) ohne das ein neuerlicher Energieinput zwischen dein einzelnen Stufen notwendig ist. Die hohe Feedaustrittstemperatur (Feed Aus) erlaubt zudem eine effiziente Wärmerückgewinnung. (Vorwärmung des kalten Feed In)

Beim **Spiralwickelmodul** kommt es zu einem hohen transmembranem Wärmeübertrag in das Permeat (Siehe Abbildung 18, links). Das Permeat wird relativ hoch aufgewärmt (56°C). Der Feedstrom kühlt dabei jedoch stark ab. Sollen nun Module in Serie geschalten werden ist es notwendig nach jedem Modul den Feedstrom neuerlich von etwa 25°C auf 60°C aufzuheizen. Es ist zwar möglich die Wärmeenergie aus dem Permeat rückzugewinnen. Das Temperaturniveau ist im Gegensatz zum Plattenmodul (79,5°C) mit 56°C deutlich geringer. Ein erheblicher Teil der Energie geht beim Wickelmodul zudem über das Feed Out (25°C) verloren. Diese Energie geht mit dem Abwasser verloren, da das geringe Temperaturniveau dieses Massenstromes es praktisch nicht erlaubt Wärme zurück zu gewinnen. D.h. die ungünstige Temperaturverteilung lässt keine synchrone Wärmerückgewinnung aus Feed und Permeat zu.

Das **Plattenmodul** weist aus diesem Grund mit **17 kWh<sub>th</sub> je kg/NH<sub>4</sub>-N** ein deutlich geringere thermische Energiebedarf bei der Produkterzeugung als das **Spiralwickelmodul** mit **>100 kWh<sub>th</sub> je kg/NH<sub>4</sub>-N** auf.

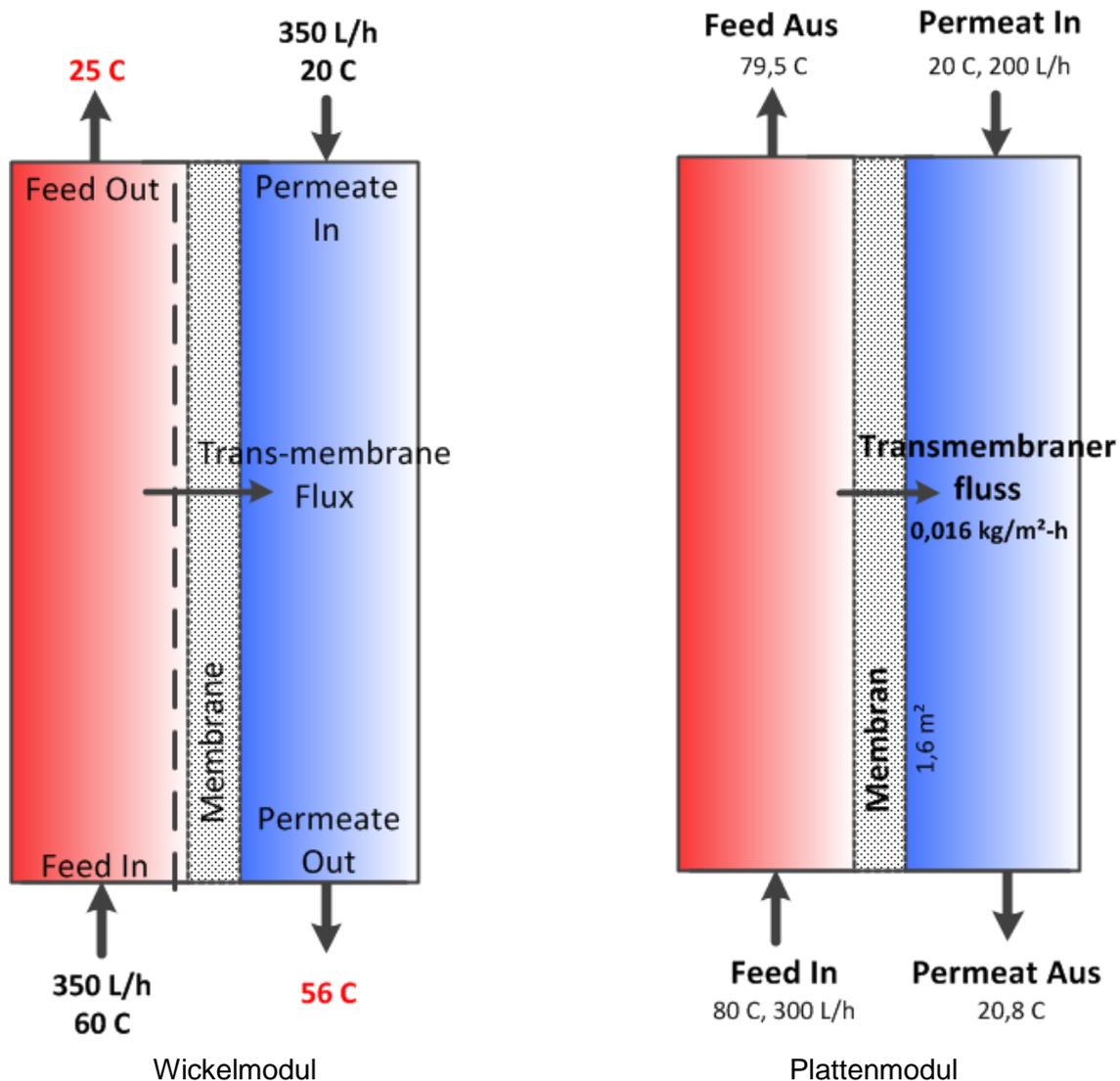


Abbildung 18: Spiralwickel vs. Plattenmodul [Quelle: AEE INTEC]

