

Masterarbeit

**Wirtschaftlichkeitsanalyse einer  
Ionentauscher-Loop-Stripping  
Anlage zur  
Stickstoffrückgewinnung an einer  
kommunalen Kläranlage**

erstellt für

**Lehrstuhl für Verfahrenstechnik des industriellen  
Umweltschutzes**

**Vorgelegt von:**  
Eva Maria Gerold  
m01235031

**Betreuer/Gutachter:**  
Dipl.-Ing. Jan Lubensky  
Ass.Prof. Dipl.-Ing. Dr.mont. Markus Ellersdorfer

Leoben, 04.06.2018

## **EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG**

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Masterarbeit selbständig und ohne fremde Hilfe verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und die den benutzten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommenen Stellen als solche erkenntlich gemacht habe.

## **AFFIDAVIT**

I declare in lieu of oath, that I wrote this thesis and performed the associated research myself, using only literature cited in this volume.

---

Datum

---

Unterschrift

## **DANKSAGUNG**

An dieser Stelle möchte ich mich bei all denjenigen bedanken, die mich während der Anfertigung dieser Diplomarbeit unterstützt und motiviert haben.

Zuerst gebührt mein Dank dem Lehrstuhl für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, insbesondere Markus Ellersdorfer und Jan Lubensky, die meine Diplomarbeit betreut und begutachtet haben. Für die hilfreichen Anregungen und die konstruktive Kritik bei der Erstellung dieser Arbeit möchte ich mich herzlich bedanken.

Ebenfalls bedanke ich mich bei meinen Freundinnen Laura und Tatjana, die mir mit viel Geduld, Interesse und Hilfsbereitschaft zur Seite standen. Bedanken möchte ich mich für die zahlreichen interessanten Debatten und Ideen, die maßgeblich dazu beigetragen haben, dass meine Diplomarbeit in dieser Form vorliegt.

Meiner Taufpatin Alexandra und meinem Freund Wilfried danke ich besonders für den starken emotionalen Rückhalt während meines gesamten Studiums.

Überdies möchte ich mich auch bei meiner Tante Ingrid bedanken, die mich immer unterstützte und mich auf eine prägende Weise auf meinem Lebensweg begleitete. Leider kann sie meinen Studienabschluss nicht mehr miterleben.

Abschließend danke ich meinen Eltern Heidemarie und Michael, die mir mein Studium durch ihre Unterstützung ermöglicht haben und stets ein offenes Ohr für meine Sorgen hatten.

## **Kurzfassung**

### **Wirtschaftlichkeitsanalyse einer Ionentauscher-Loop-Stripping Anlage zur Stickstoffrückgewinnung an einer kommunalen Kläranlage**

Um die Wirtschaftlichkeit des im Jahr 2012 entwickelten und im Jahr 2017 im Pilotbetrieb erprobten Ionentauscher-Loop-Strippings (ILS) zu beurteilen, wird eine Feasibility-Studie durchgeführt. Aufbauend auf den Ergebnissen des Pilotbetriebes werden die eingesetzten Apparate hochskaliert, um für die Berechnung der Equipmentkosten gezielt Angebote bei Apparatebauunternehmen einholen zu können. Um die Betriebskosten abzuschätzen, wird eine Marktrecherche hinsichtlich des vorhandenen Marktes für das erzeugte Produkt und der Kosten für die im ILS eingesetzten Stoffe durchgeführt. Aus den Ergebnissen für Investitions- und Betriebskosten, kann eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, die Haupteinflussfaktoren auf die Wirtschaftlichkeit identifiziert und die Wirtschaftlichkeit des Gesamtverfahrens mittels entsprechenden Kennzahlen bewertet werden. Abschließend werden verschiedene Szenarien unter Variation der Betriebs- bzw. Investitionskosten betrachtet, um die Wirtschaftlichkeit bei Veränderungen der Marktsituation (z.B. Chemikalienpreise) oder bei Berücksichtigung einer Investitionskostenförderung für eine Produktionsanlage zu beurteilen. Neben dem bereits in der Pilotanlage verwendeten System zur Produktgewinnung (Luftstrippung und saure Wäsche) werden auch alternative Systeme evaluiert (Dampfstrippung und Teilkondensation) und hinsichtlich ihrer Wirtschaftlichkeit beurteilt.

## **Abstract**

### **Feasibility analysis of an ion exchanger loop stripping plant for nitrogen recovery at a municipal sewage treatment plant**

In order to assess the cost-effectiveness of the ion exchanger loop stripping, which was developed in 2012 and pilot-tested in 2017, a feasibility study is carried out. Based on the results of the pilot operation, the necessary core equipment is scaled up to obtain specific offers from equipment construction companies for the final calculation of equipment and investment costs. Operating costs are estimated based on a market research considering achievable product revenues and costs for operating supplies used in the ion exchanger loop stripping. From the results for investment and operating costs, a sensitivity analysis is performed to identify the main influencing cost factors regarding profitability. In order to assess the feasibility, various economic efficiency figures and performance indicators are calculated. Finally, the costs of the key influencing factors are varied to obtain different scenarios reflecting market changes or funding scenarios for the investment costs. In addition to the conventional product recovery system used in the ion exchanger loop stripping process (air stripping and acid washing), alternative systems like steam stripping and fractional condensation are also evaluated and assessed for their cost effectiveness.

## Inhaltsverzeichnis

	<b>Seite</b>
<b>1 EINLEITUNG.....</b>	<b>3</b>
<b>2 AUFGABENSTELLUNG UND ZIELSETZUNG.....</b>	<b>5</b>
<b>3 GRUNDLAGENTEIL.....</b>	<b>6</b>
3.1 Allgemeiner Aufbau kommunaler Kläranlagen.....	6
3.1.1 Nitrifikation und Denitrifikation.....	7
3.1.2 Tropfkörper-Verfahren.....	10
3.1.3 Partielle Nitrifikation und Anammox (PNA).....	11
3.1.4 Schlammstabilisierung .....	12
3.2 Stickstoffrückbelastung .....	14
3.3 Verfahren zur Ammoniumrückgewinnung aus Gärresten .....	15
3.3.1 ANAStrip-Verfahren .....	15
3.3.2 Membrandestillation .....	17
3.4 Ionentauscher-Loop-Stripping.....	18
3.4.1 Zeolith als Ionentauschermaterial .....	18
3.4.2 Verfahrensbeschreibung .....	19
3.4.3 Entwicklungsstand .....	20
3.5 Verfahrensvergleich: ANAStrip, Membrandestillation und ILS.....	20
3.5.1 Vergleich des ANAStrip-Verfahrens mit dem ILS.....	21
3.5.2 Verfahrensvergleich der Membrandestillation mit dem ILS.....	23
<b>4 STANDORTBESCHREIBUNG UND PILOTVERSUCHE.....</b>	<b>26</b>
4.1 Aktueller Stand der Technik zur Ammoniumentfernung an der Kläranlage Knittelfeld .....	26
4.1.1 Normalbetrieb.....	27
4.1.2 Sonderbetrieb.....	29
4.2 Implementierung des ILS an der Kläranlage Knittelfeld.....	30
4.3 Versuchsbetrieb mit der ReNOx-Pilotanlage an der Kläranlage Knittelfeld ...	31
4.3.1 Beschreibung der ReNOx-Pilotanlage .....	31
4.3.2 Beschreibung des Versuchsbetriebes.....	32
4.3.3 Ergebnisse und Interpretation des Versuchsbetriebes .....	33
<b>5 FEASIBILITY-STUDIE .....</b>	<b>35</b>
5.1 Festlegung des Einsatzstromes für die ReNOx-Produktionsanlage .....	35

5.2	Marktrecherche .....	38
5.2.1	Produkt.....	38
5.2.2	Einsatzstoffe.....	40
5.3	Betrachtete Szenarien zur Produktgewinnung.....	42
5.3.1	Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche .....	42
5.3.2	Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation.....	43
5.3.3	Fall 3: Luftstrippung mit anschließender Kondensation .....	45
5.4	Up-Scaling .....	45
5.4.1	Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche .....	45
5.4.2	Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation.....	49
5.5	Kostenabschätzung .....	51
5.5.1	Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche .....	51
5.5.2	Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation.....	61
5.6	Sensitivitätsanalyse .....	66
5.6.1	Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche .....	66
5.6.2	Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation.....	68
5.7	Wirtschaftlichkeit unter verschiedenen Szenarien .....	70
5.7.1	Wirtschaftlichkeitskennzahlen .....	70
5.7.2	Berechnung der Wirtschaftlichkeitskennzahlen zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit der ReNOx-Produktionsanlage für Fall 1 und 2 .....	71
5.7.3	Beurteilung der Wirtschaftlichkeit für verschiedene Szenarien .....	73
<b>6</b>	<b>ZUSAMMENFASSUNG .....</b>	<b>76</b>
<b>7</b>	<b>VERZEICHNISSE .....</b>	<b>78</b>
7.1	Literatur.....	78
7.2	Abkürzungsverzeichnis .....	80
7.3	Tabellen .....	81
7.4	Abbildungen .....	82
<b>8</b>	<b>ANHANG.....</b>	<b>84</b>

# 1 Einleitung

Die Stickstoffrückgewinnung an kommunalen Kläranlagen ist immer wieder Thema unterschiedlicher Forschungsarbeiten und führte schon zur Entwicklung von verschiedenen Verfahren, die nur zum Teil den Weg in die Praxis fanden. Auch das Ionentauscher-Loop-Stripping (ILS) ist Teil dieses Fortschritts und wurde im Jahr 2012 entwickelt (Ellersdorfer 2012). In den Folgejahren wurde eine Pilotanlage gebaut und an der Kläranlage Knittelfeld erfolgreich betrieben. Diese Arbeit stellt den nächsten Schritt in der Weiterentwicklung und Anwendung des Verfahrens dar. Um die Rentabilität und Vergleichbarkeit einer industriellen Anlage abschätzen zu können, wird im Rahmen dieser Arbeit eine Wirtschaftlichkeitsanalyse auf Basis der aus dem Pilotbetrieb erhaltenen Daten erstellt.

Das ILS zeichnet sich durch die Anwendung von Zeolith als Ionentauschermaterial aus. Der verwendete, natürliche Klinoptilolith weist eine besondere Selektivität für Ammonium auf, wodurch er für die Reinigung von flüssigen Gärresten (Faulschlamm) aus Abwasserbehandlungsanlagen optimal geeignet ist. Diese enthalten hohe Stickstofffrachten in Form von Ammonium, welches durch den anaeroben Abbau im Faulturm freigesetzt wird und hohe Stickstoffrückbelastungen verursachen kann. Der im Zuge der mechanischen Faulschlammentwässerung anfallende Abwasserstrom (Trübwasser) aus der Schneckenpresse der Kläranlage wird beim ILS über Ionentauscherkolonnen (Zeolith als Ionentauschermaterial) geleitet, wodurch Ammonium vom Zeolith aufgenommen und das Trübwasser entfrachtet wird. In einem zweiten Kreislauf wird eine Natronlaugelösung über die Ionentauscherkolonnen geleitet. Dies führt dazu, dass der Zeolith Natrium-Ionen aufnimmt und Ammonium-Ionen abgibt. Durch eine Luftstrippung der Regenerationslösung und eine darauffolgende schwefelsaure Wäsche wird das Produkt Ammoniumsulfat gewonnen. Dieses kann in Rauchgasanlagen zur Entstickung eingesetzt werden und somit Harnstoff als industrielles Entstickungsmittel ersetzen. Um das eingesetzte Stripper-Wäscher-System kostentechnisch besser einordnen zu können, wird in dieser Arbeit auch eine alternative Variante evaluiert. Dabei wird eine Dampfstrippung mit anschließender Kondensation eingesetzt. Anders als im herkömmlichen System, entsteht dabei als Produkt 20 – 25 %iges Ammoniakwasser, welches ebenfalls zur Entstickung eingesetzt werden kann.

Um eine wirtschaftliche Analyse des ILS durchzuführen, wird am Fallbeispiel Kläranlage Knittelfeld eine umfassende Evaluierung der Abwasserströme und möglichen Einsparungspotentiale durch Einsatz dieser neuen Technik vorgenommen. Die Einsparungspotentiale ergeben sich aus geringeren Belüftungskosten beim Stickstoffabbau an der Kläranlage, da durch die Stickstoffrückgewinnung sich nur noch sehr wenig Restammonium im durch das ILS behandelten Abwasserstrom befindet. Außerdem wird eine mögliche Nutzung vorhandener Niedertemperaturabwärme aus der Faulgas-Verstromung (BHKW) der Kläranlage für den Betrieb der neuen Produktionsanlage beurteilt.

Die Berechnung der Investitionskosten wird mit Hilfe des Verfahrens nach Chilton durchgeführt. Um die Kosten der Kernaggregate besser abschätzen zu können, werden gezielt Angebote von verschiedenen Firmen eingeholt. Für die Abschätzung der Betriebskosten sind die Kosten für Strom bzw. Gas und Chemikalien relevant, welche durch Einholung von Angeboten von Chemikalienanbietern genauer definiert werden können. Neben dem herkömmlichen Stripper-Wäscher-System werden auch alternative Möglichkeiten hinsichtlich Durchführbarkeit und Wirtschaftlichkeit beurteilt. Zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit werden eine Marktanalyse und Sensitivitätsanalyse herangezogen.

## 2 Aufgabenstellung und Zielsetzung

Die vorliegende Arbeit baut auf dem erfolgreichen Betrieb einer Pilotanlage des ILS zur Stickstoffrückgewinnung an der Kläranlage Knittelfeld auf (ReNOx-Pilotanlage), welche dort im Jahr 2017 zur Behandlung eines Trübwasserstroms von ca.  $500 \text{ L h}^{-1}$  betrieben wurde. Am Fallbeispiel dieses Standorts soll eine Wirtschaftlichkeitsabschätzung einer Produktionsanlage erstellt werden, welche den gesamten anfallenden Trübwasserstrom (ca.  $5000 \text{ L h}^{-1}$ ) behandeln kann. Derzeit gibt es noch keine Abschätzung der Wirtschaftlichkeit einer ILS Produktionsanlage. Da es sich hierbei um ein neues Verfahren handelt, müssen sowohl Investitions- und Betriebskosten, als auch die Absetzbarkeit des Produktes auf dem freien Markt beurteilt werden. Dazu muss im Rahmen einer Marktrecherche der jährliche Verbrauch an Entstickungsmittel in Zementwerken in Österreich und anderen Ländern ermittelt werden, da das hergestellte Produkt in Zementwerken Harnstoff als gängiges industrielles Entstickungsmittel ersetzen soll.

Das Ziel dieser Arbeit ist die wirtschaftliche und technische Analyse für den Betrieb einer Produktionsanlage des Ionentauscher-Loop-Strippings. Außerdem soll das angewendete Verfahren mit verschiedenen derzeit auf dem Markt angebotenen Techniken verglichen werden, um eine bessere Einschätzung der Anwendbarkeit zu erhalten. Um eine ausführlichere wirtschaftliche Abschätzung durchzuführen, sollen zusätzlich alternative Möglichkeiten für das Stripper-Wäscher-System überprüft werden und unterschiedliche Szenarien hinsichtlich Förderung von Investitionskosten bzw. Preisveränderung der gravierendsten Kostentreiber beurteilt werden.

### 3 Grundlagenteil

In diesem Kapitel werden zu Beginn die allgemeinen Grundlagen eines kommunalen Kläranlagenbetriebs erläutert, um in Folge dessen die Stickstoffrückbelastung zu behandeln. Anschließend werden verschiedene Verfahren zur Ammoniumrückgewinnung aus Gärresten dargestellt, um diese nach einer ausführlichen Beschreibung des Ionentauscher-Loop-Strippings mit diesem zu vergleichen.

#### 3.1 Allgemeiner Aufbau kommunaler Kläranlagen

In den Beschreibungen von Kunz (1992) stellt die erste technische Einrichtung nach dem Zulauf des Abwassers in eine Kläranlage die Rechenanlage dar. Hier werden grobe und sperrige Stoffe aus dem Abwasser entfernt, um Verstopfungen von Rohrleitungen und Pumpen zu vermeiden. Die Rechenanlage besteht aus parallel nebeneinander angeordneten Rechenstäben mit einer Durchgangsweite von 10 – 100 mm. Die Gitterstäbe sind aus strömungstechnischen Gründen rund oder linsenförmig ausgebildet. Die Rechenanlage wirkt wie ein großes Sieb und hält Grobstoffe zurück. Das Rechengut wird maschinell entfernt, gewaschen und gepresst. Es muss aus hygienischen Gründen einer Verbrennung zugeführt werden. Direkt an die Rechenanlage schließt der Sand- bzw. Fettfang an. Sand kann sich bei niedrigen Fließgeschwindigkeiten anlagern, was zu Problemen bei der Förderung mit Pumpen führen kann. Die Schmirgelwirkung führt zusätzlich zu einem erhöhten Verschleiß an den medienberührenden Anlagenteilen. Daher wird eine Entfernung des Sands bis zu einer Korngröße von 100 - 200  $\mu\text{m}$  (Kunz 1992) angestrebt. Je nach Bauart und Betriebsweise wird zwischen Tief-, Flach-, Rund- und belüfteten Sandfängen unterschieden. Die Fließgeschwindigkeit des Abwassers wird im Sandfang reduziert, sodass schwere Partikel sedimentieren. Fett- und Schwimmstoffe schwimmen auf und werden an einer seitlich angeordneten beruhigten Zone aufkonzentriert und abgeschöpft bzw. abgezogen.

Der nächste Abschnitt ist der letzte Schritt der rein mechanischen Reinigung. Laut Kunz (1992) wird in der Vorklärung eine mechanische Absonderung kleinster Teilchen forciert. Es kommt zu einer weiteren Verringerung der Fließgeschwindigkeit. Grobe Teilchen sinken auf den Beckenboden ab, feine treiben an der Wasseroberfläche. Schwebstoffe setzen sich allerdings nicht ab, sondern bleiben im Abwasser verteilt. Räumler bewegen sich sehr langsam (ca.  $1 \text{ cm s}^{-1}$ ) und nehmen das aufgetriebene Material mit. Die Substanzen, welche am Beckenboden sedimentieren sind hauptsächlich organische Materialien und werden als Primärschlamm bezeichnet. Dieser sammelt sich im Pumpensumpf und wird direkt in den Faulturm befördert. Er enthält zum Teil noch grobe Bestandteile und ist inhomogen.