Vorschläge zur energetischen Optimierung des Moduldesign:

Die Senkung des thermischen Energiebedarfes setzt einerseits die **Verfügbarkeit geeigneter Plattenmodule** mit hohem Wärmerückgewinnungspotential (= Senkung des Thermischen Energiebedarfs) und hohen Transmembranen Fluss [l/m².h] (= Reduktion der Anzahl der erforderlichen Module) voraus.

Der Schlüssel zur maßgeblichen Reduktion des thermischen Energiebedarfes liegt darin den **Feed-seitigen Temperaturabfall** beim Durchgang durch das Plattenmodul möglichst zu **minimieren**.

Damit wird es möglich mehrere Module in Serie zu schalten ohne dass der Feedstrom neuerlich aufgeheizt werden muss. Zudem erlaubt eine **hohe Feedausgangs-Temperatur** eine effiziente Wärmerückgewinnung.

Um dies zu erreichen muss die **Kanallänge** im Modul möglichst **kurz** gehalten werden. Aus einer kurzen Kanallänge resultiert über die gesamte Membranfläche ein **hohes deltaT** (Temperaturdifferenz zwischen Feed und Permeat) als treibende Kraft. Die wiederum die wichtigste Grundvoraussetzung zur Erreichung

eines **hohen Transmembranen Flux** ist. Abbildung 19 zeigt beispielhaft die Korrelation deltaT und Kanallänge bei einem Modul mit einer Kanalbreite von 0,5m (Simulationsergebnis).

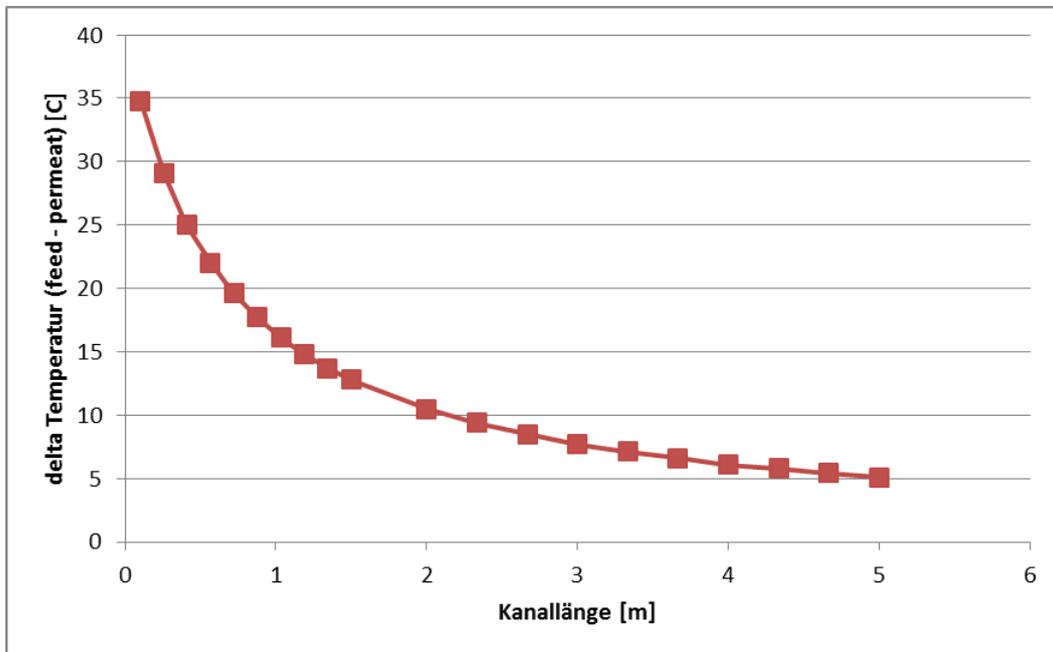


Abbildung 19: Korrelation - deltaT und Kanallänge

Konstruktionsbedingt ist es bei Wickelmodulen im Gegensatz zu Plattenmodulen nicht möglich den Kanal kurz zu gestalten. Die Module müssten mit sehr kleinem Durchmesser ausgeführt werden. Dies ist fertigungstechnisch nicht praktikabel. Zudem wäre die Membranfläche je Modul sehr gering. Es wäre eine große Anzahl von Einzelmodulen erforderlich um eine vernünftige Membranfläche für eine Real-Scale Anwendung zu erreichen. In einem Plattenmodul ist eine kurze Kanalgeometrie relativ einfach realisiert werden. Eine große Membranfläche ist durch parallele Verschaltung und das Zusammenfassen mehrerer einzelner Platten in einem Modul einfach zu erreichen.

Dass hohe transmembrane Flüsse in dieser Konfiguration möglich sind zeigen Versuche mit einer Plattenmodultestzelle. (Siehe Abbildung 20) Die kurze Kanallänge des Moduls gestattet ein hohes deltaT über die gesamte Membranoberfläche. Daraus resultierte ein hoher transmembrane Fluss von rund **40 l/m<sup>2</sup>.h**. Im Gegensatz dazu konnte mit den Wickelmodulen wie oben gezeigt nur ein transmembrane Fluss von rund **3 l/m<sup>2</sup>.h** erreicht werden. Das Up-scaling einer Plattenmodultestzelle zu einem Real-Scale Plattenmodul ist jedoch noch ein beachtlicher Entwicklungsschritt der noch eines erheblichen Entwicklungsaufwands bedarf.



**Abbildung 20: Plattenmodultestzelle in der Technikumsanlage [Quelle AEE INTEC]**

## 4 Ergebnisse und Schlussfolgerungen

Im **Projekt En-RecoTreat** konnte aus dem hochkonzentrierten Zentratwasser der Schlammbehandlung effizient Ammonium mittels Membrandestillationsverfahren (N-MD) zurückgewonnen werden. Als Produkt wurde Ammoniumsulfatlösung oder ammoniumangereichertem Wasser erzeugt. Im Projekt konnten umfangreiche praktische Erfahrungen mit Planung, Bau und Versuchsdurchführung einer MD-Technikumsanlage gesammelt werden. Geeignete Membranmaterialien zur Abwasserbehandlung wurden ebenso gefunden als das eine ausreichende chem. Resistenz der Materialien nachgewiesen werden konnte. Der gewonnene Stickstoff ist entweder als Düngemittel in besser lager- und transportfähiger Form oder als Basischemikalie, beispielsweise für die chemische Industrie, verfügbar. Zudem wurden mehrere MD-Modulkonfigurationen untersucht und die (energie-) effizienteste für den Anwendungsfall Ammoniumabtrennung ermittelt (Plattenmodulkonfiguration). Der Lösungsansatz durch Verschiebung des Dissoziationsgleichgewicht Ammonium in Ammoniak zu überführen wurde untersucht und erfolgreich nachgewiesen.

Die Ergebnisse des Projektes für den geplanten **Anwendungsfall 1: Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser (N-MD)**, hier insbesondere das Scale-Up Konzept für die ARA Gleisdorf verdeutlichen eindrucksvoll das beträchtliche wertstoffliche, energetische und finanzielle Potential des Konzeptes. Die ARA Gleisdorf kann eine jährliche Produktmenge von rund 18.400 kg  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4/\text{d}$  produzieren und gleichzeitig den elektrischen Energieverbrauch um umgerechnet 13,5  $\text{MWh}_{\text{el}}/\text{a}$  senken. Der Wert des generierten Produktes **Ammoniumsulfat**  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  macht rund 15.000 EUR im Jahr aus. Sollte die bereits dringend notwendige Sanierung und Kapazitätsanpassung des Faulturms realisiert werden wäre es möglich auf der ARA Gleisdorf bei einer Auslastung von 28.000 EW einen Produktwert von umgerechnet **29.000 EUR/a** aus dem Zentratwasser zu generieren.

Es hat sich gezeigt, dass im Gegensatz zu den Wickelmodulen das Plattenmodul optimal für den Anwendungsfall Ammonium / Stickstoffrückgewinnung geeignet ist. Die betrifft einerseits die ausgezeichnete Ammoniumselektivität, vor allem aber den deutlich geringeren thermischen Energiebedarf im Vergleich zu den Spiralwickelmodulen (**Plattenmodul 17  $\text{kWh}_{\text{th}}$  je  $\text{kg}/\text{NH}_4$ , Wickelmodul  $>100 \text{ kWh}_{\text{th}}$  je  $\text{kg}/\text{NH}_4$** ). Der Einsatz von Spiralwickelmodulen in einem späteren großtechnischen Einsatz erscheint anhand der Versuchsergebnisse nicht sinnvoll. Das Entwicklungspotential von Spiralwickelmodulen ist zudem aufgrund von konstruktiven Einschränkungen bedingt durch die Modulform begrenzt.

Die untersuchten Plattenmodule weisen im Gegensatz dazu bereits eine ausgezeichnete Effizienz auf. Die Plattenmodule wurden zugekauft. Das Moduldesign selbst wurde jedoch noch nicht für den Anwendungsfall optimiert bietet aber noch erhebliches Entwicklungspotential. Die Konstruktion der Plattenmodule erlaubt es die Module flexible an den jeweiligen Anwendungsfall anzupassen. So können die interne Verschaltung, die Modul-Geometrie Kanallängen, Kanalbreiten und damit das  $\Delta T$  als Triebkraft, die Anzahl von seriellen und parallelen Kanälen, die Membranflächen etc. variiert werden.

Die Ergebnisse des Projektes für den geplanten **Anwendungsfall 2 Aufkonzentration des kommunalen Abwassers durch Abtrennung von Klarwasser und/oder Ammoniumwasser durch Membrandestillation**

um mittels Erhöhung der CSB-Konzentration den effizienten Betrieb eines anaeroben Hochleistungsreaktors zu ermöglichen (C-MD), hier insbesondere die Messergebnisse sowie das darauf basierende Scale-Up Konzept für die ARA Gleisdorf verdeutlichen, dass der für diesen Anwendungsfall sehr **hohe thermische Energiebedarf** die größte Herausforderung für eine Realisierung des Konzeptes darstellt.