Laut Kunz (1992) stellt die biologische Reinigung die nächste Stufe in der Wasserlinie der Kläranlage dar. Die im Abwasser enthaltenen organischen und anorganischen Verbindungen werden einem biologischen Abbauprozess unterworfen. Der Abbau erfolgt durch Mikroorganismen in Verbindung mit gelöstem Sauerstoff bei aeroben Prozessen bzw. unter Sauerstoffabschluss bei anaeroben Prozessen. Es entstehen stabile Verbindungen und Biomasse als Produkte. Sehr häufig wird das Belebtschlammverfahren angewandt. Bei

diesem Verfahren werden organische Verbindungen durch heterotrophe Bakterien abgebaut. Der organische Kohlenstoff kann allerdings nur dann optimal abgebaut werden, wenn ein Nährstoffverhältnis von  $C:N:P = 100:5:1$  vorherrscht. Durch die Zufuhr von Sauerstoff entsteht ein mit Bakterienmasse angereicherter Schlamm. Anorganische Verbindungen wie Phosphate und stickstoffhaltige Verbindungen werden ebenfalls abgebaut. Bei der chemischen P-Elimination werden die Phosphate in schwer lösliche Eisen-, Aluminium- oder Calcium-Verbindungen überführt und durch Sedimentation abgetrennt. Es wird prinzipiell zwischen Vorfällung, Simultanfällung und Nachfällung unterschieden, abhängig von der Zugabestelle des Fällmittels. Stickstoffhaltige Verbindungen werden biologisch durch Nitrifikation und Denitrifikation abgebaut. Alternativ kann zum Stickstoff-Abbau auch das Tropfkörper-Verfahren oder die partielle Nitritation und Anammox verwendet werden. Auf diese Verfahren wird im Folgenden eingegangen. Nach der biologischen Reinigung folgt als letzter Reinigungsschritt die Nachklärung. Hier wird die gebildete Biomasse vom gereinigten Wasser getrennt. Bei Verwendung eines Belebungsbeckens kommt es zu einer Rückführung des Schlammes (Rücklaufschlamm). Nur der laufende Schlammzuwachs (Überschussschlamm) wird mit unterschiedlichen Methoden aus dem Schlammkreislauf entnommen und in den Faulturm eingebracht. Der Aufbau des Nachklärbeckens ähnelt dem des Vorklärbeckens. Das gereinigte Abwasser wird nach diesem Abschnitt in den Vorfluter eingeleitet. Zur besseren Verständlichkeit ist in Abbildung 3-1 eine Übersicht einer allgemeinen kommunalen Abwasserreinigungsanlage mit Schlammbehandlung dargestellt.

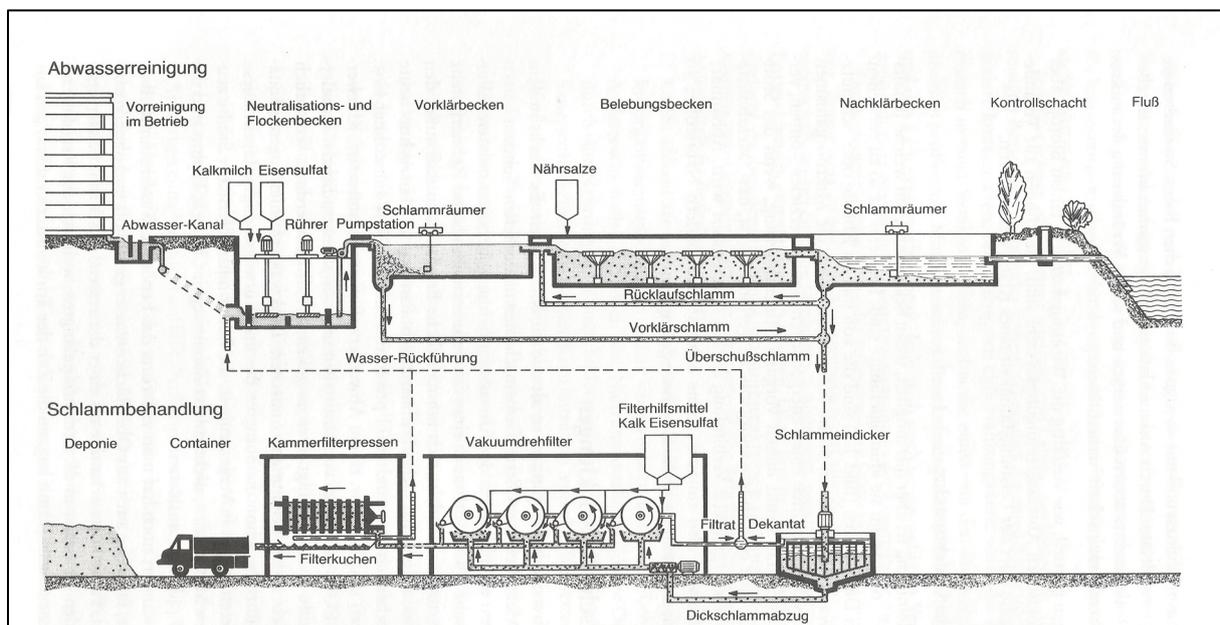


Abbildung 3-1: Übersicht über eine mechanisch-biologisch-chemische Abwasserreinigungsanlage mit Schlammbehandlung (Kunz 1992)

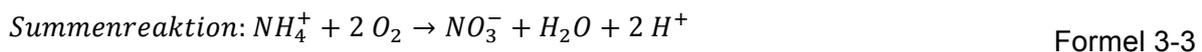
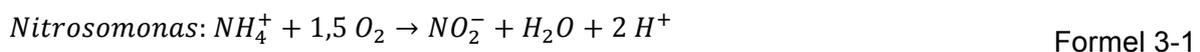
### 3.1.1 Nitrifikation und Denitrifikation

Laut Mudrack und Kunst (1994) sind im Abwasser in der Regel immer Stickstoffverbindungen in reduzierter Form enthalten. Im kommunalen Abwasser zählt dazu

hauptsächlich Harnstoff, der sich im Kanalnetz und in der Vorklärung weitgehend in Ammoniumverbindungen umsetzt. Dies macht einen Ammonium-Abbau im kommunalen Abwasser unerlässlich. Die Nitrifikation stellt die Oxidation reduzierender Stickstoff-Verbindungen dar. Dabei werden Ammoniumverbindungen unter Sauerstoffverbrauch zu Nitrit und weiter zu Nitrat oxidiert. Generell sind dafür zwei unterschiedliche Bakterienarten nötig.

Laut Kunz (1992) wird die Nitritation von lithotropen Organismen der Gattung „Nitroso“, die Nitratation von „Nitro“-Bakterien durchgeführt. Nitrosomonas gelten als Hauptvertreter der Ammoniumoxidierer in Klärwerken. Zu den Nitrit-Oxidierern zählt die Gattung Nitrobacter, die als einzige auch heterotroph auf organischen Substraten wachsen kann. Zu beachten ist, dass diese Prozesse stark temperaturabhängig sind (Kunz 1992).

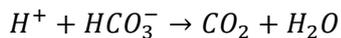
Im Folgenden sind die ablaufenden Reaktionen laut Kunz (1992) dargestellt:



Laut Mudrack und Kunst (1994) muss das Schlammalter dem langsamen Wachstumsprozess der Nitrifikanten angepasst werden. Nitrifikanten können sich nur in einer Biozönose entwickeln, die ihnen eine ihrer Generationszeit entsprechende Mindest-Verweilzeit garantiert. Beim Belebtschlammverfahren entspricht die Verweilzeit dem Schlammalter. Mit Hilfe der Schlammrückführung aus dem Nachklärbecken kommt es zu einer Erhöhung der Biomasse-Konzentration im Belebungsbecken. Eine vorbestimmte Feststoffkonzentration darf dennoch nicht überschritten werden. Daher wird eine definierte Menge als Überschussschlamm abgezogen. Die Bestimmung dieser Menge erfolgt über den biochemischen Sauerstoffbedarf in 5 Tagen (BSB<sub>5</sub>). Dieser stellt die Sauerstoffmenge dar, die durch mikrobielle Stoffwechselprozesse beim Abbau der Schmutzstoffe im aeroben Milieu bei 20 °C in 5 Tagen verbraucht wird. Dieser Wert wird in mg O<sub>2</sub> L<sup>-1</sup> angegeben und ist ein Maß für den Gehalt an organischen Schmutzstoffen. Je besser die Versorgung der Organismen mit Nährstoffen, desto besser ist ihr Wachstum und umso mehr Schlamm kann abgezogen werden. Dieser hochbelastete Schlamm wird über einen Überschussschlammabzug entfernt und in die anaerobe Faulung eingebracht. Einerseits kann er dort zur gezielten Gasproduktion eingesetzt werden und andererseits wirkt sich diese Verfahrensweise positiv auf den Sauerstoffverbrauch kommunaler Kläranlagen aus. Dies führt zu einem geringeren Energieverbrauch in der zweistufigen Anlage bei gleichzeitig höheren Gaserträgen in der anaeroben Stabilisierung.

Laut Mudrack und Kunst (1994) ergibt sich eine Abhängigkeit des Schlammalters von der BSB<sub>5</sub>-Belastung. Bei höheren Belastungen nimmt das Schlammalter abhängig vom Nährstoffangebot ab. Diese geschilderte Abhängigkeit bezieht sich ausschließlich auf das

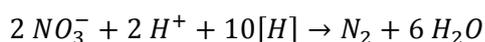
Wachstum der heterotrophen Bakterien des Belebtschlamm, da nur sie organische Stoffe aus dem Abwasser verwerten. Die Nitrifikanten sind in dieser Belebtschlamm-Biozönose eingebettet. Dadurch wird ihre Verweilzeit zwangsläufig durch das Schlammalter bestimmt. Dieser Ablauf kann aber nur dann erfolgreich sein, wenn das durch die heterotrophen Organismen vorgegebene Schlammalter höher ist als die Generationszeit der Nitrifikanten. Erfahrungsgemäß ist es sogar notwendig, dass das Schlammalter das 2-3-fache der Generationszeit beträgt. Da das Schlammalter von der BSB<sub>5</sub>-Belastung abhängt, ergibt sich auch eine direkte Abhängigkeit der Nitrifikation von der Schlammbelastung. Bei hierzulande üblichen klimatischen Bedingungen setzt die Nitrifikation bei einer Schlammbelastung von < 0,15 kg BSB<sub>5</sub> kg<sup>-1</sup> TS ein (Mudrack und Kunst 1994). Um eine effektive Nitrifikation zu gewährleisten muss der Sauerstoffbedarf gedeckt sein. Dieser beträgt ca. 4,6 g O<sub>2</sub> g<sup>-1</sup> NH<sub>4</sub>-N (Mudrack und Kunst 1994). Dieser Sauerstoffbedarf kann im Verhältnis zu jenem für den BSB<sub>5</sub>-Abbau beträchtlich sein. Durch die Bildung von H<sup>+</sup>-Ionen während der Nitrifikation, kann auch eine Beeinflussung des pH-Wertes stattfinden, da diese mit Hydrogencarbonat-Ionen nach folgendem Prozess reagieren:



Formel 3-4

Da aber CO<sub>2</sub> durch die Belüftung ausgetrieben wird, kommt es laut den Ausführungen von Mudrack und Kunst (1994) bei nicht zu weichem Wasser kaum zu einer Veränderung des pH-Wertes. Ein Absinken des pH-Wertes muss unbedingt verhindert werden, da dies zur Hemmung der Nitrifikation führt. Der optimale pH-Bereich für diese Prozesse liegt zwischen 7,2 und 8,0.

Die Denitrifikation stellt laut Mudrack und Kunst (1994) die Reduktion oxidierter Stickstoff-Verbindungen (Nitrat, Nitrit) zu elementarem Stickstoff dar. Die entsprechende Reaktionsgleichung lautet:



Formel 3-5

Laut Mudrack und Kunst (1994) werden die 10 Elektronen auf die zwei N<sup>5+</sup>-Ionen übertragen. Damit werden die Stickstoffe zu elementarem Stickstoff entladen. Die 10 H<sup>+</sup>-Ionen reagieren mit Nitratsauerstoff-Ionen zu Wasser. Der Sauerstoff im Wasser muss bei diesem Prozess nur in chemisch gebundener Form als Nitrat vorliegen, um anoxische Bedingungen zu schaffen. Zusätzlich müssen biologisch abbaubare Substrate als Wasserstoff-Donator vorhanden sein. Im Laufe des Prozesses kommt es zu einer Abnahme der H<sup>+</sup>-Ionen-Konzentration und damit zu einem Anstieg des pH-Wertes. Die Denitrifikationsgeschwindigkeit selbst ist, ebenso wie die Nitrifikation, von der Nährstoffkonzentration abhängig.

Es gibt auch die Möglichkeit eine zusätzliche Nitrifikationsstufe vor die erste biologische Stufe einer kommunalen Kläranlage zu schalten. Diese Verfahrenslösung bietet einen wesentlichen Vorteil bezogen auf den erforderlichen Sauerstoff-Eintrag für den aeroben BSB<sub>5</sub>-Abbau. Wird Nitrat mit dem BSB<sub>5</sub> des Abwassers zur Reaktion gebracht, so erfolgt ein

BSB<sub>5</sub>-Abbau mit Hilfe des Nitrat-Ions. Laut Mudrack und Kunst (1994) wird ein Oxidationsäquivalent gewonnen, das  $2,9 \text{ g O}_2 \text{ g}^{-1} \text{ NO}_3\text{-N}$  entspricht. Danach können etwa 63 % des zur Nitrifikation benötigten Sauerstoffs „rückgewonnen“ werden. Der gesamte Sauerstoffeintrag setzt sich danach aus mehreren Beiträgen zusammen: O<sub>2</sub>-Bedarf für den BSB<sub>5</sub>-Abbau (Schlammatmung), der Grundatmung (Substratatmung) und O<sub>2</sub>-Bedarf bzw. O<sub>2</sub>-Rückgewinnung bei der Umsetzung der Stickstoffverbindungen.

Laut Mudrack und Kunst (1994) stellt die Tatsache, dass H<sup>+</sup>-Ionen verbraucht werden, die in der Nitrifikation entstehen, einen weiteren Vorteil der Denitrifikation dar. Besonders bei wenig gepufferten Wässern können diese H<sup>+</sup>-Ionen zu einer beträchtlichen Absenkung des pH-Wertes führen. Durch deren Verbrauch in der Denitrifikation stellt sich ein nahezu konstanter pH-Wert ein.

### 3.1.2 Tropfkörper-Verfahren

Alternativ zum beschriebenen Belebtschlamm-Verfahren kann zum Ammoniumabbau an kommunalen Kläranlagen auch das Tropfkörper-Verfahren eingesetzt werden. Die Erhöhung der Biomassen-Konzentration erfolgt laut Mudrack und Kunst (1994) bei diesem Verfahren in einer Art Festbettreaktor (siehe Abbildung 3-2). Im Reaktor werden Aufwuchsflächen bereitgestellt, auf welchen Organismen haften. Abhängig von der Nährstoffzufuhr wächst der Biomassebelag an, der sogenannte Tropfkörperrasen. Ein Teil des Belags wird regelmäßig durch den Abwasserstrom von der Unterlage abgelöst, da es ansonsten zu einer Verstopfung des Tropfkörpers kommen würde. Eine Abtrennung dieser Reste aus dem Abwasser erfolgt schließlich in der Nachklärung. Die Durchtropfzeit im Reaktor beträgt zwischen 20 und 60 Minuten, während die Schmutzstoffe des Abwassers eliminiert werden.

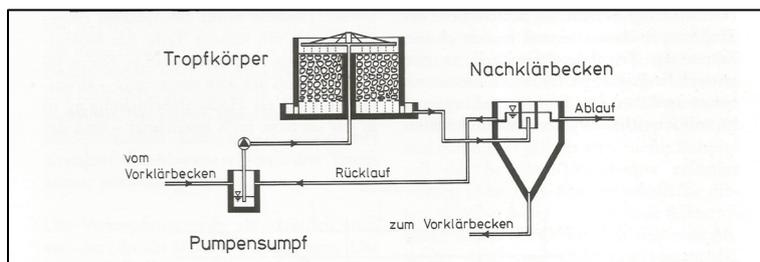


Abbildung 3-2: Fließschema einer Tropfkörperanlage (Mudrack und Kunst 1994)

Die Nitrifikation erfolgt nach den Beschreibungen von Mudrack und Kunst (1994) im unteren Teil des Tropfkörpers, da sich erst eine ausreichende Zahl an Nitrifikanten entwickeln muss. In Abbildung 3-3 ist der Verlauf der BSB<sub>5</sub>-Beladung in Vergleich zu dem des Nitrats dargestellt, indem die Tropfkörperhöhe über die Konzentration an BSB<sub>5</sub> bzw. Nitrat aufgetragen wird.

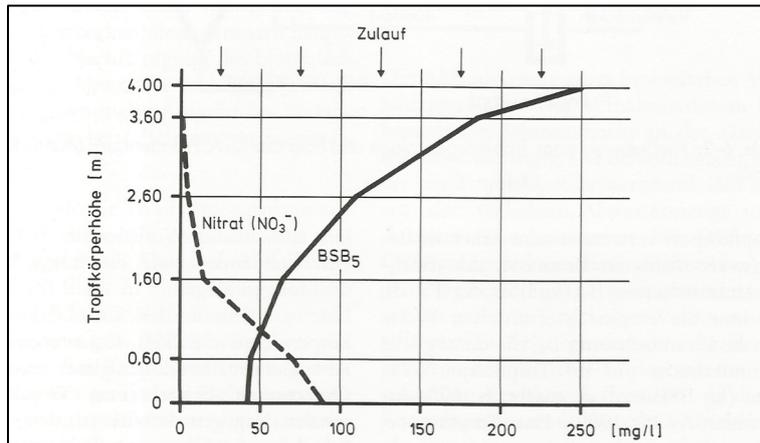


Abbildung 3-3: BSB<sub>5</sub>-Abnahme und Nitrifikation innerhalb eines Tropfkörpers (Mudrack und Kunst 1994)

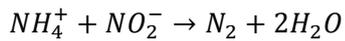
Mudrack und Kunst (1994) beschreiben, dass die Denitrifikation unter anoxischen Verhältnissen erfolgt. Diese herrschen in den unteren Schichten von dickeren Tropfkörper-Rasenbelägen (> 3 mm Schichtdicke). Solche Schichten treten im oberen Bereich des Tropfkörpers dann auf, wenn dort nitrifiziertes Abwasser im Rücklauf wieder über die Tropfkörper geleitet wird. So entsteht im oberen Teil eine starke Biomasseentwicklung.

### 3.1.3 Partielle Nitritation und Anammox (PNA)

Ein weiteres mittlerweile verbreitetes Verfahren zum Ammoniumabbau an kommunalen Kläranlagen stellt laut Gilbert (2014) die partielle Nitritation und Anammox (PNA) dar. Bei der Kombination der partiellen Nitritation und des Anammox-Verfahrens wird eine Verknüpfung eines aeroben und anaeroben Prozesses entweder durch zeitliche oder räumliche Trennung genutzt. Bei der räumlichen Trennung wird ein zweistufiger Prozess in zwei Reaktoren (aerob und anaerob) durchgeführt. Dabei werden im aeroben Reaktor 50 % des Ammoniums zu Nitrit oxidiert. Im anaeroben Reaktor werden das restliche vorhandene Ammonium und das gebildete Nitrit über einen Anammoxprozess zu Stickstoff umgewandelt. Bei der zeitlichen Trennung werden Belüftungs- und Rührphasen hintereinander durchlaufen. Dabei wird Nitrit in der Belüftungsphase produziert und in der Rührphase verbraucht.

Die Ammoniumoxidation (Nitritation) stellt laut Gilbert (2014) eine bakterielle Oxidation von Ammonium bzw. Ammoniak mit Sauerstoff als Elektronenakzeptor zu Nitrit dar. Dieser Prozess wird in einem kontinuierlichen Rührkessel durchgeführt.

In einem anschließenden Reaktor wird unter anaeroben Bedingungen das zuvor erzeugte Nitrit zu Stickstoff oxidiert unter Anwesenheit von speziellen Anammox-Bakterien (Gilbert 2014). Der Anammox-Prozess läuft nach folgender Reaktionsgleichung in einem Sequencing-Batch-Reaktor (SBR) ab:



Formel 3-6

Durch diese Kombination können laut Gilbert (2014) über 90 % der Stickstoffbelastung am Eintritt des Anammox-Reaktors entfernt werden. Dabei können im Vergleich zu herkömmlichen Verfahren wie der Nitrifikation und Denitrifikation 50 % der Belüftung eingespart werden. Außerdem ist für dieses Verfahren keine Kohlenstoffquelle nötig.