Die Ergebnisse verdeutlichen die grundsätzliche Machbarkeit des Anwendungsfalles Abwasserkonzentration mittels MD. Es ist aber klar auch zu erkennen, dass vor allem aufgrund des hohen thermischen Energiebedarfes, bedingt durch die Limitierungen der verwendeten Wickelmodule das Konzept mit der derzeit verfügbaren Modulhardware, momentan schwer wirtschaftlich realisierbar ist. Wäre Niedertemperaturabwärme gratis in großen Mengen verfügbar erscheint das Konzept jedenfalls sinnvoll. Da zumal aus der Abwasserfracht gewonnen Biogas höherwertige elektrische Energie erzeugt werden kann.

Zur Versorgung der MD kann beispielsweise Überschussstrom aus dem Netz verwendet werden. Das auf der ARA produzierte Biogas wiederum kann gespeichert werden und zum Ausgleich von Netzspitzen genutzt werden. Auch ist es möglich die Niedertemperaturwärme eines Fernwärmerücklaufs zu verwerten dem Vorteil damit auch die Rücklauftemperatur eines Fernwärmenetzes zu optimieren.

Durch das Konzept positioniert sich die städtische Abwasseraufbereitung als eine wichtige Drehscheibe im überregionalen Energie- und Stoffaustausch. Als hybrider Energiespeicher und -bereitsteller und Wertstoffbereitsteller kann die ARA zukünftig eine intelligente Verknüpfung der Abwasser-, Strom-, Erdgas- und Fernwärmenetze an der Schnittstelle kommunale Kläranlage erreichen und durch zukunftsfähige Speicherlösungen Lastspitzen in der Fernwärme und in Stromnetzen abgepuffert werden.

Die Senkung des thermischen Energiebedarfes setzt einerseits die **Verfügbarkeit geeigneter Plattenmodule** mit hohem Wärmerückgewinnungspotential (= Senkung des Thermischen Energiebedarfes) und hohen Transmembranen Fluss [ $l/m^2 \cdot h$ ] (= Reduktion der Anzahl der erforderlichen Module) und ein effizientes anlageninternes Wärmerückgewinnungs-System voraus. Dass höhere transmembrane Flüsse – bis um den Faktor 10 - möglich sind, haben die Versuche mit einer Plattenmodultestzelle eindrucksvoll bewiesen

Andererseits setzt der Anwendungsfall 2 ein **effizientes Wärmerückgewinnungs-System** voraus. Dies war mit der Versuchsanlage bedingt durch den Technikumsmaßstab der Versuchsanlage nicht effizient möglich. Ein erheblicher Teil der zugeführten Energie ging mit dem Abwasser verloren und wirkte sich damit negativ auf die Energiebilanz aus. Die Messwerte waren zugleich aber die Grundlage für die Hochrechnungen des Up-Scaling und den Technologievergleich

Im speziellen für den Anwendungsfall ARA Gleisdorf wäre es zudem notwendig die hohen Fremdwassereintrag in das Kanalsystem deutlich zu reduzieren um die Abwasserkonzentration im ARA Zulauf (derzeit 300-500 mg/l CSB) auf ein übliches Konzentrationsniveau (800 mg/l CSB) anzuheben. Die Beigabe von Co-Substraten wäre eine weitere Möglichkeit die Abwasserkonzentration relativ einfach zu erhöhen und den Energiebedarf der C-MD zu senken und gleichzeitig das Biogaspotential zu erhöhen.

## 5 Ausblick und Empfehlungen

Die Ergebnisse des Projektes für den geplanten Anwendungsfall 1: Ammonium / Stickstoffrückgewinnung aus dem Zentratwasser (N-MD), hier insbesondere das Scale-Up Konzept für die ARA Gleisdorf verdeutlichen eindrucksvoll das beträchtliche wertstoffliche, energetische und finanzielle Potential des Konzeptes.

### 5.1 Zukünftige Entwicklungen

Es wurde gezeigt, dass die MD-Technologie zur Abtrennung von Ammonium aus flüssigen Stoffsystemen sehr gut geeignet ist.

Die Möglichkeit aus unterschiedlichen Reststoffströmen Stickstoff abzutrennen eröffnet dem MD-Verfahren eine Vielzahl von potentiellen Einsatzmöglichkeiten um den Wertstoff Stickstoff in Form von Ammoniumsulfat oder Ammoniumwasser nutzbar zu machen. Das Verfahren kann überall dort wo hoch Stickstoffbelastetes Abwasser derzeit Probleme verursacht ökonomische Anwendung finden, neben der kommunalen Abwasserreinigung wäre beispielsweise die industriellen Abwasserbehandlung oder die Behandlung von Biogas-Gärresten zu nennen. Insbesondere in der Lebensmittelindustrie, in Gerbereien und in der lederverarbeitenden Industrie, in der Tiermehlproduktion und Tierkörperverwertung sowie in der Düngemittelindustrie fallen Abwässer mit einer hohen Stickstoffbefrachtung an und bieten damit optimale Rahmenbedingungen für den N-MD Ansatz.