### 3.1.4 Schlammstabilisierung

Laut Mudrack und Kunst (1994) spielt neben der bisher beschriebenen Wasserlinie, auch die Schlammlinie in einer Kläranlage eine wesentliche Rolle. Der in den Faulurm eingebrachte Schlamm, wird wie oben beschrieben, von mehreren Becken in der Wasserlinie abgezogen. Vor dem Faulbehälter befindet sich ein Eindicker. Dieser dient zur volumenmäßigen Reduktion des anfallenden Schlammes. Im Grunde ist dies ein Absetzbecken, wodurch eine Aufkonzentrierung des Feststoffanteils erreicht werden kann. Die nachfolgenden Anlagen können dadurch kleiner dimensioniert werden. Im Faulbehälter selbst erfolgt die eigentliche Schlammbehandlung. Der Primärschlamm aus der Vorklärung und der Überschussschlamm aus der Nachklärung werden laut Mudrack und Kunst (1994) bei einer Temperatur von ca. 35 °C unter anaeroben Bedingungen umgesetzt.

Laut Mudrack und Kunst (1994) besteht der Rohschlamm, je nach Kläranlagentyp, aus den absetzbaren Stoffen des Abwassers und dem Überschussschlamm bzw. dem Tropfkörperschlamm. Dabei enthält die organische Substanz ca. 60 - 80 % Trockensubstanz. Im Rohschlamm setzen spontan anaerobe mikrobiologische Umsatzprozesse ein, da Mikroorganismen im Schlamm enthalten sind. Diese Prozesse führen nach Bischofsberger et al. (2005) zur Geruchsbelästigung und verschlechtern die Entwässerbarkeit des Schlammes. Daher wird in der Schlammstabilisierung der organische Anteil des Rohschlammes bis zum gewünschten Stabilisierungsgrad in kontrollierten Stoffwechselprozessen vermindert. Laufen diese Prozesse unter anaeroben Bedingungen ab, werden sie als Faulung bezeichnet. Alternativ kann auch eine aerobe Schlammstabilisierung unter Zufuhr von Sauerstoff erfolgen. In dieser Arbeit wird näher auf die Faulung eingegangen, da diese auch an der Kläranlage Knittelfeld eingesetzt wird. In Abbildung 3-4 ist das Schema eines Faulbehälters dargestellt.

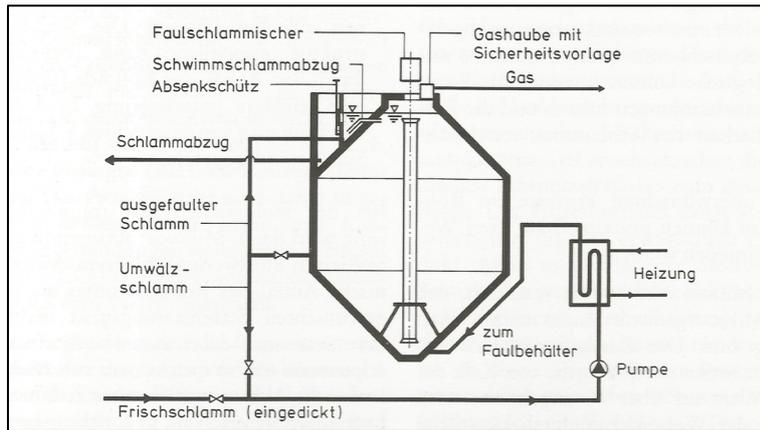


Abbildung 3-4: Schema eines Faulbehälters (Mudrack und Kunst 1994)

Nach den Ausführungen von Graf und Bajohr (2011) können die Stoffwechselforgänge in einem Faulbehälter als eine mehrstufige, simultane Folge von folgenden Prozessen gesehen werden:

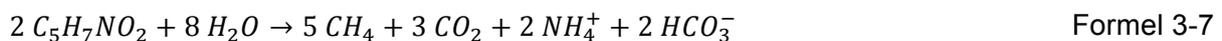
- Hydrolyse
- Acidogenese
- Acetogenese
- Methanogenese

In den Beschreibungen von Brauer (1996) können dieselben vier Abschnitte folgendermaßen beschrieben werden: die Hydrolyse stellt die enzymatische Umsetzung hochmolekularer, oft ungelöster Stoffe in gelöste Bruchstücke dar. Die Versäuerung (Acidogenese) kann als der Umbau von hydrolisierten Stoffen zu kurzkettigen organischen Säuren wie Buttersäure, Propionsäure, Essigsäure oder Alkoholen, Wasserstoff und Kohlendioxid durch anaerobe Bakterien beschrieben werden. Während der Acetogenese kommt es zum Abbau der bei der Versäuerung entstehenden höheren Säuren (außer Essigsäure) und Alkoholen zu Essigsäure, Wasserstoff und Kohlenstoff durch acetogene Bakterien, welche im letzten Abschnitt durch methanogene Bakterien zu Methan umgesetzt werden. Diese Vorgänge laufen bei gut eingefahrenen Anlagen und ungestörtem Betrieb gleichzeitig ab. Bei kommunalen Kläranlagen stellt die Hydrolyse den geschwindigkeitsbestimmenden Schritt dar, wobei die Umsatzgeschwindigkeit des nachfolgenden Schrittes immer von der Menge des im vorhergehenden Schritt erzeugten Zwischenproduktes abhängig ist. Folgende Faktoren können den anaeroben Prozess wesentlich beeinflussen:

- Temperatur
- pH-Wert
- Durchmischung
- Substratzusammensetzung
- Spurenelemente

Nach Brauer (1996) kann bei der anaeroben Klärschlammstabilisierung zwischen drei Temperaturbereichen unterschieden werden. Im psychrophilen Bereich (10 - 20 °C) läuft eine sogenannte kalte Faulung ab, welche mit langen Faulzeiten von ca. 90 Tagen verbunden ist. Im mesophilen Bereich (35 - 38 °C) verkürzt sich die Faulzeit auf ca. 27 Tage, wobei bei optimalen Verhältnissen (gleichmäßige Beschickung, gute Durchmischung, keine Hemmstoffe) auch Verweilzeiten von 15 Tagen (Brauer 1996) ausreichen. Durch thermophile Faulung (50 - 60 °C) ergibt sich keine wesentliche Verkürzung der Faulzeit. Eine konstante Temperatur ist essentiell, um die Gasproduktion aufrecht zu erhalten. Für den Faulprozess wird nach Brauer (1996) ein pH-Wert zwischen 6,8 und 7,5 empfohlen. Es stellt sich in der Regel bei einer eingefahrenen Anlage ein neutraler pH-Wert ein, da die gebildeten Säuren umgehend von den methanogenen Mikroorganismen verwertet werden. Für den optimalen Faulvorgang sind eine ausreichende Substratzufuhr zu den Mikroorganismen und eine schnelle Ableitung der Stoffwechselprodukte essentiell.

Laut Mudrack und Kunst (1994) laufen auch in zweistufigen Faulanlagen in beiden hintereinander geschalteten Behältern die gleichen biologischen Prozesse ab. Die Intensität der Faulung ist allerdings im ersten Behälter größer, was sich mit einer stärkeren Belastung erklären lässt. Nach Gray (2010) hat das Nährstoffangebot einen wesentlichen Einfluss auf die Effektivität der Faulung. Das Verhältnis von Kohlenstoff zu Stickstoff sollte 10 - 16:1 betragen, das Verhältnis von Stickstoff zu Phosphor 7:1. Die ablaufende Hauptreaktion während der Faulung ist in folgender Reaktionsgleichung beschrieben, wobei  $C_5H_7NO_2$  für organische Stoffe steht.



Gujer (2006) beschreibt, dass organisch gebundener Kohlenstoff zu Ammonium metabolisiert wird. Dieses Ammonium muss an der Kläranlage dementsprechend entfernt werden. Das entstehende Methan kann zu Heizzwecken genutzt oder verstromt werden. Durch zusätzlichen Einsatz von Co-Substraten können höhere Faulgas-Erträge erzielt werden. Nach der Stabilisierung des Schlammes folgt eine mechanische Schlammmentwässerung. Da die Entsorgungskosten für den Schlamm vom Gewicht abhängen, wird dieses durch mechanisches Auspressen des Filtratwassers reduziert. Die maschinelle Entwässerung wird mit Zentrifugen, Schneckenpressen, Siebband- oder Kammerfilterpressen durchgeführt. Der Schlamm ist nach der Entwässerung stichfest und weist eine erdige Konsistenz auf. Nach Beckmann (2010) kann mittels maschineller Entwässerung (Filtration und Zentrifugation) der Wassergehalt auf 65 bis 89 m% verringert werden.

### 3.2 Stickstoffrückbelastung

Laut Kollbach und Grömping (1996) ergibt sich die Stickstoffrückbelastung kommunaler Kläranlagen durch Prozesswasser aus der Schlammbehandlung (z.B. Überstandswasser aus Eindickern, Trübwasser aus dem Faulturm). Diese fallen bezogen auf den Zulauf der Kläranlage in geringen Mengen an, weisen aber hohe Konzentrationen an Stickstoff

auf (Bischofsberger et al. 2005). Kollbach und Grömping (1996) bemessen die mittlere Rückbelastung auf kommunalen Kläranlagen mit 1,4 bis 1,5 g EW<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>. Dies entspricht in der Regel einer Stickstoffrückbelastung von 15 - 25 % bezogen auf den Gesamtstickstoff im Zulauf der Kläranlage. Diese Tatsache kann besonders bei kleineren Kläranlagen zu einer Überlastung führen. Unabhängig von der Größe der Kläranlage führt sie immer zu einem höheren Energieverbrauch. Zur Behandlung der hochkonzentrierten Prozesswässer werden sowohl Hauptstrom- als auch Teilstromverfahren eingesetzt. Da die Belebungsbecken oft aufgrund von Schwankungen der Frachten im Tagesverlauf Kapazitätsreserven aufweisen, können diese Reserven auch gezielt für die Behandlung von Rückbelastungen genutzt werden (Bischofsberger et al. 2005). Alternativ kann zur Elimination der rückgeführten Stickstofffracht auch eine gezielte Teilstrombehandlung durchgeführt werden. Das Ziel einer Teilstrombehandlung umfasst neben der Verbesserung des Verhältnisses C:N im Zulauf zur biologischen Stufe auch die Schaffung von Kapazitäten für neu anzuschließende Einwohner. Ein Grund für eine Teilstrombehandlung ist die wirkliche Lösung des Stickstoffproblems und keine Verlagerung in einen zu entsorgenden Reststoff (Kollbach und Grömping 1996). Im bestmöglichen Fall wird nicht nur eine Stickstoffelimination sondern eine Stickstoffrückgewinnung erreicht. Damit werden Stoffkreisläufe geschlossen und ein verkaufsfähiges Produkt erzeugt, wodurch die Wirtschaftlichkeit solcher Verfahren verbessert wird. In den folgenden Kapiteln werden mögliche Verfahren zur Ammoniumrückgewinnung an kommunalen Kläranlagen näher erläutert.

### **3.3 Verfahren zur Ammoniumrückgewinnung aus Gärresten**

Die Ammoniumentfernung aus Gärresten ist ein weitgefächertes Gebiet, auf welchem viele Forschungsarbeiten betrieben werden. Das auf kommunalen Kläranlagen am häufigsten angewandte Verfahren zur Ammoniumentfernung ist die Nitrifikation mit anschließender Denitrifikation (siehe Kapitel 3.1.1). Im Gegensatz dazu werden auch Verfahren entwickelt, welche sich nicht nur auf die Entfernung des Ammoniums aus dem Trübwasser, sondern auch auf eine Ammonium-Rückgewinnung in Form eines NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-haltigen Produkts konzentrieren. Auf diese Verfahren wird im Folgenden eingegangen.

#### **3.3.1 ANAStrip-Verfahren**

Das ANAStrip-Verfahren wurde laut Bauermeister et al. (2009) primär für Biogasanlagen mit stickstoffreichen Substraten (3-4 mg NH<sub>4</sub>-N L<sup>-1</sup>, Bauermeister et al. 2009) entwickelt. Die Rückgewinnung von Ammonium und die Vermeidung der inhibierenden Wirkung hoher Ammonium-Konzentrationen während des anaeroben Abbaus im Biogasreaktor sind dabei die Kernziele.

Beim ANAStrip-Verfahren wird laut Bauermeister et al. (2009) der Ammoniumstickstoff als Ammoniak aus Gärrückständen gemeinsam mit Kohlendioxid unter Erwärmung (< 80 °C) und mäßigem Unterdruck in einem internen Strippgaskreislauf ausgetrieben. Dabei erfolgt kein Zusatz von Laugen. Bei diesem Verfahren werden unseparierte

Gärreste eingesetzt, wie sie häufig an Biogasanlagen anfallen. Das ausgetriebene Ammoniak wird mit einem preiswerten mineralischen Absorptionsmittel (z.B. REA-Gips) zu Ammoniumsulfat und Kalziumkarbonat umgesetzt. Dabei werden eine konzentrierte Ammoniumsulfat-Lösung mit max. 8,5 % N und ca. 9,7 % S und stichfester Kalk erzeugt. Dieser enthält aufgrund der Restanhaftungen an Ammoniumsulfat-Lösung noch ca. 2 % N und 2,5 % S. Für beide Düngemittel wurde im Jahr 2004 eine Zulassung nach der Düngemittelverordnung (DüMV) beantragt, welche im Entwurf der Novellierung der DüMV vom 10.07.2008 berücksichtigt wurde. In folgender Abbildung ist ein Prinzipschema des beschriebenen Prozesses dargestellt.

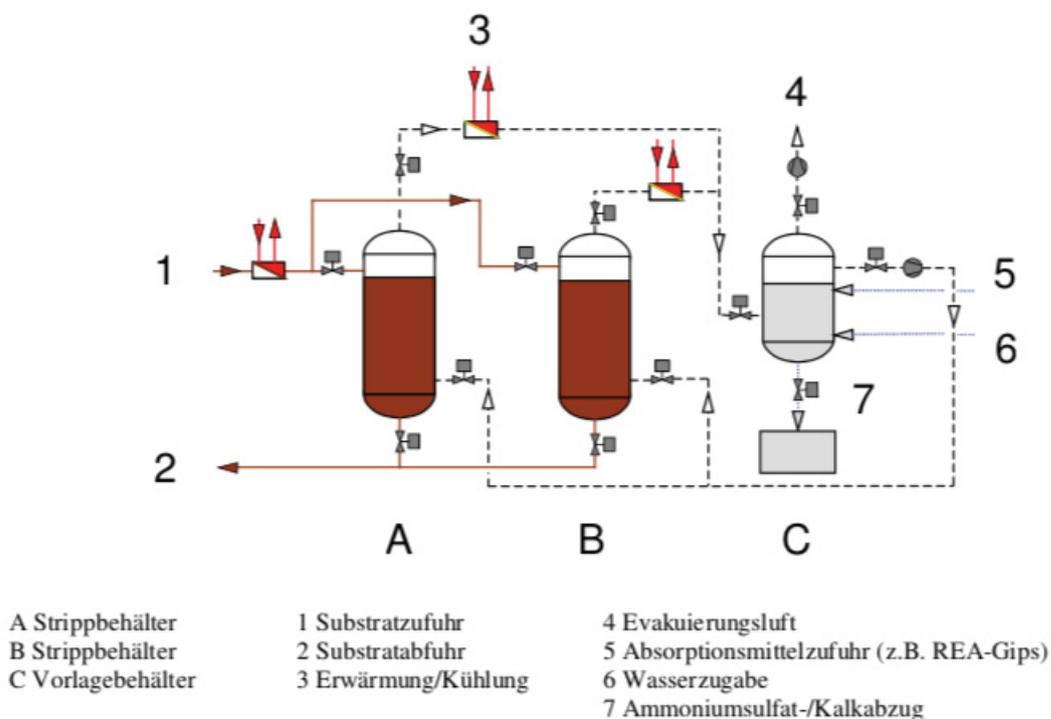


Abbildung 3-5: Prinzipschema des ANAStrip-Verfahrens mit zwei Stripperbehältern (Bauermeister et al. 2009)

Bei diesem Verfahren wird keine Natronlauge zur pH-Wert-Anhebung benötigt, wodurch es sich von anderen Verfahren zur Ammoniumrückgewinnung abhebt. Durch das preiswerte Absorptionsmittel können die gesamten Chemikalienkosten gering gehalten werden. Beim ANAStrip-Verfahren muss die Strippluft im Kreis geführt werden, da die Umsetzung von  $\text{NH}_3$  und  $\text{CO}_2$  mit Gips nicht unmittelbar erfolgt. Aus diesem Grund ergeben sich höhere Energiekosten im Vergleich zu konventionellen Stripperverfahren.

Der Vorteil des Einsatzes von unseparierten Gärresten, welcher auf Biogasanlagen wesentlich ist, kann nicht unmittelbar auf kommunale Kläranlagen übertragen werden, da an Kläranlagen bereits häufig eine Fest-Flüssigtrennung des Gärrestes durchgeführt wird. Großtechnische Einsätze an kommunalen Kläranlagen sind nicht bekannt. Diese

Technologie kann jedoch auch an kommunalen Kläranlagen eingesetzt werden, da laut Fuchs (2017) ein sicherer und störungsfreier Betrieb ohne Zusatz von Laugen und Säuren gewährleistet werden kann.

Im Jahr 2003 wurde laut Bauermeister et al. (2009) am Standort der Biogasanlage des Agrarunternehmens Barnstädt eine Demonstrationsanlage für das ANAStrip-Verfahren errichtet und über zwei Jahre betrieben. Die Anlage wurde mit einem Strippbehälter und einem Vorlagebehälter im einfachen Chargenbetrieb betrieben und behandelte  $0,25 \text{ m}^3$  Prozesswasser pro Charge. Die erste großtechnische Anlage wurde bei Bremen an einer Biogasanlage mit einer maximal installierten Leistung von  $5 \text{ MW}_{\text{el}}$  errichtet. Neben Gülle wurden auch Maissilage, Grassilage und biogene Abfallstoffe als Einsatzstoffe verwendet. Zu dieser großtechnischen Umsetzung liegen keine aktuellen Daten vor, wie auch zu zwei weiteren Standorten in Deutschland, an den Biogasanlagen in Otterberg (Niedersachsen) und Röbling (Sachsen Anhalt).

### 3.3.2 Membrandestillation

Die Membrandestillation beschäftigt sich laut Buchmaier et al. (2015) mit der Rückgewinnung von Ammonium als Düngemittel oder als Grundchemikalie und der damit einhergehenden Verringerung des Sauerstoff- und somit Energiebedarfs kommunaler Kläranlagen. Das Funktionsprinzip der Membrandestillation basiert auf der Partialdruckdifferenz über die Membran, der Feed- (Evaporator) und der Permeatseite (Kondensator). Der Partialdampfdruck ist sowohl von der Temperatur als auch von der Zusammensetzung des vorliegenden Mediums abhängig. Die treibende Kraft stellt die Temperaturdifferenz über die Membran dar. Um diese aufrecht zu halten, wird der Feed-Strom beheizt und der Permeatfluss gekühlt. Dampfförmige Moleküle können die hydrophobe Membran (z.B. aus Polytetrafluorethylen (PTFE)) passieren. Das Verfahren wird bei einer Temperatur von  $60 - 80 \text{ }^\circ\text{C}$  und leichtem Unterdruck betrieben. An der Feedseite kann ammoniumreduziertes Trübwasser gewonnen werden. An der Permeatseite wird Ammoniak mit einer Schwefelsäurelösung oder Wasser aufgefangen. Neben der Rückgewinnung von  $\text{NH}_4^+$  in Form von Ammoniumsulfat oder Ammoniakwasser als Produkt, erfolgt dadurch auch eine Erhöhung der Kohlenstoffkonzentration im Abwasser. Für die Ammoniumabtrennung stellt der pH-Wert einen wichtigen Parameter dar, da das Dissoziationsgleichgewicht zwischen  $\text{NH}_4$  und  $\text{NH}_3$  an diesen gekoppelt ist (vgl. Abbildung 5-1). Der pH-Wert muss mit einer Lauge angehoben werden um Ammonium in Ammoniak überführen zu können. Dies ermöglicht den Einsatz einer semipermeablen Membran.

Buchmaier et al. (2015) beschreiben, dass durch den Einsatz dieses Verfahrens an Kläranlagen eine Einsparung der Energiekosten durch geringere Gebläsekosten erreicht werden kann. Zusätzlich werden Erlöse aus dem Verkauf des Produktes (Ammoniumsulfat oder Ammoniakwasser) erzielt.

Dieses Verfahren wurde bereits mit einer Pilotanlage an der Kläranlage Gleisdorf erprobt. Die Pilotanlage beinhaltet ein 3 m<sup>3</sup> großes Absetz- / Vorreinigungsbecken, und je einen Arbeitstank und einen Batch- / Reinigungstank an Feed- und Permeatseite (Buchmaier et al. 2015).

Laut Buchmaier (2018) wurde mit der Pilotanlage auch ein Versuchsbetrieb an einer Biogasanlage im Süden der Steiermark umgesetzt. Hier wurden Membrane verwendet, welche hauptsächlich für die Meerwasserentsalzung eingesetzt werden. Grundsätzlich bereiten die Membranstabilität, wie auch Ablagerungen an der Membranoberfläche Probleme.

### 3.4 Ionentauscher-Loop-Stripping

Das von Ellersdorfer (2012) entwickelte Ionentauscher-Loop-Stripping (ILS) stellt die technische Grundlage für diese Arbeit dar und wird im Folgenden erläutert. Das ILS ist ein Verfahren zur Trübwasseraufbereitung mit Zeolithen. Das Verfahren basiert auf einer um einen Ionentauscherprozess erweiterten Luftstripping, wobei natürlicher Zeolith als Ionentauschermaterial verwendet wird. Da der Ionentausch wesentlich vom Zeolith abhängt, wird auf dieses Themengebiet im folgenden Kapitel eingegangen.

#### 3.4.1 Zeolith als Ionentauschermaterial

Laut Sherman (1983) zählen Zeolithe zu einer Gruppe von Mineralen, welche aus hydratisierten Alumosilikaten mit einer dreidimensionalen Gitterstruktur bestehen. Das Gitter besteht aus SiO<sub>4</sub><sup>4-</sup>-Tetraedern, welche über Sauerstoffbrücken verbunden sind. Ein teilweiser Ersatz von Si<sup>4+</sup>- durch Al<sup>3+</sup>-Ionen als zentrales Tetraederion, führt zu freien, negativen Ladungsplätzen. Aus diesem Grund sind austauschbare Kationen in das Gitter eingebaut, welche für den Ladungsausgleich sorgen. Die Kationen sind nur schwach gebunden und daher leicht austauschbar. Üblicherweise werden die Freistellen von Na<sup>+</sup>-, K<sup>+</sup>-, Mg<sup>+</sup>-, Ca<sup>2+</sup>-, Sr<sup>2+</sup>- und Ba<sup>2+</sup>- Ionen besetzt.

Nach den Beschreibungen von Flanigen (1980) ergibt sich eine große innere Oberfläche der Zeolithe aus der oben beschriebenen Kristallstruktur. Die Ionentauschfähigkeit ist von verschiedenen Faktoren abhängig: Zusammensetzung, Struktur, Hydratisierungsgrad und Größe der Fremdionen.

Das Verhältnis von Silizium zu Aluminium ist laut Tomlinson (2004) eine wichtige Größe zur Charakterisierung von Zeolithen und gibt Auskunft über die Anzahl der freien Austauschplätze. Bei einem hohen Siliziumanteil (Si/Al > 100) zeigt sich für Zeolithe eine erhöhte Säure- und Temperaturbeständigkeit. Es weisen Zeolithe eine erhöhte Hydrophobie und neben einer sinkenden Affinität für polare Adsorbate auch einen sinkenden Kationenanteil bei steigenden Si/Al-Verhältnissen auf. Es erfolgt eine starke Adsorption unpolarer Moleküle an die freie Oberfläche. Je kleiner dieses Verhältnis wird, desto eher zeigen sich hydrophile Eigenschaften. Mit steigendem Aluminium-Gehalt erhöht sich auch die Fähigkeit Ionen auszutauschen, da durch das Ladungsdefizit ein anionisches Feld

entsteht. Dieses Phänomen kann in Selektivitätsreihen für mono- und divalente Kationen gezeigt werden.

Laut Barrer (1984) zählt Klinoptilolith, das im ILS eingesetzte Mineral, zur Heulanditgruppe und besitzt ein zweidimensionales Kanalsystem, in dem sich Moleküle in einer Ebene frei bewegen, aber nicht in eine parallele Ebene gelangen können. Das Si/Al-Verhältnis liegt zwischen 3 und 5 (Flanigen 1980) mit der typischen Zusammensetzung der Einheitszelle von  $(\text{Na,K})_6(\text{Al}_6\text{Si}_{30}\text{O}_{72}) \cdot 20 \text{ H}_2\text{O}$  (Gottardi und Galli 1985). Sherman (1983) beschreibt die Selektivität der Klinoptilolithe für den Austausch von  $\text{Na}^+$ - mit  $\text{NH}_4^+$ -Ionen als vorteilhaft für die Ammoniumentfernung aus Abwässern.

### 3.4.2 Verfahrensbeschreibung

Das Ionentauscher-Loop-Stripping (Ellersdorfer 2012) basiert auf einer Voranreicherung von Ammonium mittels Festbettionentauscher in Kombination mit einer simultanen Luftstrippung der Regenerationslösung (siehe Abbildung 3-6). Der flüssige Gärrest (Trübwasser) wird während der Beladungsphase über eine mit natürlichem Zeolith (Hauptbestandteil Klinoptilolith) befüllte Ionentauscherkolonne geleitet. Nach der Beladung des Zeolithbettes erfolgt eine Regeneration mit einer  $\text{Na}^+$ -haltigen Lösung (Ellersdorfer 2012). Durch die Verwendung einer Natriumhydroxid-Lösung wird gleichzeitig der pH-Wert angehoben. Das bei diesen pH-Werten vorliegende Ammoniak wird aus der Regenerationslösung simultan ausgestrippt. Durch eine darauffolgende Schwefelsäurewäsche folgt eine  $\text{NH}_4^+$ -Rückgewinnung in Form einer  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ -Lösung. Das Produkt kann als industrielles Entstickungsmittel z.B. in der Zementindustrie (selektive nicht-katalytische Reduktion) eingesetzt werden.

Das Verfahren ist gleichermaßen für den Einsatz an Biogasanlagen zur Behandlung flüssiger Gärreste wie auch zur Rückgewinnung von Ammonium aus Trübwässern an kommunalen Kläranlagen geeignet.

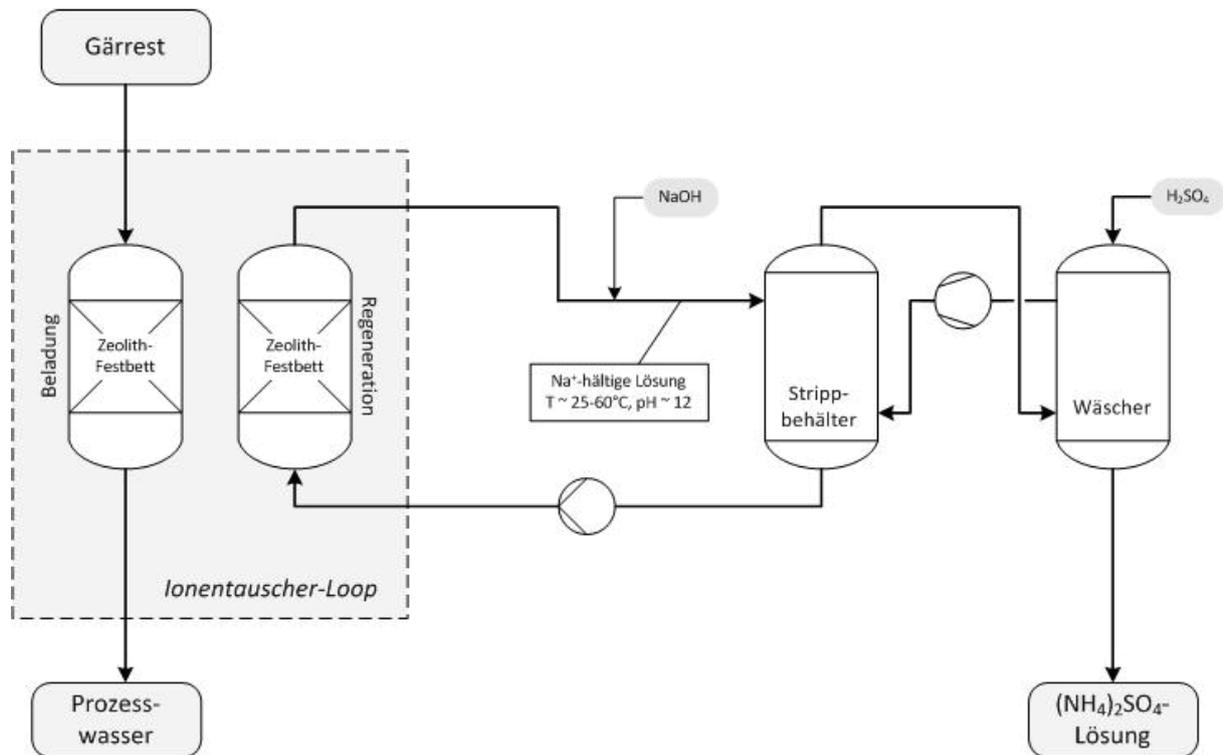


Abbildung 3-6: Fließbild des Ionentauscher-Loop-Strippings (Ellersdorfer 2012)

### 3.4.3 Entwicklungsstand

Die technische Durchführbarkeit des ILS wurde bereits an einer Technikumsanlage mit einem Behandlungsvolumen von  $20 \text{ L h}^{-1}$  erfolgreich demonstriert. Bei der Behandlung von künstlich hergestellten Modelllösungen wie auch von realen Trübwässern wurden Abscheideraten von 60 – 70 % bezogen auf die Ammoniumzulaufkonzentration (ca.  $1000 \text{ mg L}^{-1}$ ) erreicht (Ellersdorfer et al. 2016).

In weiterer Folge wurde ein Scale Up des ILS zu einer Pilotanlage mit einem Behandlungsvolumen von ca.  $500 \text{ L Trübwasser h}^{-1}$  durchgeführt. Diese Versuchsanlage besteht aus drei Ionentauscherkolonnen mit einem Fassungsvermögen von jeweils ca.  $100 \text{ kg Zeolith}$ , welche separat oder in Serie beschickt werden können. Des Weiteren sind baugleiche Stripper- und Wäscherkolonnen installiert. Detaillierte Beschreibungen der Pilotanlage können der Masterarbeit von Lechleitner (2017) entnommen werden. Ein umfangreicher Versuchsbetrieb an der Kläranlage in Knittelfeld wurde mit dieser Versuchsanlage realisiert, auf welchen im Detail im Kapitel 4.3.2 eingegangen wird, da die Ergebnisse für die Berechnungen in dieser Arbeit herangezogen werden.

## 3.5 Verfahrensvergleich: ANAStrip, Membrandestillation und ILS

Im folgenden Kapitel werden das ANAStrip-Verfahren und die Membrandestillation mit dem ILS verglichen und sowohl Unterschiede als auch Vor- bzw. Nachteile der einzelnen Verfahren aufgeschlüsselt.

### 3.5.1 Vergleich des ANAStrip-Verfahrens mit dem ILS

Generell unterscheiden sich das ILS und das ANAStrip-Verfahren in ihrer Anwendung in Bezug auf die Konzentrationen im Trübwasser. In folgender Abbildung sind die potentiellen Anwendungsbereiche bezogen auf die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen für das ANAStrip-Verfahren und das ILS schematisch dargestellt. Wie zu erkennen ist, eignet sich das ANAStrip-Verfahren für deutlich höhere Konzentrationen als das ILS. In Tabelle 3-1 werden die beiden Verfahren direkt gegenübergestellt und die bedeutendsten Unterschiede übersichtlich aufgelistet.

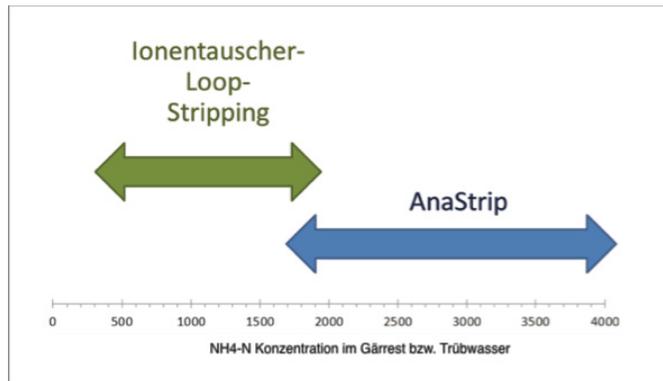


Abbildung 3-7: Potentielle Anwendungsbereiche für das ANAStrip-Verfahren und das ILS bezogen auf die  $\text{NH}_4\text{-N}$  Konzentration im Gärrest bzw. Trübwasser (nach Fuchs 2017)

Laut Fuchs (2017) ergeben sich die Unterschiede zum ILS vor allem durch die diskontinuierliche Betriebsweise und die Behandlung feststoffreicher Gärreste bzw. Schlämme im ANAStrip-Verfahren. Durch den Einsatz einer erhöhten Temperatur und dem leichten Unterdruck kann der Einsatz von Lauge zur Beschleunigung der Ammoniakstrippung beim ANAStrip-Verfahren vermieden werden. Die  $\text{NH}_4^+$ -Rückgewinnung erfolgt nicht in einem Schwefelsäurewäscher wie beim ILS, sondern mit einer Gips-Lösung. Dabei muss das Strippluft mehrfach im Kreis geführt werden, da die Umsetzung von  $\text{NH}_3$  und  $\text{CO}_2$  mit Gips nicht unmittelbar erfolgt. Aus diesem Grund wird ca. die 2-3-fache elektrische Energie für die Strippluft-Führung bzw. Vakuumbhaltung im Vergleich zu konventionellen Strippluftverfahren benötigt.

Fuchs (2017) beschreibt in seinem Bericht, dass der eingesetzte REA-Gips zu den reinen Transportkosten erheblich ist, was sich positiv auf die Betriebskosten (Chemikalienkosten) auswirkt. Da aber bei einer unsachgemäßen Rauchgaswäsche Verunreinigungen in den REA-Gips übergehen können, ist auf die Schadstoffbelastung zu achten. Ein Einsatz der Produkte als industrielles Entstickungsmittel ist nicht möglich, sondern lediglich eine landwirtschaftliche Nutzung. Generell ist die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens nicht zur Genüge erwiesen und wurde an einer kommunalen Kläranlage noch nicht umgesetzt. Außerdem ist die enorme Baugröße der ANAStrip-Anlage im Vergleich zu einer  $\text{ReNO}_x$ -Produktionsanlage ein weiterer wichtiger Faktor in der Betrachtung der Anwendbarkeit des Verfahrens.

Tabelle 3-1: Gegenüberstellung des ILS und ANAStrip-Verfahrens anhand definierter Vergleichskriterien nach Fuchs (2017)

Kriterium	ILS	ANAStrip-Verfahren
Betriebsweise	kontinuierlich	diskontinuierlich
Einsatzstoff	flüssige Gärreste (vorhergehende Fest-Flüssig-Trennung notwendig)	feststoffreiche Gärreste bzw. Schlämme
Druck	-	leichter Unterdruck
Temperatur	60 - 80 °C (Regenerationslösung)	50 – 85 °C (gesamter Gärrest)
Chemikalieneinsatz	Natronlauge: Na <sup>+</sup> -Ionen für den Ionentausch und pH- Anhebung der Regenerationslösung  Schwefelsäure für den Wäscher	kein Laugeneinsatz  Gipslösung (REA-Gips) für den Wäscher
Ammoniumabtrennung	Kombination eines Ionentauschers mit einer Luftstrippung der Regenerationslösung in einer Packungskolonne	Luftstrippung vermutlich in Form einer Blasenkolonne* (muss mehrfach im Kreis geführt werden → höhere Energiekosten)
Baugröße	kompakt	groß
Verwendungszweck des Produktes	Industrielles Entstickungsmittel	Düngemittel

\* laut Schultes (1996) ist eine Blasenkolonne bei einem Transportwiderstand in der Gasphase, wie es beim Strippen von NH<sub>3</sub> der Fall ist, ungeeignet

Im Hinblick auf die in der Tabelle betrachteten Kriterien zeigt sich, dass mit dem ILS ein kontinuierlicher Betrieb, im Gegensatz zum diskontinuierlichen Betrieb des ANAStrip-Verfahrens, realisiert werden kann. Dies wirkt sich unmittelbar auf die Baugröße der Anlagen aus, wodurch eine nach dem ILS arbeitende Anlage, aufgrund der kontinuierlichen Betriebsweise, kompakter gestaltet werden kann. Die Temperaturniveaus liegen bei beiden Verfahren in einem ähnlichen Bereich, wobei beim ILS lediglich die Regenerationslösung erwärmt wird, wohingegen beim ANAStrip-Verfahren der gesamt zu behandelnde Gärrest auf

Temperatur gebracht werden muss. Zusätzlich wird die Regenerationslösung beim ILS im Kreislaufbetrieb über zwei Wärmetauscher geführt, sodass nur eine geringe Wärmemenge extern zugeführt werden muss. Die Ammoniakabtrennung erfolgt beim ILS mit einer Luftstippung in Form einer Packungskolonne, während beim ANAStrip Verfahren vermutlich eine Blasenkolonne verwendet wird, welche bei einem Transportwiderstand in der Gasphase laut Schultes (1996) ungeeignet ist. Zusätzlich muss die Luft mehrfach im Kreis geführt werden, da die Umsetzung von  $\text{NH}_3$  und  $\text{CO}_2$  mit Gips nicht unmittelbar erfolgt, wodurch sich höhere Energiekosten ergeben.

Das mit dem ILS produzierte industrielle Entstickungsmittel kann ganzjährig abgesetzt werden, während das im ANAStrip-Verfahren erzeugte Düngemittel nur saisonal benötigt wird und dadurch zusätzliche Lagerkosten für das Produkt anfallen.

Zusammenfassend kann das ANAStrip-Verfahren durch höheren Energiekosten und die Baugröße im Vergleich zum ILS nicht überzeugen. Besonders das erzeugte Produkt (Düngemittel) im ANAStrip-Verfahren unterscheidet sich in der Anwendung stark vom Produkt des ILS und kann nicht ganzjährig abgesetzt werden.

### **3.5.2 Verfahrensvergleich der Membrandestillation mit dem ILS**

Der Vergleich der Membrandestillation und des ILS stellt sich als schwierig heraus, da nur wenige Daten von der Membrandestillation bekannt sind. Im Gegensatz zum ILS werden bei der Membrandestillation semipermeable Membranen angewandt. Wie in Kapitel 3.3.2 erwähnt, basiert das Funktionsprinzip auf der Partialdruckdifferenz der beiden Medien auf der Feed- und Permeatseite. Um ebenfalls eine Vergleichbarkeit mit dem ILS herzustellen, werden die bedeutendsten Unterschiede wiederum in Form einer Tabelle aufgeschlüsselt.