Bei keinen der derzeit angewandten biologischen Abwasserbehandlungs-Verfahren ist eine Rückgewinnung des Ammoniumstickstoffes aus dem Abwasser möglich. Die Chemisch/physikalischen Verfahren erfordern wie im Technologievergleich gezeigt entweder einen hohen Chemikalien- (Luftstrippung) oder einen hohen Energieeinsatz (Dampfstrippung) oder können nur einen geringen Anteil des mitgeführten Ammoniums entfernen (Struvitfällung). Mit dem N-MD Verfahren ist erstmals eine ökonomische und energieeffiziente Technologie zur Stickstoffrückgewinnung aus Abwasser verfügbar.

Bei keinem der oben genannten Verfahren ist es zudem möglich, als Produkt reinen Ammoniak als Gas zu erzeugen. So ist es denkbar den Stickstoff, der die MD Membran gasförmig in Form von Ammoniak passiert, noch als Ammoniak-Gas abzuziehen. Das Ammoniak kann beispielweise in einer Brennstoffzelle energetisch effizient verwertet werden.

Der untersuchte Anwendungsfall 2 C-MD besitzt großes Potential den elektrischen wie auch thermischen Energiebedarf noch bedeutend zu senken. Die Senkung des thermischen Energiebedarfes setzt wie oben gezeigt die Verfügbarkeit geeigneter Plattenmodule voraus.

## 5.2 Forschungsbedarf

Das eingesetzte Plattenmodul weist im Gegensatz zu den Wickelmodulen eine ausgezeichnete Effizienz bei der Ammoniumrückgewinnung auf. Die Plattenmodule zur Ammoniumabtrennung wurden zugekauft. Das Moduldesign selbst wurde jedoch noch nicht für den Anwendungsfall Ammoniumabtrennung optimiert und bietet daher noch erhebliches Entwicklungspotential.

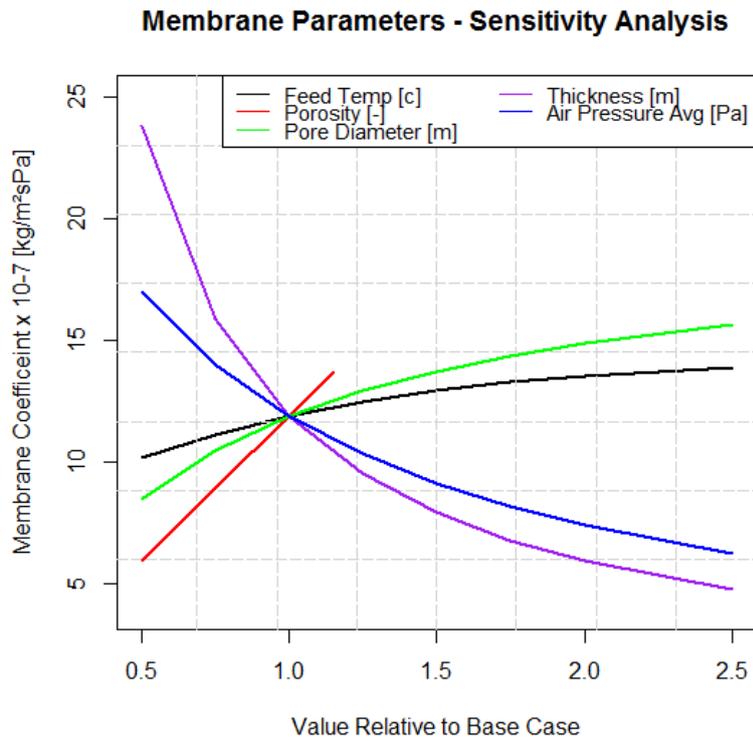
Die Steigerung des Transmembranen Flux von MD-Modulen ist eine weiter zentrale Entwicklungsfrage. Dass hohe transmembrane Flüsse in Plattenmodul-Konfiguration möglich sind zeigen Versuche mit einer Plattenmodultestzelle. Das Up-scaling einer Plattenmodultestzelle zu einem Real-Scale Plattenmodul ist jedoch noch ein beachtlicher Entwicklungsschritt der noch eines erheblichen Entwicklungsaufwands bedarf.

Die theoretischen Anforderungen an ein optimales Moduldesign wurden bereits im Rahmen des Projekts erarbeitet und im sind Abschnitt 3.7 dargestellt. Hinsichtlich des Forschungsbedarfes konnten folgende Hauptthemenfelder identifiziert werden:

### 5.2.1 Entwicklung und Identifikation geeigneter Membranmaterialien

Die Verfügbarkeit von geeigneten Membranmaterialien ist die Voraussetzung für ein effizientes Moduldesign. Derzeit muss Membranmaterial „von der Stange“ verwendet werden. Die derzeit verfügbaren Membranen waren ursprünglich nicht für den speziellen Anwendungsfall der Membrandestillation konzipiert.