Tabelle 3-2: Gegenüberstellung des ILS und der Membrandestillation anhand definierter Vergleichskriterien nach Buchmaier et al. (2015)

Kriterium	ILS	Membrandestillation
Betriebsweise	kontinuierlich	diskontinuierlich
Einsatzstoff	flüssige Gärreste (vorhergehende Fest-Flüssig-Trennung notwendig)	flüssige Gärreste (vorhergehende Fest-Flüssig-Trennung notwendig)
Druck	-	leichter Unterdruck
Temperatur	60 - 80 °C (Regenerationslösung)	60 - 80 °C (gesamter Gärrest)
Chemikalieneinsatz	Natronlauge: Na <sup>+</sup> -Ionen für den Ionentausch und pH- Anhebung der Regenerationslösung  Schwefelsäure für den Wäscher	Lauge zur Anhebung des pH-Wertes des Trübwassers  Schwefelsäurelösung an der Permeatseite
Ammoniakabtrennung	Kombination eines Ionentauschers mit einer Luftstrippung der Regenerationslösung in einer Packungskolonie	semipermeable Membran
Verwendung	Industrielles Entstickungsmittel	Düngemittel und/oder Grundchemikalie

Gleich wie das ANAStrip-Verfahren wird auch die Membrandestillation im Gegensatz zum ILS diskontinuierlich betrieben. Ein diskontinuierlicher Betrieb führt zu höheren Betriebskosten, da sich immer wieder Stillstandzeiten ergeben und zu höheren Investitionskosten, da die Anlagen in der Regel eine höhere Baugröße aufweisen. Die Temperaturniveaus liegen auch in diesem Vergleich auf ähnlichem Niveau. Gleich wie beim ANAStrip-Verfahren wird allerdings bei der Membrandestillation der gesamte Gärrest erhitzt, während beim ILS lediglich die Regenerationslösung erwärmt wird.

In diesem Verfahren wird ebenso wie beim ILS Lauge und Schwefelsäurelösung benötigt. Durch die Zudosierung der Lauge ergeben sich bei der Membrandestillation Probleme mit

der Membranhaltbarkeit. Nähere Informationen über benötigte Chemikalienmengen sind für die Membrandestillation nicht bekannt.

Das Produkt der Membrandestillation kann als Düngemittel und/oder Grundchemikalie eingesetzt werden, wodurch sich ein wesentlicher Vorteil in Bezug auf das ANAStrip-Verfahren ergibt. Dort kann das erzeugte Produkt, wie erwähnt, nur als Düngemittel eingesetzt werden. Abschließend stellt sich die Membrandestillation hinsichtlich der Produktverwendung positiv dar, allerdings sind zu einer genaueren Beurteilung des Verfahrens zu wenige Daten bekannt.

## 4 Standortbeschreibung und Pilotversuche

Im folgenden Kapitel wird der aktuelle Stand der Technik an der Kläranlage Knittelfeld evaluiert und auf die Besonderheiten der Betriebszustände eingegangen. Des Weiteren werden die wichtigsten Ergebnisse der Pilotversuche dargestellt, welche für die Feasibility-Studie herangezogen werden.

### 4.1 Aktueller Stand der Technik zur Ammoniumentfernung an der Kläranlage Knittelfeld

An der Kläranlage Knittelfeld wird ein Hybridverfahren (VA TECH WABAG 2018) zum Abbau von Ammonium angewandt. Die Grundlage dieser Verfahrensführung stellen die beiden biologischen Stufen dar, welche über ein Zwischenklärbecken verbunden sind. Die erste biologische Stufe wird als Hochlaststufe ausgeführt, in welcher der weitgehende Abbau der organischen Belastung mit einem geringen Schlammalter erfolgt. Ein wesentlicher Anteil der Zulauffracht wird in den Belebtschlamm aufgenommen. In der zweiten biologischen Stufe bildet sich eine nitrifizierende Biozönose aus, welche wesentlich für den Abbau von Ammonium verantwortlich ist. Diese Stufe ist geringer belastet und weist ein Schlammalter von über 10 Tagen auf. Dazu transferiert der erste Schlammkreislauf Schlamm aus der ersten Stufe in die zweite Stufe und versorgt diese mit aktiver Denitrifikations- und Kohlenstoffabbaukapazität. Die Denitrifikationskapazität der zweiten Stufe kann damit über die Rezirkulationsmenge eingestellt werden und ist nicht mehr durch den Kohlenstoffabbau der ersten Stufe limitiert. Es wird ebenfalls Belebtschlamm aus der zweiten Stufe in die erste Stufe transferiert. Durch diesen Kreislauf ist immer nitrifizierende Biomasse vorhanden, die eine Nitrifikation trotz niedrigen Schlammalters (hohe Schlammbelastung) ermöglicht. Das Nitrat wird durch die hohe Biomasseaktivität abgebaut. Der Prozess wird von einem komplexen Online-Mess- und Regelungssystem gesteuert.

Für einen besseren Überblick können die gesamten Ströme in eine Wasser- und Schlammlinie unterteilt werden. Zusätzlich wird zwischen einem Normal- und Sonderbetrieb unterschieden. Im Normalbetrieb wird eine Zulauf-Ammoniumkonzentration von durchschnittlich  $2099 \text{ mg NH}_4^+ \text{ L}^{-1}$  (Betriebsdaten der Kläranlage Knittelfeld 2016; 01.01.2016 – 15.03.2016 und 01.11.2016 – 31.12.2016) an der mechanischen Entwässerung gemessen, im Sonderbetrieb lediglich eine Konzentration von ca.  $586 \text{ mg NH}_4^+ \text{ L}^{-1}$  (Betriebsdaten der Kläranlage Knittelfeld 2016, 16.03.2016 – 31.10.2016). Eine genaue Definition der Volumenströme und Konzentrationen sowohl im Zulauf, als auch im Ablauf der Schneckenpresse wird in Kapitel 5.1 angeführt. Die hier angegebenen Daten stellen allesamt Mittelwerte dar. Dabei wird bei der Mittelung der Werte zwischen Normal- und Sonderbetrieb unterschieden (Sonderbetrieb wird nur in den Sommermonaten, im Jahr 2016 von 16.03. bis 31.10. angewendet).

Der Sonderbetrieb (siehe Kapitel 4.1.2) stellt eine alternative Betriebsweise der Kläranlage Knittelfeld zum Normalbetrieb dar, um im Schlamm nach der mechanischen Entwässerung eine geringere Ammoniumkonzentration als im Normalbetrieb realisieren zu können. Dies ist

notwendig, da eine hohe Ammoniumkonzentration im entwässerten Schlamm nach der Schneckenpresse in früheren Zeiten zu erheblichen Geruchsproblemen führte, da im Sommer eine Klärschlamm Trocknung in einer solaren Trocknungshalle durchgeführt wird. Der in die Trocknungshalle eingebrachte, entwässerte Schlamm enthält einen Trockensubstanzgehalt von durchschnittlich 22 %. Um den Geruchsproblemen vorzubeugen, gibt es die Möglichkeit des Sonderbetriebes, in welchem durch eine Schlammbelüftung vor der mechanischen Entwässerung des Schlammes, geringere Ammoniumkonzentrationen im Schlamm realisiert werden können. Bischofsberger et al. (2005) beschreibt auf Seite 80 eine Zunahme der Geruchsintensität bei einem verschlechterten Abbauwirkungsgrad bei hohen Ammoniumkonzentrationen im Gärrest.

Im folgenden Abschnitt werden zunächst der Normalbetrieb und anschließend der Sonderbetrieb beschrieben.

#### **4.1.1 Normalbetrieb**

Laut Wolf (2017) beginnt im Normalbetrieb (siehe Abbildung 4-1) die Wasserlinie mit dem Zulauf in die Kläranlage. Das Abwasser fließt zuerst durch einen Rechen, um mechanisch die Grobstoffe abzuscheiden. Danach folgt der Fettabscheider, um das überschüssige Fett zu entfernen, welches direkt in die Faulung überführt wird.

Nach dieser Vorreinigung gelangt das Abwasser laut Wolf (2017) in die Vorklärung, wo weitere Feststoffe abgetrennt werden. Feinste Teilchen, welche sich am Boden absetzen oder an der Oberfläche aufschwimmen werden hier mechanisch entfernt. Die Fließgeschwindigkeit muss dazu reduziert werden. Weitestgehend organisches Material, der sogenannte Primärschlamm, lagert sich am Beckenboden ab und wird mit einem Räumbalken zur Primärschlammpumpe geführt. Diese fördert den anfallenden Schlamm in den Vorlagebehälter Faulung und weiter in die Faulung selbst. Die Vorklärung ist der letzte Schritt der mechanischen Abwasserreinigung. Im folgenden Schritt beginnt bereits die biologische Reinigung.

Die Kläranlage Knittelfeld betreibt nach den Beschreibungen von Wolf (2017) zwei biologische Stufen. In der ersten Stufe wird der Kohlenstoffabbau realisiert. Zusätzlich findet hier die teilweise Denitrifikation des Filtrats statt, auf welche später noch genauer eingegangen wird. Nach der Zwischenklärung folgt die zweite biologische Stufe. In dieser Stufe findet der Abbau des Ammonium-Stickstoffs in Form einer Nitrifikation und Denitrifikation statt. Der gesamte Abbau läuft in einem Becken ab, welches in zeitlichen Intervallen belüftet wird um die Nitrifikation bzw. die Denitrifikation zu ermöglichen. Während die Belüftung aussetzt, findet die Denitrifikation statt. Das letzte technische Bauteil der Wasserlinie ist das Nachklärbecken. Der Abwasserstrom gelangt nach der biologischen Stufe in dieses Becken, in dem das Belebtschlamm-Wassergemisch getrennt wird. Durch erneutes Reduzieren der Fließgeschwindigkeit des Abwasserstromes erfolgt eine Sedimentation der absetzbaren Stoffe. Der am Boden abgelagerte Belebtschlamm wird über Räumrichtungen den Rücklaufschlammumpfen zugeführt und vor der ersten biologischen

Stufe wieder dem Abwasserstrom zugeführt. Nachdem der Abwasserstrom die Nachklärung passiert hat, wird das gereinigte Wasser in den Vorfluter geleitet.

Die komplexe Schlammlinie der Kläranlage setzt sich laut Wolf (2017) aus vielen unterschiedlichen Strömen zusammen. Der erste Strom der Schlammlinie wird in der Vorklärung abgezogen. Der bereits erwähnte Primärschlamm wird mit Räumbalken entfernt und dem Vorlagebehälter Faulturm zugeführt. In den Vorlagebehälter wird auch der Schwimmschlamm des Vorklärbeckens und des Nachklärbeckens aufgegeben. Der Strom aus diesem Vorlagebehälter geht direkt in den ersten Faulturm. Die Schlammstabilisierung auf der Kläranlage Knittelfeld besteht aus zwei Faultürmen, welche seriell verschaltet sind. Neben dem Primärschlamm wird auch der Überschussschlamm, welcher in der ersten biologischen Stufe abgezogen wird, in den Faulturm aufgegeben. Allerdings wird dieser Überschussschlamm zuvor in einer mechanischen Überschussschlamm-Entwässerung (kurz: Müse) behandelt. Zusätzlich werden ein Co-Substrat (Molke) und das Fett aus dem Fettabscheider der Kläranlage in die Schlammstabilisierung aufgegeben. Der Strom (Gärrest) aus der Schlammstabilisierung geht in den Vorlagebehälter Schlammmentwässerung. Von dort aus wird der Gärrest zur mechanischen Entwässerung, einer Schneckenpresse, gepumpt. Hier wird Flockungsmittel zugesetzt. Nach der mechanischen Entwässerung wird der entwässerte Schlamm entweder direkt in Container zur Entsorgung abgegeben oder zuvor noch einer solaren Trocknung zugeführt. Diese befindet sich direkt im Anschluss zur Kläranlage und kann im Sommer mittels der Abwärme der Blockheizkraftwerke und der Sonnenenergie betrieben werden.

Das Filtrat (Trübwasser) aus der mechanischen Entwässerung wird zur Trübwasserbehandlung gepumpt, einem Becken, in dem Luft zur Nitrifikation eingeblasen wird. Hier wird das im Trübwasser enthaltene Ammonium zu Nitrat abgebaut. Dabei wird der Wert des Ammonium-Stickstoffs auf durchschnittlich  $380\text{-}650 \text{ mg L}^{-1} \text{ NH}_4^+$  reduziert. Der verbleibende Ammonium-Stickstoff wird später in der zweiten biologischen Stufe abgebaut. Die Ammonium-Konzentration im Ablauf aus der zweiten biologischen Stufe beträgt ca.  $1 \text{ mg NH}_4\text{-N L}^{-1}$ , wobei der einzuhalten Grenzwert bei  $5 \text{ mg NH}_4\text{-N L}^{-1}$  liegt. Der Ablauf der Trübwasserbehandlung geht in die erste biologische Stufe, in welcher wie bereits früher erwähnt die Denitrifikation zu Stickstoff stattfindet. Dieser Vorgang funktioniert besonders gut, wenn leicht abbaubarer Kohlenstoff zur Verfügung steht, was an der Kläranlage Knittelfeld in der ersten biologischen Stufe der Fall ist. Durch diese Anordnung bzw. Auftrennung der Nitrifikation/Denitrifikation des Filtrats und der Wasserlinie kann die Kläranlage sehr hohe Ammoniumkonzentrationen aufnehmen und abbauen. Dies ist im Fall der Kläranlage Knittelfeld notwendig, da ein obersteirisches Unternehmen große Abwassermengen mit hohen Ammoniumfrachten in die Kläranlage einleitet.

Zusätzlich zu den bereits beschriebenen Strömen gibt es noch einige interne Kreisläufe. Der Schlammkreislauf 1 verbindet die Biologie erster mit zweiter Stufe. Hierbei wird Schlamm von der ersten in die zweite biologische Stufe gepumpt, um diese mit ausreichend Bakterien zu versorgen. Der Schlammkreislauf 2 verbindet die Trübwasserbehandlung mit den beiden biologischen Stufen. Auch hier geht es wieder um einen Bakterientransfer. Die Verbindung



mechanischen Entwässerung eine erheblich geringere Ammonium-Konzentration erreicht werden, welche die Voraussetzung für den Betrieb der solaren Trockenhalle darstellt. Zum besseren Verständnis sind in folgendem Fließschema die Veränderungen im Vergleich zum Normalbetrieb rot gekennzeichnet (siehe Abbildung 4-2). Zu beachten ist, die direkte Überführung des Schlammes nach der Schlammstabilisierung in die Trübwasserbehandlung.

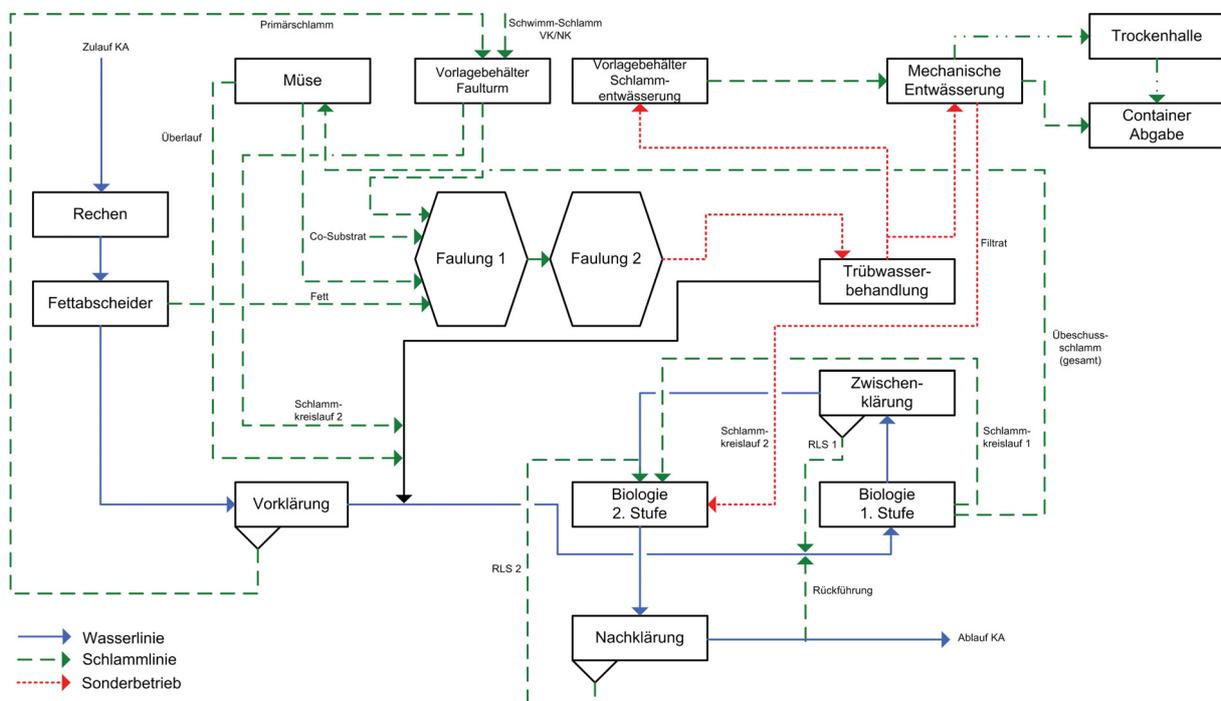


Abbildung 4-2: Fließschema der Kläranlage Knittelfeld im Sonderbetrieb

Die Mengenströme können einem Sankey Diagramm (siehe Abbildung 8-3, Anhang) entnommen werden. In der Kläranlage stellt die Wasserlinie den mit Abstand größten Strom dar. Bei der Schlammlinie handelt es sich dem gegenüber um sehr kleine Mengenströme.

## 4.2 Implementierung des ILS an der Kläranlage Knittelfeld

Da im ILS, wie in Kapitel 3.5 erläutert, nur ein von Feststoffen befreiter Flüssigstrom verarbeitet werden kann, muss eine mechanische Abtrennung der Feststoffe vom Gärrest vor der Anwendung des Verfahrens durchgeführt werden. Aus diesem Grund kommt nur eine Implementierung nach der mechanischen Entwässerung (Schneckenpresse) in Frage. Da mit dem ILS das Ammonium des Filtrats (Trübwasser) aus der mechanischen Entwässerung zurückgewonnen werden soll, wird das Verfahren direkt nach dieser implementiert (siehe Abbildung 4-3). Durch diese Anordnung wird ein von Ammonium gereinigtes Trübwasser nach Anwendung des ILS erhalten.

Durch den Einsatz des ILS kann das Becken der Trübwasserbehandlung eingespart werden, da durch die Stickstoffabtrennung mittels ILS keine Nitrifikation im Trübwasserbecken mehr nötig ist. Das im Rahmen des Ionentauscher-Loop-Strippings nicht abgeschiedene Ammonium kann im Rahmen der Nitrifikation und Denitrifikation in den beiden biologischen



der Stripper- und Wäschereinheit. Stripper- und Wäscherkolonne weisen identische Abmessungen auf. In den Kolonnen werden strukturierte Packungen (siehe Abbildung 8-1, Anhang) aus Polypropylen (PP-H) eingesetzt. Die Produktgewinnung erfolgt über den Wäscherkreislauf. Das gestrippte Ammoniak wird dabei in einer Schwefelsäure-Lösung fixiert und eine Ammoniumsulfatlösung erzeugt. Genauere Beschreibungen der einzelnen Aggregate können der Arbeit von Lechleitner (2017) entnommen werden.

### **4.3.2 Beschreibung des Versuchsbetriebes**

Für den Versuchsbetrieb wird eine Ionentauscherkolonne mit ca. 100 kg Zeolith wechselnd beladen und regeneriert. (Lubensky et al. 2017). Hierfür wurde Zeolith aus dem Osten der Slowakei bezogen. Vor dem Einsatz wurde dieser mit Leitungswasser gespült, um das Feinmaterial auszuwaschen und repräsentative Ergebnisse für die eingesetzte Korngröße von 1 - 2,5 mm zu erhalten.

Die Versuchsparameter wurden für die Zielversuche standardisiert und sind in Tabelle 4-1 angeführt. Zielversuch 26 wurde als einziger über 180 Minuten beladen und über 120 Minuten regeneriert. Alle anderen Zielversuche wurden mit den in der Tabelle angeführten Parametern durchgeführt.

Der flüssige Gärrest wird nach der Schneckenpresse entnommen und in einem Vorlagebehälter zwischengelagert, um über einen Beladeversuche eine konstante Ammoniumkonzentration im Trübwasser zu garantieren. Die Ionentauscherkolonnen werden während des Beladezyklus mit dem Trübwasser aus dem Vorlagebehälter von unten nach oben beschickt, um eine gleichmäßige Durchströmung des Zeolithbettes zu erreichen. Anschließend wird das behandelte Trübwasser in den Trübwasserstrom der Kläranlage rückgeführt. Nach dem Beladezyklus wird ein Spülzyklus durchgeführt, um eine möglichst geringe Verschmutzung der Regenerationslösung zu gewährleisten. Anschließend folgt die Regeneration des Zeolithbettes mit einer NaOH-Lösung.

Nach der Regeneration wird die NaOH-Lösung aus den Ionentauscherkolonnen in den Strippersumpf rückgeführt, die Zeolithschüttung abermals mit Leitungswasser gespült und entleert, bevor ein neuer Beladezyklus gestartet werden kann.

Tabelle 4-1: Versuchsparameter der Zielversuche ZV-1 bis ZV-25

Beladung				
Beladezeit	Trübwasserzulauf		spez. Bettvolumen*	
60 min	500 L h <sup>-1</sup>		5,10 L h <sup>-1</sup> kg <sup>-1</sup>	
Regeneration				
Regenerationszeit	Durchfluss Regenerationslösung		spez. Bettvolumen	
90 min	500 L h <sup>-1</sup>		5,10 L h <sup>-1</sup> kg <sup>-1</sup>	
Strippung				
Durchfluss Regenerations- lösung	Gasvolumenstrom	Temperatur	Berieselungsdichte**	F-Faktor***
500 L h <sup>-1</sup>	228 Bm <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	60 °C	18,8 m <sup>3</sup> m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup>	2,15 Pa <sup>0,5</sup>
Wäsche				
Durchfluss Wäscherlösung	Gasvolumenstrom	Temperatur	Berieselungsdichte**	F-Faktor***
550 L h <sup>-1</sup>	228 Bm <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	60 °C	20,7 m <sup>3</sup> m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup>	2,15 Pa <sup>0,5</sup>

\* ... das spez. Bettvolumen errechnet sich durch eine Schüttdichte von 800 kg m<sup>-3</sup>

\*\*... bei der Berieselungsdichte handelt es sich um einen querschnittkorrigierten Durchfluss

\*\*\* ... der F-Faktor gibt einen luftdichte-korrigierten Durchfluss an

### 4.3.3 Ergebnisse und Interpretation des Versuchsbetriebes

In Tabelle 4-2 werden die nach Lechleitner (2017) berechneten Daten (Mittelwerte inkl. Standardabweichung) dargestellt. Die für diese Berechnung herangezogenen Versuchsdaten sind im Anhang in Tabelle 8-1 angeführt.

Tabelle 4-2: Gemittelte Daten aus den Zielversuchen ZV-1 bis ZV-26 der ReNOx-Pilotanlage nach Lechleitner (2017)

Zielversuche 1 - 26	Mittelwerte ± Standardabweichung
Durchfluss [L h <sup>-1</sup> ]	504,6 ± 17,2
Ammonium - Zulaufkonzentration [g NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> L <sup>-1</sup> ]	1241,4 ± 180,0
Ammonium – Menge im Zulauf [g NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ]	625,8 ± 89,8
Ammonium – Menge abgeschieden [g NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ]	531,0 ± 76,3
Abscheidung [%]	84,9 ± 6,0
Ammonium im Produkt [g NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ]	538,6 ± 125,9

Mit den Zielversuchen der ReNOx-Pilotanlage an der Kläranlage Knittelfeld wurden über 26 Belade- und Regenerationszyklen die technische Machbarkeit des ILS und die Zeolithstabilität im Pilotmaßstab demonstriert.

Laut Lechleitner (2017) wurde im Rahmen der Versuchsdurchführung an der Pilotanlage festgestellt, dass die Ammoniumkonzentration des zulaufenden Trübwassers einen wesentlicher Einflussfaktor für die Abscheiderate darstellt. Je höher die Zulaufkonzentration, desto höher ist auch die NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-Aufnahme der Zeolithschüttung. Damit kann auch mehr Ammoniumsulfat produziert werden, da bei der Regeneration mehr Na<sup>+</sup>-Ionen gegen NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-Ionen ausgetauscht werden können. Durchschnittlich betrug die Abscheidung bei den Zielversuchen 84,9 ± 6,0 %. Ausgehend von diesem Wert wurde für die Auslegung der Produktionsanlage eine durchschnittliche Abscheidung von 80 % gewählt.

Die Standfestigkeit des Zeoliths konnte über 26 Belade- und Regenerationszyklen bestätigt werden, da in den Zielversuchen nur wenige Versuche unter eine Abscheidung von 80 % fielen und kein abfallender Trend der Abscheidung auftrat. Aus diesem Grund wurde in weiterer Folge für die Feasibility-Studie eine Mindeststandfestigkeit des Zeoliths von drei Monaten angenommen. Aus dem Versuchsbetrieb wurde zudem die Erkenntnis gewonnen, dass eine Zeolithkorngröße unter 1 mm zu Betriebsproblem führen kann, sodass dieselbe Korngröße von 1 – 2,5 mm für die Produktionsanlage angestrebt wird.

## 5 Feasibility-Studie

Im folgenden Kapitel wird nach der Definition des Einsatzstromes für die ReNO<sub>x</sub>-Produktionsanlage und einer Marktrecherche für die möglichen Produkte (Entstickungsmittel) das Up-Scaling der Kernaggregate durchgeführt. Dabei werden drei unterschiedliche Möglichkeiten evaluiert. In Fall 1 wird das in der Pilotanlage eingesetzte Stripper-Wäscher-System mit einer Luftstrippung und einem sauren Wäscher untersucht. In Fall 2 und 3 werden alternative Techniken betrachtet.

### 5.1 Festlegung des Einsatzstromes für die ReNO<sub>x</sub>-Produktionsanlage

Im Rahmen des Betriebs der ReNO<sub>x</sub>-Pilotanlage an der Kläranlage Knittelfeld wurde ein Volumenstrom von durchschnittlich ca. 500 L h<sup>-1</sup> behandelt (Lechleitner 2017). Aufbauend auf dieser Auslegung der Pilotanlage wird ein Up-Scale-Faktor berechnet.

Wie in Kapitel 4.2 beschrieben, wird die Produktionsanlage mit dem Filtrat (Trübwasser) aus der mechanischen Entwässerung (Schneckenpresse) gespeist. Die Betriebsdaten der Kläranlage Knittelfeld werden automatisch von den vor Ort installierten Messstellen an die zentrale Datenverarbeitungseinheit bzw. das Prozessleitsystem übertragen. Dort werden die Daten jeder Messstelle aufgezeichnet und gemittelt. Dabei wird zwischen Normal- und Sonderbetrieb unterschieden (vgl. Kapitel 4.1). Für den Zeitraum des jeweiligen Betriebes (Normalbetrieb im Winter und Sonderbetrieb im Sommer) werden separate Mittelwerte gebildet. Diese Mittelwerte werden für die folgenden Berechnungen herangezogen.

Aus diesen gemittelten Betriebsdaten der Kläranlage Knittelfeld vom Jahr 2016 können folgende Daten entnommen werden: der Zulauf zur mechanischen Entwässerung beträgt im Normal- und Sonderbetrieb ca. 101 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>. Pro Tag werden durch die mechanische Entwässerung daraus durchschnittlich 6 m<sup>3</sup> Schlamm mit einem Trockensubstanzgehalt von 22 % produziert (Betriebsdaten 2016).

Daraus ergibt sich eine Abscheidung von 95 m<sup>3</sup> Trübwasser aus der Schneckenpresse pro Tag. Es wird angenommen, dass sich das gesamte Ammonium in gelöster Form in der flüssigen Phase befindet. Durch die Kenntnis des Trockensubstanzgehaltes des entwässerten Schlammes, können der Anteil an gelöstem Ammonium im Schlamm und die Ammoniumkonzentration im Trübwasser bestimmt werden. Die Ammoniumkonzentration im Zulauf der mechanischen Entwässerung im Normalbetrieb beträgt 2016 im Jahresmittel 2099 mg L<sup>-1</sup> (Betriebsdaten 2016).

Aus diesen Angaben und der vorher getroffenen Annahme über die Aufteilung des Ammoniums auf die Schlamm- und Trübwasserphase ergibt sich eine Ammoniumkonzentration im Schlamm von 99 mg L<sup>-1</sup> und im Filtrat von 2000 mg L<sup>-1</sup> im Normalbetrieb.

In Tabelle 5-1 werden alle relevanten Daten zur näheren Bestimmung des Inputstromes in einer Übersicht angeführt.

Für den kontinuierlichen Betrieb einer ReNOx-Produktionsanlage ist zu beachten, dass die Schneckenpresse aktuell bei störungsfreiem Betrieb ca. 18 Stunden pro Tag betrieben wird. Daher wird ein Pufferbecken zwischen mechanischer Entwässerung und der ReNOx-Produktionsanlage unabdingbar sein.

Der gesamte Volumenstrom (Trübwasserstrom aus der mechanischen Entwässerung), der in einer Produktionsanlage verarbeitet werden muss, beträgt im Mittel  $5280 \text{ L h}^{-1}$  (siehe Tabelle 5-2). Bei der Berechnung der täglich bzw. jährlich zu verarbeitenden Volumenströme wird von einem kontinuierlichen Betrieb der Anlage ausgegangen. Mit dieser Annahme werden die angegebenen Daten auf eine ununterbrochene Verarbeitung ( $8760 \text{ h a}^{-1}$ ) vom an der Schneckenpresse anfallenden Trübwasser in der ReNOx-Produktionsanlage bezogen.

Zur Bestimmung der maximal gewinnbaren Ammoniummengen wird zwischen Normal- und Sonderbetrieb unterschieden (siehe Kapitel 4.1). Der Ammoniumgehalt im Normalbetrieb im Trübwasser des Ablaufs der mechanischen Entwässerung beträgt im jährlichen Durchschnitt im Normalbetrieb (01.01.2016 – 15.03.2016 und 01.11.2016 – 31.12.2016)  $2000 \text{ mg L}^{-1}$ . Die Ammonium-Beladung im Sonderbetrieb (16.03.2016 – 31.10.2016) ist erheblich geringer. Sie liegt im Jahresdurchschnitt bei  $558 \text{ mg L}^{-1}$  (gemittelte Betriebsdaten aus dem Jahr 2016 für die Betriebszeit des Sonderbetriebs). Ziel des Sonderbetriebes ist es, eine niedrigere Ammoniumkonzentration an der mechanischen Entwässerung realisieren zu können. Dazu wird eine direkte Überführung des Schlammes nach der Schlammstabilisierung in die Trübwasserbehandlung durchgeführt. Im Gegenzug wird das Filtrat nach der mechanischen Entwässerung direkt in die erste biologische Stufe eingeleitet. Diese Betriebsweise wird ausschließlich im Sommer angewendet, um Geruchsproblemen vorzubeugen. Die Berechnungen beziehen sich auf eine kontinuierliche Anwendung des Sonderbetriebs über das gesamte Jahr hinweg.

Alle Konzentrationen werden an der Kläranlage Knittelfeld in  $\text{mg L}^{-1} \text{ NH}_4\text{-N}$  gemessen. Zur Darstellung in folgender Tabelle wurde eine Umrechnung in  $\text{mg L}^{-1} \text{ NH}_4$  durchgeführt.

Tabelle 5-1: Definition des Einsatzstromes für die ReNOx-Produktionsanlage

	Normalbetrieb*		Sonderbetrieb*	
	Volumenstrom [m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> ]	Konzentration NH <sub>4</sub> [mg L <sup>-1</sup> ]	Volumenstrom [m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> ]	Konzentration NH <sub>4</sub> [mg L <sup>-1</sup> ]
Zulauf mechanische Entwässerung (Messwert; Betriebsdaten 2016)	101	2099	101	586
Ablauf mechanische Entwässerung = Schlamm (Messwert; Betriebsdaten 2016)	6,0	99,1	6,0	28
Ablauf mechanische Entwässerung = Trübwasser (berechnet)	95	2000	95	558

\* ... nähere Definition der Betriebszustände siehe Kapitel 4.1

Wie in Tabelle 5-2 dargestellt beträgt die tägliche Ammoniummenge im Normalbetrieb ca. 245 kg (berechnet mit den Daten aus Tabelle 5-1). Diese Menge könnte bei vollständiger Abscheidung theoretisch aus dem flüssigen Gärrest gewonnen werden. Die täglich und jährlich zu verarbeitenden Volumenströme beziehen sich auf die täglich zu verarbeitende Menge an Trübwasser aus der Schneckenpresse. Damit ergibt sich theoretisch ein stündlich zu verarbeitender Volumenstrom von 3,96 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>. Um eine Sicherheit zu berücksichtigen, wird zur weiteren Auslegung der Produktionsanlage von einer täglichen Betriebszeit von 18 Stunden Betriebszeit (gleich wie die Schneckenpresse) ausgegangen (6570 Jahresbetriebsstunden) und so ein stündlich zu verarbeitender Volumenstrom von 5,28 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> erhalten. Für die weiteren Auslegungen wurde anstelle der experimentell bestimmten Abscheidung von durchschnittlich 84,9 ± 6,0 % laut Lechleitner (2017) aus Sicherheitsgründen eine durchschnittliche Abscheidung von lediglich 80 % angenommen. Die folgende Tabelle gibt einen Überblick über die Daten zur Festlegung des Scale-Up-Faktors.

Tabelle 5-2: Potential zur Rückgewinnung von Ammonium mittels ReNOx-Produktionsanlage

	Normalbetrieb*			Sonderbetrieb*		
	stündlich	täglich	jährlich	stündlich	täglich	jährlich
Volumenstrom Trübwasser (zur Behandlung in der ReNOx-Produktionsanlage) [m <sup>3</sup> pro Zeiteinheit]	5,28**	94,97	34664	5,28**	94,97	34664
theoretisches NH <sub>4</sub> - Potential im Trübwasser [kg NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> pro Zeiteinh.]	13,59**	244,63	89289	3,79**	68,29	24925
NH <sub>4</sub> -Abscheiderate (anhand Versuchsbetrieb ReNOx-Pilotanlage, Lechleitner 2017) [%]	84,9 ± 6,0					
Rückgewinnbare NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - Menge mittels ILS- Verfahren [kg NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> pro Zeiteinh.]	10,7 – 12,4	193,0 – 222,4	70449 – 81164	3,0 – 3,5	53,9 – 62,1	19666 – 22657

\* ... nähere Definition der Betriebszustände siehe Kapitel 4.1

\*\*... bezogen auf 18 Stunden Betriebszeit der Schneckenpresse

## 5.2 Marktrecherche

Im folgenden Kapitel werden sowohl der Markt für das produzierte Produkt evaluiert, als auch eine Abschätzung der Preise für das Produkt und die eingesetzten Chemikalien durchgeführt.

### 5.2.1 Produkt

Generell ist der Markt für das Produkt Ammoniumsulfat weit gefächert. Er reicht von der Düngemittelherstellung über Flammenschutzmittelproduktion bis zur Herstellung von Flotationsmittel. Ziel des ILS ist es einen sehr spezifischen Markt abzudecken: das Ammoniumsulfat soll als industrielles Entstickungsmittel in der Zementindustrie (Selektive nicht-katalytische Reduktion; SNCR) eingesetzt werden und damit den derzeit hauptsächlich eingesetzten Harnstoff ersetzen.

Im Zuge des Projektes ReNOx wurde das an der Pilotanlage erzeugte Entstickungsmittel im Zementwerk Retznei erfolgreich im laufenden Betrieb eingesetzt und der Nachweis erbracht,

dass die mittels ILS hergestellte Ammoniumsulfat-Lösung in einer SNCR als Entstickungsmittel verwendet werden kann. Grundsätzlich kann auch Ammoniakwasser im Zementwerk als Entstickungsmittel herangezogen werden. Dieses könnte als alternatives Produkt in einer ReNO<sub>x</sub>-Produktionsanlage hergestellt werden.

Der Entstickungsmittelverbrauch von Österreich beträgt laut Ellersdorfer et al. (2016) insgesamt ca. 10000-11000 t N a<sup>-1</sup>. Davon entfallen 8000 – 9000 t N a<sup>-1</sup> auf die Branchen Öl/Gas, Roheisen/Stahl, Papier und Kraftwerke. Die restlichen 2000 t N a<sup>-1</sup> werden in der österreichischen Zementindustrie zur Entstickung benötigt. Beispielhaft soll hier die Abschätzung des Entstickungsmittelverbrauchs für das Zementwerk Retznei (Ellersdorfer et al. 2016) durchgeführt werden. In diesem Zementwerk werden jährlich ca. 400000 t Klinker hergestellt, wobei etwa 8000 t Harnstofflösung (40%) für die Entstickung eingesetzt werden.

$$8000 \frac{t \text{ Harnstoff}_{(40\%)}}{a} * \frac{0,4 \text{ kg}}{60 \text{ kmol}} \text{CH}_4\text{N}_2\text{O} * 2 \frac{\text{NH}_3}{\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}} * 17 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \text{NH}_3 = 180 \frac{t \text{ NH}_3}{a} \quad \text{Formel 5-1}$$

Um auch eine Abschätzung für den deutschen Markt durchführen zu können, wird die Klinkerproduktion in Deutschland betrachtet. Laut Statista GmbH (2018) werden im Jahr ca. 23,4 Mio. Tonnen Klinker in Deutschland erzeugt (Daten aus dem Jahr 2016). Es ergibt sich demnach ein Entstickungsmittelverbrauch für Deutschland von ungefähr 86500 t N pro Jahr (nach Formel 5-1). Damit ist der Entstickungsmittelverbrauch für die Zementindustrie in Deutschland ca. 10 mal so hoch, wie der gesamte Verbrauch an Entstickungsmittel in Österreich. Generell herrscht auf diesem Gebiet eine schwierige Datenlage, da kaum Entstickungsmittelverbräuche anderer Branchen veröffentlicht werden.

Diese Daten zeigen das enorme Substitutionspotential für Harnstoff oder Ammoniaklösungen als Entstickungsmittel, welche derzeit unter erheblichem Einsatz von fossilen Rohstoffen und Energie hergestellt werden. Um eine Tonne Harnstoff zu produzieren, werden 0,58 t NH<sub>3</sub>, 0,76 t CO<sub>2</sub>, 85 - 160 kWh Strom und 0,9 - 2,3 t Dampf benötigt (Ellersdorfer et al. 2016). Durch die Einsparung dieser Ressourcen und die Produktion von Ammoniumsulfat aus Abfallströmen (z.B. Trübwasser an kommunalen Kläranlagen oder Gärresten an Biogasanlagen) kann eine erhebliche Verbesserung hinsichtlich der CO<sub>2</sub>-Emissionen zur Produktion von industriellen Entstickungsmitteln erreicht werden.