Die Eigenschaft der Membran beeinflusst den Transmembranen Fluss maßgeblich. Neben der Hydrophobizität und chemischen Beständigkeit des Membranmaterials sind weitere Faktoren wie Porosität, Porendurchmesser, Membrandicke, zulässige Feedtemperaturen und Systemdrücke maßgebend für die Leistungsfähigkeit. Abbildung 21 zeigt in Form einer Sensitivitätsanalyse den Einfluss verschiedener Membranparameter auf den Transmembranen Fluss. So erlaubt beispielsweise eine Reduktion der Dicke den Transmembranen Fluss zu steigern. Wobei eine ausreichende Membranstandfestigkeit immer noch gewährleistet sein muss.



**Abbildung 21: Membran Parameter – Einflussfaktoren Transmembran Flux [AEE INTEC]**

### 5.2.2 Membranmoduldesign

Die Senkung des thermischen Energiebedarfes setzt einerseits die **Verfügbarkeit geeigneter Plattenmodule** mit hohem Wärmerückgewinnungspotential (= Senkung des Thermischen Energiebedarfes) und hohen Transmembranen Fluss [ $l/m^2 \cdot h$ ] (= Reduktion der Anzahl der erforderlichen Module) voraus.

Der Schlüssel zur maßgeblichen Reduktion des thermischen Energiebedarfes liegt darin den **Feed-seitigen Temperaturabfall** beim Durchgang durch das Plattenmodul möglichst zu **minimieren**.

Damit wird es möglich mehrere Module in Serie zu schalten ohne dass der Feedstrom neuerlich aufgeheizt werden muss. Zudem erlaubt eine **hohe Feedausgangs-Temperatur** eine effiziente Wärmerückgewinnung.

Um dies zu erreichen muss die **Kanallänge** im Modul möglichst **kurz** gehalten werden. Aus einer kurzen Kanallänge resultiert über die gesamte Membranfläche ein **hohes  $\Delta T$**  (Temperaturdifferenz zwischen Feed und Permeat) als treibende Kraft. Die wiederum die wichtigste Grundvoraussetzung zur Erreichung eines **hohen Transmembranen Flux** ist.

Neben der Kanallänge beeinflussen weitere Faktoren wie beispielsweise die **Turbulenz im Kanal** den Transmembranen Flux. Die Temperatur und Überströmung direkt auf der Membranoberfläche sind ein wesentlicher Einflussfaktor. Möglichst **turbulente Strömungsverhältnisse** im Kanal sind das angestrebte Optimum. Durch eine gute Durchmischung (Turbulenz) soll ein möglichst hoher Anteil des Feed Stroms mit Membranoberfläche in ständigen Kontakt kommen.

Die Strömungsverhältnisse im Kanal können beispielsweise über Einbauten beeinflusst werden. Insbesondere die Erforschung eines optimalen **Spacer-Designs** erfordert weitere Forschungstätigkeit.

Auch der **Systemdruck** beeinflusst die Leistungsfähigkeit. Aus einem hohen Systemdruck resultieren eine gute Verteilung des Feedstrom innerhalb des Moduls und eine gleichmäßige sowie turbulente Überströmung der Membranoberfläche. Gleichzeitig steigt der elektrische Energiebedarf an. Hier gilt es noch ein Optimum zu finden.

Im Wesentlichen existieren vier unterschiedliche Membrandestillationsverfahren, die sich vor allem durch den Aufbau des Destillatkanals bzw. dessen Betrieb unterscheiden. Im Rahmen des Projektes lag der Focus bei den Direct Contact MD Verfahren (DCMD) – sowie DCMD-Membranmodulen.

Neben dem DCMD-Verfahren sind dies das Air Gap MD, Sweeping Gas MD, Vacuum MD-Verfahren. Die Vorteile und Nachteile der unterschiedlichen Verfahren bzw. der **verschiedenen Modulkonfigurationen** variieren je nach Einsatzzweck. Hinsichtlich der Ammoniumseparation ergeben sich beim Vacuum MD-Verfahren in der Theorie eine Reihe von Vorteilen (gesteigerte Selektivität, Verringerung der Membranfläche, mögliche Rückgewinnung des Stickstoffs in Gasform als Ammoniak), die in der praktischen Anwendung noch nicht untersucht wurden.

### 5.2.3 System und Anwendung

Der Nachweis der Funktion- und Leistungsfähigkeit des N-MD Systems wurde im Rahmen des Projektes im Technikumsmaßstab eindrucksvoll erbracht und ein Scale-Up Konzept auf Grundlage der Versuchsergebnisse ausgearbeitet.