### 5.2.1.1 Preisabschätzung für das Produkt Ammoniumsulfat

Um den erzielbaren Marktpreis für eine 40%ige Ammoniumsulfat-Lösung zu ermitteln, wird ein Vergleich mit der aktuell im Zementwerk Retznei und anderen Zementwerken eingesetzten 40 %igen Harnstoff-Lösung angestellt. In der Arbeit von Ernecker (2005) wird die Wirksamkeit von verschiedenen Entstickungsmitteln zur nicht-katalytischen Reduktion am Portlandzementwerk in Mannersdorf untersucht. Darunter sind auch 40 %ige Ammoniumsulfat-Lösung und 40 %ige Harnstoff-Lösung. Nach Ernecker (2005) weist die Harnstoff-Lösung ein NH<sub>3</sub>-Äquivalent von 14,6 Mol pro Liter Lösung auf. Die Ammoniumsulfat-Lösung hat ein NH<sub>3</sub>-Äquivalent von 7,4 Mol pro Liter Lösung. Demnach

befinden sich in einer Harnstofflösung knapp doppelt so viele Äquivalente in einem Liter Lösung, wie in einer Ammoniumsulfat-Lösung. Allerdings weist die Ammoniumsulfat-Lösung eine höhere molare Effizienz von 54,16 % auf, während die molare Effizienz der Harnstoff-Lösung 21,10 % beträgt. Die molare Effizienz stellt die tatsächlich abgebaute Fracht an Stickoxiden der eingebrachten Menge an Reduktionsmittel gegenüber. Durch die Multiplikation der Äquivalente in einem Liter Lösung und der molaren Effizienz ergeben sich bei der Ammoniumsulfat-Lösung 4,01 verfügbare Mole pro Liter Lösung bezogen auf das  $\text{NH}_3$ -Äquivalent. Die Harnstofflösung weist nur 3,08 verfügbare Mole pro Liter Lösung auf. Aus diesen Daten ergibt sich ein Verhältnis (Ammoniumsulfat zu Harnstoff) der verfügbaren Mole an Ammoniak pro Liter Lösung von 1,3. Dieses Verhältnis spiegelt auch das Preisverhältnis von Ammoniumsulfat-Lösung zu Harnstoff-Lösung wieder. Aus den eingeholten Angeboten ergibt sich ein maximaler Preis von 210 €  $\text{t}^{-1}$  (4. Quartal 2017) für die 40%ige Harnstoff-Lösung (Kitz 2017, DonauChem). Der erzielbare Marktpreis einer 40%igen Ammoniumsulfat-Lösung liegt damit bei 273,2 €  $\text{t}^{-1}$ .

### 5.2.1.2 Preisabschätzung für das Produkt Ammoniakwasser

Der erzielbare Marktpreis für Ammoniakwasser wird entsprechend einer Anfrage zum Marktpreis bei der Energie- und Abfallverwertungs- Gesellschaft m.b.H in Niklasdorf abgeschätzt. Dieser Betrieb setzt etwa 90000 kg 24 %iges Ammoniakwasser pro Jahr zur Entstickung ein. Dabei liegt der Preis je nach Verpackung zwischen 0,20 und 0,36 €  $\text{kg}^{-1}$  (2. Quartal 2017). Pro Tonne ergibt sich somit ein Preis von 200 bis 360 €  $\text{t}^{-1}$ . Für die Berechnung der Erlöse durch den Produktverkauf wurde ein durchschnittlicher Preis von 348 €  $\text{t}^{-1}$  für 25 %iges Ammoniakwasser angenommen.

### 5.2.2 Einsatzstoffe

Die Chemikalienpreise wurden bei Chemikalienanbietern angefragt, um für die Berechnung der Betriebskosten eine Annahme treffen zu können. In den beiden folgenden Tabellen werden die Preisniveaus für Natronlauge und Schwefelsäure in den entsprechenden Konzentrationen für die Berechnung der Chemikalienkosten angeführt.

Tabelle 5-3: Preis für 50 %ige Natronlauge zu verschiedenen Zeitpunkten inkl. Anbieter

<b>NaOH (50 %ig)</b>		
<b>Zeitraum</b>	<b>Preis [€ t<sup>-1</sup>]*</b>	<b>Anbieter</b>
2016	165 – 175	Wacker Chemie
3. Quartal 2017	300	DonauChem
4. Quartal 2017	320	DonauChem
1. Quartal 2018	350	DonauChem
1. Quartal 2018	390	ChemRes

\*Preise angefragt für die jährlich eingesetzten Mengen in der ReNO<sub>x</sub>-Produktionsanlage

Für folgende Berechnungen werden die Kosten für Natronlauge mit 300 € t<sup>-1</sup> angenommen (ungefährer Mittelwert). Die Preise für Natronlauge erfuhren laut Steiner GmbH (2017) im Jahr 2017 eine starke Preissteigerung. Dies liegt an der engen NaOH-Verfügbarkeit am freien Markt (Europäischer Wirtschaftsdienst GmbH 2017). Durch die Umstellung sämtlicher Amalgamanlagen auf Membranverfahren im letzten Quartal 2017 wurde die Situation am Markt noch verschärft, da alle Anlagen ohne Umstellung geschlossen werden mussten. Es ist in den nächsten Quartalen mit einer weiteren Preissteigerung zu rechnen und keine kurz- oder mittelfristige Besserung zu erwarten, da sich laut Steiner GmbH (2017) in den nächsten zwei bis drei Jahren keine nennenswerten neuen Kapazitäten ergeben werden.

Tabelle 5-4: Preis für 96 %ige Schwefelsäure zu verschiedenen Zeitpunkten inkl. Anbieter

<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (96 %ig)</b>		
<b>Zeitraum</b>	<b>Preis [€ t<sup>-1</sup>]*</b>	<b>Anbieter</b>
3. Quartal 2017	95	DonauChem
1. Quartal 2018	120	DonauChem
1. Quartal 2018	96	ChemRes

\*Preise angefragt für die jährlich eingesetzten Mengen in der ReNO<sub>x</sub>-Produktionsanlage

Für weitere Berechnungen wird für 96 %ige Schwefelsäure ein Preis von 96 € t<sup>-1</sup> herangezogen.

Für Fall 2 (Dampfstrippung mit anschließender Kondensation, siehe Kapitel 5.3.2) wird Natriumchlorid zur Bereitstellung von Na<sup>+</sup>-Ionen benötigt. Dafür wurde im 2. Quartal 2018 der Preis für Gewerbesalz (Lieferung lose oder in Big Bags) bei Salinen Austria (2018)

angefragt. Er beträgt für die lose Lieferung  $100 \text{ € t}^{-1}$ , für die Lieferung in Big Bags  $110 \text{ € t}^{-1}$ . Für die folgenden Berechnungen wird der Preis für eine Lieferung in Big Bags angenommen, da dies für den Standort Knittelfeld eine relevante Lösung darstellt.

### 5.3 Betrachtete Szenarien zur Produktgewinnung

In dieser Arbeit werden drei mögliche Fälle zur Produktgewinnung betrachtet. Fall 1 beschreibt die ursprüngliche Planung und damit auch die aktuelle Ausführung der Pilotanlage. Wie bereits früher beschrieben, wird in der Pilotanlage mit einem Luftstripper und einer schwefelsauren Wäsche gearbeitet (siehe Kapitel 4.3.1). Als Produkt wird Ammoniumsulfat erzeugt.

In Fall 2 wird die in der Pilotanlage angewandte Luftstrippung durch eine Strippung mit Dampf ersetzt. Für diese Prozessvariante müssen einige grundlegende Themen wie z.B. Absorption und Desorption von Ammoniak näher betrachtet werden. Bei dieser Variante wird als Produkt Ammoniakwasser hergestellt.

In Fall 3 wird wiederum eine Luftstrippung eingesetzt, allerdings wird das Produkt Ammoniakwasser durch Teilstrom-Kondensation gewonnen.

#### 5.3.1 Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche

Für diesen Fall werden die bereits in der Pilotanlage verwendeten Aggregate entsprechend dem Scale-Up-Faktor vergrößert. Im Versuchsbetrieb an der Pilotanlage wurden eine Stripplkolonne mit Luft und ein schwefelsaurer Wäscher betrieben. Beim Luftstrippen erfolgt laut Draxler (2014) die Abtrennung des Ammoniaks aus der Kreislaufuft mit Hilfe einer sauren Gaswäsche. Es werden dadurch Ammoniumsalze gewonnen. Die erreichbaren Konzentrationen hängen von der Löslichkeitsgrenze des jeweiligen Salzes ab und liegen für Ammoniumsulfat bei ca. 40 Gew-% (bei  $20^\circ\text{C}$ ). Die Waschlösung wird rezirkuliert, um die benötigte Berieselungsdichte zu erzielen. Eine genaue Beschreibung der einzelnen Aggregate kann dem Kapitel 3.4.2 oder der Arbeit von Lechleitner (2017) entnommen werden.

Um den Prozess der Strippung genauer erläutern zu können, muss auf die Grundlagen der Absorption und Desorption von Ammoniak eingegangen werden.

##### 5.3.1.1 Grundlagen der Absorption und Desorption von Ammoniak

Die Vorgänge der Absorption und Desorption werden von Sattler (2012) beschrieben. Die Absorption stellt die Aufnahme und Auflösung von Gasen und Dämpfen in Flüssigkeiten dar. Die Desorption stellt den Umkehrvorgang dar und ist damit die Freisetzung von Gasen aus einer Flüssigkeit. Diese Vorgänge finden in Stripplkolonnen statt. In diesen Stripplkolonnen bilden sich zusammenhängende Gas- und Flüssigkeitsströmungen aus, welche im Gegenstrom zueinander geführt werden. Da das Strippen von Ammoniak ein rein physikalischer Vorgang ist, muss das Ammonium in seiner undissoziierten Form als gelöstes Ammoniak vorliegen. Die Dissoziation von Ammoniak (siehe Formel 5-2) ist sowohl von der

Temperatur als auch vom pH-Wert abhängig (siehe Abbildung 5-1). Mit einer pH-Wert-Erhöhung verschiebt sich das Dissoziationsgleichgewicht in Richtung  $\text{NH}_3$ .



Formel 5-2

In folgender Abbildung ist das Ammonium/Ammoniak-Gleichgewicht in Abhängigkeit von Temperatur und pH-Wert dargestellt.

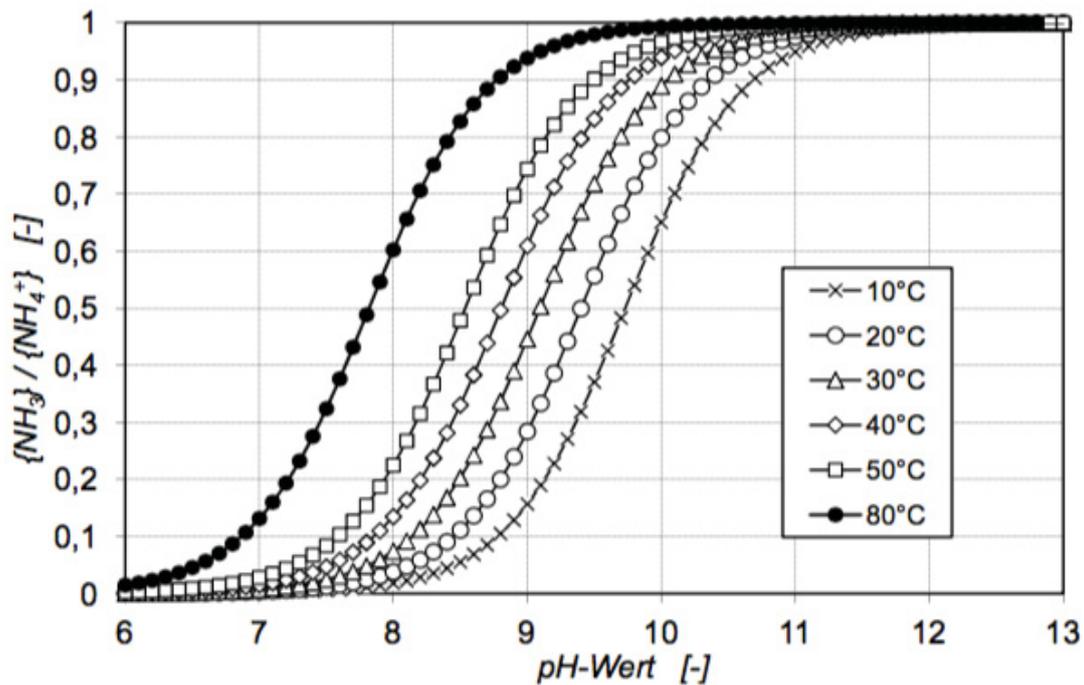


Abbildung 5-1: Ammonium/Ammoniak Gleichgewicht (ideal berechnet laut Hobiger 1996)

### 5.3.2 Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation

Alternativ zur Strippung mit Luft, wie von Ellersdorfer (2012) beschrieben, wird auch eine Dampfstrippung zur Produktgewinnung als Möglichkeit evaluiert. Dabei wird als Produkt Ammoniakwasser gewonnen. Mit Hilfe dieser Technologie könnte 20 - 25 %iges Ammoniakwasser hergestellt werden, welches ebenfalls in der Zementindustrie eingesetzt werden kann. Allerdings muss bedacht werden, dass am Standort Knittelfeld keine Dampfversorgung zur Verfügung steht. Daher müssen die geringeren Chemikalienkosten durch Einsparung von  $\text{NaOH}$  und  $\text{H}_2\text{SO}_4$  den höheren Energiekosten der Dampfstrippung gegenübergestellt und verglichen werden.

Bei der Dampfstrippung wird laut Bischofsberger et al. (2005) mit Hilfe eines Trägergases Ammoniak aus dem Abwasser entfernt und kann in einer verwertbaren Form zurückgewonnen werden. Im Wesentlichen läuft die Strippung in drei Schritten ab. Im ersten Abschnitt muss der pH-Wert des Prozesswassers durch Zudosierung von Lauge erhöht werden. Im Gegensatz zum vorhergehenden Fall, wird die Lauge hier nur zur pH-Wert-

Anhebung und nicht zur Bereitstellung von  $\text{Na}^+$ -Ionen verwendet. Laut Rautenbach et al. (1995) reicht ein pH-Wert von 9 bei einer Dampfstrippung bei 100 °C und 1 bar aus, um zu garantieren, dass immer strippbares Ammoniak vorliegt. Aus diesem Grund verringert sich die benötigte Menge an Lauge beträchtlich. Im zweiten Schritt wird Ammoniak ausgetrieben und in die Dampfphase überführt. Dabei wird das Prozesswasser und die Dampfphase im Gegenstrom geführt. Das ammoniumhaltige Prozesswasser wird dazu am Kolonnenkopf eingesetzt, durchrieselt die Kolonne gleichmäßig und wird im Sumpf als Reinwasser gesammelt. Zur besseren energetischen Nutzung kann das ammoniumhaltige Prozesswasser mit einem Wärmetauscher vorgewärmt werden. Im letzten Schritt werden die in der Stripplung entstandenen Brüden aufkonzentriert und das Ammoniak so wiedergewonnen. Die Brüden können einem Brüdenkondensator oder auch einer Verbrennung zugeführt werden. In folgender Abbildung ist ein schematischer Aufbau einer Ammoniak-Strippanlage dargestellt.

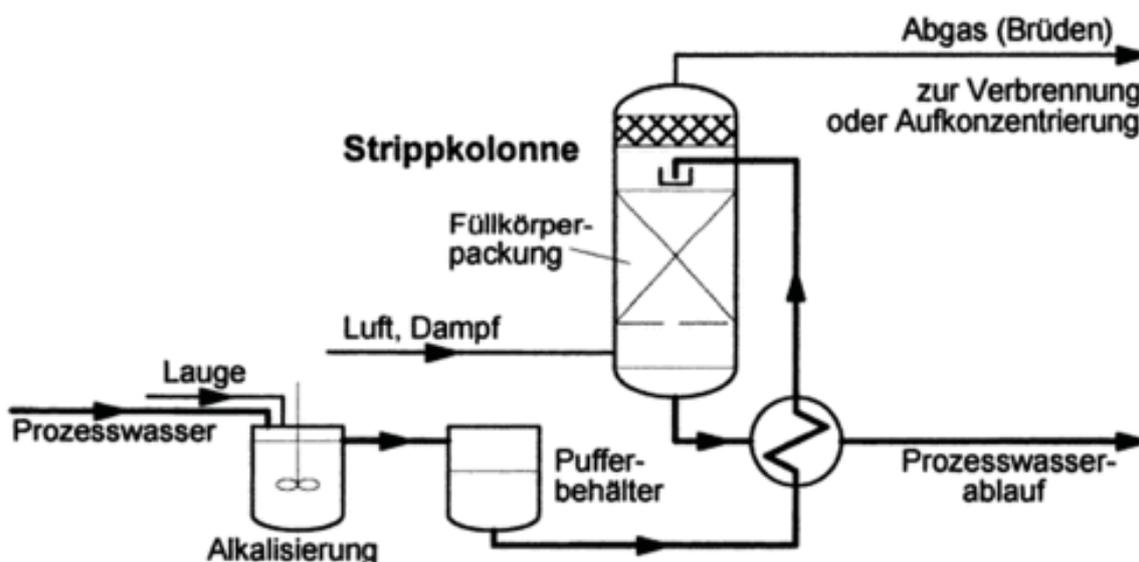


Abbildung 5-2: Vereinfachtes Schema einer Ammoniakdampfstrippung (Günthert 2005)

Laut Günthert (2008) werden zur Dampfstrippung ca. 100 - 200 kg Dampf pro kg Prozesswasser benötigt. Als vorteilhaft erweist sich leichter Unterdruck, um das Temperaturniveau unter 100 °C zu halten. Bischofsberger et al. (2005) beschreibt, dass der Einsatz von Dampfstrippung an Kläranlagen vor allem dann sinnvoll ist, wenn Dampf und Kühlwasser an der Anlage kostengünstig bereitgestellt werden können. Durch den Einsatz von Natronlauge zur pH-Erhöhung fallen hier zusätzliche Kosten an. Zur Bereitstellung von  $\text{Na}^+$ -Ionen für den Ionentausch wird Natriumchlorid zudosiert. Es gibt die Möglichkeit verschiedener energieoptimierender Verfahrensausführungen der Dampfstrippung (Nitsche 2014), wobei das zugrunde gelegte Verfahrensschema dem Schema in Abbildung 5-2 entspricht. Im Rahmen dieser Feasibility-Studie wurden verschiedene Möglichkeiten zur Energieoptimierung einer Dampfstrippanlage untersucht (z.B. die Verwendung einer zweiten Kolonne zur weiteren Anreicherung des Ammoniakwassers oder eine zwischengeschaltete Brüdenverdichtung zur Heizdampfeinsparung). Wird in der energetischen Betrachtung

lediglich der Dampfverbrauch berücksichtigt, liefert die in Abbildung 5-2 angeführte Verfahrensvariante nicht das beste Ergebnis (Nitsche 2014). Allerdings müssen auch die Stromkosten und Investitionskosten für weitere Anlagenteile (z.B. Verdichter) miteingerechnet werden. Dieses Argument gilt besonders, wenn ein zusätzlicher anlagentechnischer Aufwand zu einem starken Anstieg der Investitionskosten führt, aber nur zu einer geringen Verminderung der benötigten Dampfmenge. Varianten mit einer Brüdenverdichtung zur Heizdampfeinsparung führen zwar zu einer dementsprechend starken Verringerung der benötigten Dampfmenge, aber ebenso zu einem Anstieg der Investitionskosten. Auch würden die Kosten für den Betrieb des Verdichters die Betriebskosten der Anlage erhöhen.