Die Realisierung einer Großtechnischen Anlage erfordert jedoch noch weiteren Entwicklungsaufwand hinsichtlich:

- Erforschung des Verhaltens und der Leistungsfähigkeit von mehreren Modulen in einem seriellen Verbund
- Entwicklung einer Anlagenregelung für eine weitgehend autonome Anlagenbetriebsführung, sowie Erforschung von Schlüsselindikatoren zu effizienter messtechnischer Regelung
- Langzeitverhalten des Systems / der Bauteile im Dauerbetrieb (Membranmodule, Wärmetauscher, Sensorik etc.)
- Wartungsbedarf im Dauerbetrieb
- Foulingverhalten und Modul - Degradation im Langzeit / Dauerbetrieb

## 6 Literaturverzeichnis

- Bischofsberger, W., Dichtl, N., Rosenwinkel, K.-H., Seyfried, C., & Böhnke (Hrsg.), B. (2005). *Anaerobtechnik 2.*, vollständig überarbeitete Auflage. Berlin Heidelberg: Springer.
- Contreras, E., Bertola, N., Giannuzzi, L., & Zaritzky, N. (Oktober 2002). A modified method to determine biomass concentration as COD in pure cultures and in activated sludge systems. (U. N. Plata, Hrsg.) La Plata, Argentinien.
- Di Pofi, M., Peeters, J., Vicevic, G., Koops, G., Cote, P., & Baumgarten, S. (2014). The Role of Innovative Technologies in Achieving Energy-Neutral Wastewater Treatment. In *11. Aachener Tagung Wassertechnologie*.
- Du, R., Peng, Y., Cao, S., Wang, S., & Wu, C. (19. 12 2014). Advanced nitrogen removal from wastewater by combining anammox with partial denitrification. *BioresourceTechnology* 179 , S. 497-504.
- EnReco-Treat-Förderungsantrag. (01. 05 2013). Innovative Membrandestillations zur Wertstoff- und Energierückgewinnung in der kommunalen Abwasserbehandlung. Graz.
- Fang, H. (2010). *Environmental Anaerobic Technology: Applications and New Developments*. London: Imperial College Press.
- Gilbert, M. (2014). Partielle Nitritation / Anammox bei niedrigen Temperaturen. Institut für Technologie, Karlsruhe.
- Gustin, S., & Marinsek-Logar, R. (2011). Effect of pH, temperature and air flow rate on the continuous ammonia stripping of the anaerobic digestion effluent. *Process Safety and Environmental Protection* 89 , S. 61-66.
- Gryta, M. 2008. Fouling in direct contact membrane distillation process. *Journal of Membrane Science*. 325, 1 (2008), 383–394.
- Guillen-Burrieza, E., Ruiz-Aguirre, A., Zaragoza, G. and Arafat, H.A. 2014. Membrane fouling and cleaning in long term plant-scale membrane distillation operations. *Journal of Membrane Science*. 468, (2014), 360–372.
- Hartwig, P., & Haverkamp, M. (2011). *Regelung der Nitritation und Denitritation für die Schlammwasserbehandlung - Konzeption und Praxiserfahrungen*. Hannover: aqua consult Ingenieur GmbH.

- Hausmann, A., Sanciolo, P., Vasiljevic, T., Weeks, M., Schroën, K., Gray, S. and Duke, M. 2013. Fouling of dairy components on hydrophobic polytetrafluoroethylene (PTFE) membranes for membrane distillation. *Journal of Membrane Science*. 442, (2013), 149–159.
- Hippen, A. (2001). *Einsatz der Deammonifikation zur Behandlung hoch stickstoffhaltiger Abwässer*. Hannover: ISAH.
- Joss, A., Salzberger, D., Eugster, J., König, R., Rottermann, K., Burger, S., et al. (15. Mai 2009). Full-Scale Nitrogen Removal from Digester Liquid with Partial Nitration and Anammox in one SBR. *Environ. Sci. Technol. Issue 43*, S. 5301-5306.
- Klein, P. (März 2015). Stoff- und Energiebilanz der Kläranlage Gleisdorf mit implementierter Membrandestillation zur Nährstoffrückgewinnung. Graz: IPPT, TU Graz.
- Lindtner, S. (2008). *Leitfaden zur Erstellung eines Energiekonzeptes kommunaler Kläranlagen*. Von [http://www.publicconsulting.at/uploads/energieleitfaden\\_endversion.pdf](http://www.publicconsulting.at/uploads/energieleitfaden_endversion.pdf) abgerufen
- Mahmoud, N., Zeeman, G., Gijzen, H., & Lettinga, G. (2004). Anaerobic sewage treatment in a one-stage UASB reactor and aa combined UASB-Digester system. *Water Research*, S. 2348-2358.
- Malovanyy, A., Yang, J., Trela, J., & Plaza, E. (2015). Combination of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor and partial nitritation/anammox moving bed biofilm reactor (MBBR) for municipal wastewater treatment. *Bioresource Technologie 180*, S. 144-153.
- Meierer, M. (1995). *Entfernung von Ammoniak aus kraftwerksspezifischen Abwässern*. VGB-Kraftwerkstechnik-GmbH, Verlag Techn.-Wiss. Schr.,.
- Meng, S., Ye, Y., Mansouri, J. and Chen, V. 2014. Fouling and crystallisation behaviour of superhydrophobic nano-composite PVDF membranes in direct contact membrane distillation. *Journal of Membrane Science*. 463, (2014), 102–112.
- Nittami, T., Tokunaga, H., Satoh, A., Takeda, M. and Matsumoto, K. 2014. Influence of surface hydrophilicity on polytetrafluoroethylene flat sheet membrane fouling in a submerged membrane bioreactor using two activated sludges with different characteristics. *Journal of Membrane Science*. 463, (2014), 183–189.
- Nussbaum, B., Soros, A., Mroz, A., & Rusten, B. (2006). *Removal of Particulate and organic matter from municipal and industrial wastewaters using finde mesh roating belt sieves*. Abgerufen am 17. 11 2015 von environmental-expert.com: <http://www.environmental-expert.com/Files%5C5306%5Carticles%5C9302%5C241.pdf>

- Nowak, O. (2009). Überschussschlammanfall – Einflussgrößen, Kennzahlen, Bilanzen, Plausibilitätsprüfung. Informationsreihe Betriebspersonal Abwasseranlagen (Österreichischer Wasser- und Abfallwirtschaftsverband - ÖWAV) , 17, S. 83-103.
- Paramalingam, S., Winchester, J. and Marsh, C. 2000. On the fouling of falling film evaporators due to film break-up. Food and bioproducts processing. 78, 2 (2000), 79–84.
- Rosenwinkel, K.-H., & Beier, M. (2015a). Verfahrensentwicklung und Einsatzmöglichkeiten der anaeroben Ammoniumoxidation. In *11. Aachener Tagung Wassertechnologie* (S. 441-452). Aachen.
- Rosenwinkel, K.-H., Kroiss, H., Dichtl, N., Seyfried, C.-F., & Weiland, P. (2015b). *Anaerobtechnik, 3. Auflage*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.
- Schreff, D. (2013). Biologische Schlammwasserbehandlung mit SBR-Anlagen und sonstigen Verfahren. 22. Sprechtagung der ÖWAV-Kanal- und Kläranlagen-Nachbarschaften, 11./12. September 2013: Pregarten.
- Thygesen, O., Hedegaard, M.A., Zarebska, A., Beleites, C. and Krafft, C. 2014. Membrane fouling from ammonia recovery analyzed by ATR-FTIR imaging. Vibrational Spectroscopy. 72, (2014), 119–123.
- Tijjng, L.D., Woo, Y.C., Choi, J.-S., Lee, S., Kim, S.-H. and Shon, H.K. 2015. Fouling and its control in membrane distillation—A review. Journal of Membrane Science. 475, (2015), 215–244.
- Warthmann, R., Kühni, M., & Baier, U. (2010). *Anaerobe Behandlung kommunaler Abwässer in der Schweiz*. Abgerufen am 25. 11 2015 von Eidgenössisches Department für Umwelt, Verkehr, Energie und Kommunikation: <http://www.bfe.admin.ch/php/modules/enet/streamfile.php?file=000000010353.pdf&name=0000..>
- Warsinger, D.M., Swaminathan, J., Guillen-Burrieza, E., Arafat, H.A. and others 2015. Scaling and fouling in membrane distillation for desalination applications: A review. Desalination. 356, (2015), 294–313.
- Zhao, Z.-P., Xu, L., Shang, X. and Chen, K. 2013. Water regeneration from human urine by vacuum membrane distillation and analysis of membrane fouling characteristics. Separation and Purification Technology. 118, (2013), 369–376.

## **7 Anhang**

## 8 Kontaktdaten

### Projektleitung:

ROTREAT Abwasserreinigung GmbH  
Michael Schöffel  
Otto-Baumgartner-Straße 7, A-8055 Seiersberg-Pirka  
Tel +43 316 282222  
Fax +43 316 2822224  
[office@rotreat.at](mailto:office@rotreat.at)  
<http://rotreat.at/>

### Partner:

#### **AEE - Institut für Nachhaltige Technologien**

DI Christoph Brunner  
8200 Gleisdorf, Feldgasse 19 (Austria)  
Tel.: +43 (0)3112 5886-0, Fax: DW 18  
[office@aee.at](mailto:office@aee.at)  
[www.aee-intec.at](http://www.aee-intec.at)

#### **Technische Universität Graz – TUG**

Prof.- Dr. Hans Schnitzer  
Institut für Prozess- und Partikeltechnik,  
Petersgasse 116, A-8010 Graz  
Tel: +43 (316) 873 – 30430  
Fax: +43 (316) 873 – 1030430  
[www.ippt.tugraz.at/](http://www.ippt.tugraz.at/)

#### **Fraunhofer-Institut für Solare Energiesysteme ISE**

Dr.-Ing. Joachim Koschikowski  
"Water Treatment and Separation"  
Division Solar Thermal and Optics  
Fraunhofer-Institute for Solar Energy Systems ISE  
Heidenhofstraße 2, 79110 Freiburg, Germany  
Phone: +49 (0) 7 61/ 45 88-5294 Fax: +49 (0) 7 61/ 45 88-9294  
[joachim.koschikowski@ise.fraunhofer.de](mailto:joachim.koschikowski@ise.fraunhofer.de)  
[www.ise.fraunhofer.de](http://www.ise.fraunhofer.de)

## e!Mission.at - 4. Ausschreibung

Klima- und Energiefonds des Bundes – Abwicklung durch die Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft FFG

### **AWV Gleisdorfer Becken**

Peter Schiefer, Geschäftsführer

Steinbergstraße 45, A-8200 Gleisdorf

Tel 0 3112 / 28 70 – 0

Fax 0 3112 / 25 65

[info@awv-gleisdorf.at](mailto:info@awv-gleisdorf.at)

[www.awv-gleisdorf.at](http://www.awv-gleisdorf.at)