Aus diesen Gründen wird für die Kostenabschätzung einer alternativen Ausführung des ILS mit Dampfstrippung die in Abbildung 5-2 schematisch dargestellte Variante gewählt. Diese Variante verspricht keine unverhältnismäßig hohen Investitionskosten, auch wenn entsprechend hohe Dampfmenge benötigt werden. Für diese Variante werden Angebote eingeholt, um einen Kostenvergleich zur Luftstrippung zu erhalten.

### **5.3.3 Fall 3: Luftstrippung mit anschließender Kondensation**

Der dritte Fall beschreibt eine abgeänderte Form des ersten Falles. Es soll auf die Schwefelsäurewäsche verzichtet werden und nur mittels Luftstrippung und Kondensation gearbeitet werden. Als Produkt wird wiederum Ammoniakwasser hergestellt. Aus den Berechnungen der Gleichgewichte ergibt sich allerdings durch eine einstufige Kondensation ein sehr gering konzentriertes Produkt (ca. 0,5 %iges Ammoniakwasser). Da das Produkt für die weitere Anwendung zur Entstickung in diesen Konzentrationen nicht genutzt werden kann, müsste es beispielsweise durch eine nachgeschaltete Rektifikation weiter aufkonzentriert werden. Die Kosten für die Installation einer Rektifikationskolonne übersteigen die Kosten eines Wäschersystems bei weitem, weshalb diese Variante derzeit nicht weiter verfolgt wird.

## **5.4 Up-Scaling**

Im folgenden Kapitel wird die Auslegung der wichtigsten Anlagenteile für die Produktionsanlage für Fall 1 und Fall 2 durchgeführt. Mit den ermittelten Größen werden Angebote für die Abschätzung der Equipmentkosten eingeholt.

### **5.4.1 Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche**

Für die Auslegung der Anlagenkomponenten der Produktionsanlage wurde mit einem Zulauf-Volumenstrom von  $5,28 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  (siehe Kapitel 5.1) gerechnet.

#### **Ionentauscherkolonnen**

Die Ausführung der Ionentauscherkolonnen bleibt für alle beschriebenen Fälle erhalten, da diese von der behandelten Trübwassermenge und nicht von der nachfolgenden Strippung abhängt.

Für die Skalierung der Ionentauscher werden die Ergebnisse aus dem Betrieb der Pilotanlage herangezogen. Im Pilotbetrieb wurde festgestellt, dass die Geschwindigkeit der Flüssigkeit über die Zeolithpackung und damit die Verweilzeit einen Einfluss auf einen effizienten Ionenaustausch hat. Die Auslegung der Reaktoren für den Pilotbetrieb wurde mit einer Geschwindigkeit von  $3,24 \text{ m h}^{-1}$  (Lechleitner 2017) durchgeführt. Dieser Wert wird auch für die Auslegung der Ionentauscherkolonnen der Produktionsanlage übernommen. Der Durchmesser einer Ionentauscherkolonne ergibt sich aus dem Volumenstrom und der Geschwindigkeit (siehe Formel 5-5). Daraus folgt ein Innendurchmesser der Reaktoren von  $1440,5 \text{ mm}$ .

$$D = \sqrt{\frac{\dot{V}}{v} * \frac{4}{\pi}} = \sqrt{\frac{5,28}{3,24} * \frac{4}{\pi} * 10^3} = 1440,5 \text{ mm} \quad \text{Formel 5-3}$$

Die Berechnung der Kolonnenhöhe erfolgt nach folgender Formel und ergibt  $810 \text{ mm}$ :

$$H = \frac{\dot{V}}{B_V} * \frac{4}{D^2 \pi} = \frac{5,28}{4} * \frac{4}{1,4405^2 * \pi} * 10^3 = 810,0 \text{ mm} \quad \text{Formel 5-4}$$

Dabei stellt  $B_V$  das Bettvolumen der Ionentauscherkolonne,  $D$  den Durchmesser und  $\dot{V}$  den Volumenstrom dar. Das Bettvolumen ist eine Kennzahl, welche den Durchsatz pro Volumen Ionentauscherschüttung pro Stunde beschreibt und wird mit  $4 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ h}^{-1}$  von den Daten des Pilotbetriebs übernommen. Die Zeolithmenge wird über das vorhandene Ionentauschervolumen ( $V_{\text{Ionentauscherkolonne}} = 1,32 \text{ m}^3$ ) berechnet und ergibt mit der aus den Auslegungsdaten der Pilotanlage berechneten durchschnittlichen Schüttdichte von ca.  $800 \text{ kg m}^{-3}$  einen Wert von  $1055 \text{ kg}$  Zeolith pro Ionentauscherkolonne.

### 5.4.1.1 Normalbetrieb

Im folgenden Abschnitt werden Stripper- und Wäschereinheit und die benötigten Wärmetauscher für Fall 1 im Normalbetrieb ausgelegt.

#### Stripper und Wäscher

Für die Auslegung der Kolonnen wurde das Skriptum zu thermische Verfahrenstechnik von Draxler (2014) herangezogen. Für die Bilanzierung der Strippkolonne müssen einige Annahmen getroffen werden. Der zu strippende Strom führt die Spezies  $\text{NH}_3$ ,  $\text{NH}_4^+$  und  $\text{H}^+$  mit sich. Andere Abwasserinhaltsstoffe wie z.B.  $\text{CO}_2$ ,  $\text{HCO}_3^-$  bleiben unberücksichtigt. Es wird prinzipiell von äquimolarem Stoffaustausch ausgegangen. Das bedeutet, der Gasstrom kann sich maximal bis zur Gleichgewichtskonzentration anreichern. Bei einer theoretisch unendlichen Stufenzahl im Apparat, ergibt sich die gewünschte Abtrennung mit der minimalen Gasmenge (Draxler 2014). Die minimale Gasmenge ergibt sich bei einer maximalen Beladung  $X_{i,a}$  (siehe Formel 5-5).

$$\dot{G}_S = \dot{L}_S * \frac{Y_{i,e} - Y_{i,a}}{X_{i,a} - X_{i,e}} \quad \text{Formel 5-5}$$

Nach Draxler (2014) soll für die Berechnung des effektiven Gasstroms ein Faktor von 1,1 - 2,5 (Sicherheitsfaktor) ausgehend vom minimalen Gasstrom gewählt werden. Diese Werte ergeben sich aus praktischen Erfahrungen. Für die Berechnung wird ein Faktor von 1,5 gewählt.

Die Kolonnen werden nach der Kremser-Methode ausgelegt. Für diese verwendet Draxler (2014) zur Berechnung des NTU-Wertes folgende Formel:

$$NTU_{OV,g} = \frac{\ln \left[ \frac{y_{i,e} - m * x_{i,e}}{y_{i,a} - m * x_{i,e}} * \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}} \quad \text{Formel 5-6}$$

Der HTU-Wert wird aus praktischen Versuchen in der Planungsphase der Pilotanlage ermittelt. Mit dem Modell kann die notwendige Kolonnenhöhe bei vorgegebenen Daten für die Eintrittstemperatur und Volumenströme berechnet werden.

Auf Grundlage der für die Pilotanlage ausgeführten Stripper- und Absorberauslegung wurden auch die Kolonnen für die Produktionsanlage kalkuliert. Nach der ursprünglichen Auslegung der Stripp- und Sorptionskolonne der Pilotanlage von Wolf-Zöllner (2016) wurden für die Sorption folgende Annahmen getroffen: bei der Absorption von  $\text{NH}_3$  in  $\text{H}_2\text{SO}_4$  handelt es sich um eine instantane Reaktion (=Momentreaktion) pseudoerster Ordnung. Damit kann der Fall der rein chemischen Absorption zur Berechnung herangezogen werden. Da die Reaktion bereits in der Phasengrenzschicht in der Flüssigphase von statten geht, gibt es kein physikalisch gelöstes  $\text{NH}_3$  in der Lösung. Aus diesem Grund gibt es auch keinen theoretischen Gleichgewichtswert zur Konzentration in der Gasphase. Damit ist die Absorption nur von der Phasengrenzfläche und vom Stoffübergangswiderstand in der Gasphase abhängig. Für die Berechnungen wurde der Absorber nur mit der Gasphasenkonzentration berechnet, welche aus der Stripperauslegung erhalten werden. Der HTU-Wert wurde aus Versuchen mit Füllkörper Typ Hiflow 50-6 bei  $20^\circ\text{C}$  ermittelt. Für die Sorption von Ammoniak in Wasser wurden für die Versuchsdurchführung eine Berieselungsdichte  $B=30 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  und ein F-Faktor  $F=2,5 \text{ Pa}^{0,5}$  gewählt. Die Berieselungsdichte spiegelt dabei den um den Kolonnenquerschnitt korrigierten Flüssigkeitsvolumenstrom wieder (siehe Formel 5-7). Der F-Faktor ist der um die Luftdichte korrigierte Gasdurchfluss (siehe Formel 5-8). Obwohl die Auslegung für  $20^\circ\text{C}$ , der Versuchsbetrieb aber bei  $60^\circ\text{C}$  durchgeführt wurde, konnten während des Pilotbetriebs hinreichend befriedigende Ergebnisse der Strippung erzielt werden.

$$B = \frac{\dot{V}_L}{A} \quad \text{Formel 5-7}$$

$$F = \frac{\dot{V}_G}{A} * \sqrt{\rho_L} \quad \text{Formel 5-8}$$

Für einen Flüssigkeitsvolumenstrom von  $5,28 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  ergibt sich nach mehrmaliger Iteration ein effektiver Gasvolumenstrom unter Abschätzung der maximalen Austrittskonzentrationen nach Formel 5-5 für Gas und Flüssigkeit zu ca.  $1500 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  (Sicherheitsfaktor zwischen minimalem und effektivem Gasvolumenstrom = 1,5). Der Durchmesser der Packungskolonne wird für diese Berechnungen mit 0,5 m angenommen. Mit diesen Daten ergibt sich eine Berieselungsdichte von  $26,9 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  und ein F-Faktor von  $2,72 \text{ Pa}^{0,5}$ . Diese Werte stimmen gut mit den Vermessungsdaten der tatsächlich eingesetzten Packung (Datenblatt siehe Abbildung 8-1, Anhang) überein. Mit einem berechneten NTU-Wert von 1,53 ergibt sich die Höhe der Packung in der Kolonne aus der Multiplikation des NTU- und HTU-Wertes (HTU=0,5) und beträgt 760 mm. Im Vergleich zum Pilotbetrieb verringert sich bei ca. dreifachem Durchmesser der Kolonne die Höhe der Packung um etwa ein Drittel.

### **Wärmetauscher und Heizung**

Zur Hochskalierung der Wärmetauscher wurde unter Konstanzhaltung der Wärmetauscherfläche der Volumenstrom erhöht. Zur Auslegung wird ein Volumenstrom von  $5,28 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  (vgl. Kapitel 5.1) verwendet.

Der Wärmetauscher WT-1 (vgl. Abbildung 8-2, Anhang) wird zum Kühlen verwendet. Er muss eine Leistung von 78 kW aufbringen, um den Kühlbedarf zu decken. Gekühlt wird mit Frischwasser, wobei zur Auslegung eine Durchschnittstemperatur des Frischwassers von  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  angenommen wurde, da im Sommer mit dementsprechend hohen Temperaturen des Kühlwassers zu rechnen ist.

Der Wärmetauscher WT-2 (vgl. Abbildung 8-2, Anhang) wird zur Wärmerückgewinnung eingesetzt. Die  $60 - 80 \text{ }^\circ\text{C}$  warme Regenerationslösung fließt über den Wärmetauscher und gibt die gespeicherte Wärme ab, bevor sie über die Ionentauscherkolonnen gepumpt wird. Die Temperatur des Regenerationsstromes aus den Ionentauscherkolonnen erhöht sich durch Aufnahme der Wärme aus den Wärmetauschern. Dieser muss eine Leistung von 203 kW aufbringen, um den Wärmebedarf zu decken.

Um eine adäquate Temperatur der Regenerationslösung in der Strippkolonne gewährleisten zu können, wird eine Heizung H-1 (vgl. Abbildung 8-2, Anhang) eingesetzt. Diese wird über ein Thermoelement gesteuert und besteht aus drei Heizelementen. Sie muss eine Heizleistung von 43 kW aufbringen, um die Lösung ausreichend zu erwärmen.

### 5.4.1.2 Sonderbetrieb

Wie in Kapitel 4.1.2 beschrieben treten im Sonderbetrieb signifikant niedrigere Ammoniumkonzentrationen an der mechanischen Entwässerung auf. Tatsächlich beträgt die Ammoniumkonzentration im Trübwasser nach der Schneckenpresse im Sonderbetrieb im Durchschnitt nur ein Viertel im Vergleich zum Normalbetrieb (siehe Kapitel 5.1). Aus diesem Grund muss eine Auslegung der Anlagenkomponenten bezogen auf diese veränderte Ausgangssituation erfolgen. Da der Volumenstrom aus der Schneckenpresse gleich bleibt, wird die Dimensionierung der Ionentauscherkolonnen nicht verändert. Mit einer geringeren Ammonium-Konzentration im Trübwasser kann allerdings eine längere Beladungsdauer als im Normalbetrieb realisiert werden. Durch die längere Beladungsdauer ergibt sich auch ein längere Zeitraum für Durchführung der Zeolith-Regeneration. Aus diesem Grund können alle Aggregate nach den Ionentauscherkolonnen (Regenerationskreislauf) deutlich kleiner ausgeführt werden. Nach den Ergebnissen von (Lechleitner 2015) werden für die Feasibility-Studie die Größen der Aggregate abgeschätzt. Alle Anlagenteile im Regenerationszyklus werden für die Berechnungen im Sonderbetrieb um die Hälfte verkleinert.

### 5.4.2 Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation

Im folgenden Kapitel wird als Alternative zur Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche ein Dampfstripper mit anschließendem Kondensator ausgelegt. Die Abmessungen der Zeolith-Ionentauscherkolonnen bleiben gleich wie bei Fall 1.

#### Stripper

In folgendem Abschnitt wird die rechnerische Auslegung für eine Dampfstrippkolonne nach den in Kapitel 5.3.2 beschriebenen Grundlagen durchgeführt. Die Auslegung hinsichtlich der Dampfmenge muss abgeschätzt werden. Nach Günthert (2008) werden ca. 100 - 200 kg Dampf m<sup>-3</sup> Prozesswasser benötigt. Da eine Prozesswassermenge von ca. 5,28 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> behandelt werden soll, entspricht das einer durchschnittlichen Dampfmenge von ungefähr 900 kg Dampf pro Stunde (bei 170 kg Dampf m<sup>-3</sup>). Da es laut Legenstein (2018) für eine Dampfstrippung mit 900 kg Dampf pro Stunde eine standardmäßige Ausführung gibt, wurde diese Größe für die folgende Abschätzung gewählt. Für die Auslegung der Dampfstrippkolonne muss der Strippfaktor S (siehe Formel 5-9) berechnet werden (Nitsche 2014).

$$S = m * \frac{G}{L} \quad \text{Formel 5-9}$$

G stellt den Gasmolenstrom, L den Flüssigmolenstrom und m den Proportionalitätsfaktor dar. Dieser ist wie folgt definiert:

$$m = \frac{H}{p_{ges}} \quad \text{Formel 5-10}$$

Da die Henry-Konstante ein stoffspezifischer und temperaturabhängiger Wert ist, ergibt sich auch eine Temperaturabhängigkeit des Strippfaktors. Für eine Temperatur von 80 °C und einen Gesamtdruck von 1 bar, erhält man einen Strippfaktor von 1,37. Die Henry-Konstante beträgt laut Wolf-Zöllner (2016) für Ammoniak bei dieser Temperatur 7,83 (von Auslegung der Pilotanlage übernommen). Dieser Wert stellte sich aus den Zielversuchen für die Ausführung der Pilotanlage als passend heraus. Aus den Ein- und Austrittskonzentrationen und den eben ermitteltem Strippfaktor lässt sich der NTU-Wert berechnen.

$$NTU = \frac{S}{S-1} * \ln \left( \frac{\left( \frac{x_{ein}}{x_{aus}} * (S-1) + 1 \right)}{S} \right) \quad \text{Formel 5-11}$$

Der NTU-Wert ergibt sich mit diesen Angaben zu 3,1. Mit einem HTU von 0,5 ergibt sich eine Kolonnenpackungshöhe von 1550 mm bei einem Kolonnendurchmesser von 0,5 m.

### Wärmetauscher

Neben der Strippkolonne selbst muss auch der Wärmetauscher zur Kondensation ausgelegt werden. Dieser kann z.B. als Plattenwärmetauscher ausgeführt werden. Die Eintrittstemperatur der Brüden beträgt ca. 100°C. Die Austrittstemperatur soll so tief wie möglich liegen, da mit der Temperatur auch der Dampfdruck von Ammoniak sinkt und so ein Verlust des Produktes über die Gasphase vermieden werden kann.

Für die Kondensation wären mehrere Anlagenlösungen möglich. Die einfachste und investitionskostentechnisch günstigste Variante stellt ein einfacher Kondensator in Form eines Wärmetauschers dar. Alternativ kann nach Günthert (2008) eine zweistufige Kondensation realisiert werden. Das gering konzentrierte Kondensat der ersten Stufe wird dabei in den Stripper zurückgeführt. Nach der zweiten Kondensationsstufe ergibt sich eine Ammoniakkonzentration von ca. 25 m%. Eine genauere Auslegung der Aggregate muss in den kommenden Planungsphasen durchgeführt werden, da aktuell noch zu wenige Daten bekannt sind.

### Dampferzeuger

Da am Standort Knittelfeld keine Dampfversorgung zur Verfügung steht, muss auch diese in weiterer Folge sowohl in den Betriebs- als auch in den Investitionskosten berücksichtigt werden. Es werden pro Stunde im Mittel 900 kg Dampf benötigt. Eine Wasservorwärmung auf 60°C ist durch die Abwärme der Blockheizkraftwerke möglich und im Rahmen der Auslegung des Dampferzeugers von Legenstein (2018) berücksichtigt. Da für den Betrieb eines Dampferzeugers auch viele Nebenanlagen und komplexe Regeltechnik erforderlich sind, wird die Abschätzung des Dampferzeugers von der Firma Viessmann (Legenstein 2018) durchgeführt, um ein pauschales, grobes Angebot stellen zu können. In den folgenden

Planungsstadien muss eine genaue Auslegung der Dampferzeugung und der nötigen Nebenanlagen (z.B. Wasseraufbereitung) durchgeführt werden.

## 5.5 Kostenabschätzung

In folgendem Abschnitt werden die Investitions- und Betriebskosten für Fall 1 und Fall 2 berechnet. In einer Einnahmen-Ausgaben-Rechnung werden die Erlöse aus dem Verkauf des Produktes und den Energieeinsparungen auf der Kläranlage Knittelfeld den Gesamtkosten (Betriebskosten und Abschreibungen) gegenübergestellt. Alle Kostenfaktoren, welche für alle betrachteten Fälle konstant bleiben (Zeolith, Personal) werden zu Beginn dieses Kapitels beschrieben. Alle weiteren Kostentreiber werden den dementsprechenden Verfahrensvarianten zugeordnet.

### Zeolith

Für die Berechnung der Zeolithkosten werden folgende Daten herangezogen: pro Tonne Zeolith fallen Kosten in der Höhe von 200 € (Maly 2016) an. Die Standfestigkeit wird mit 3 Monaten abgeschätzt. Da jeder der drei Ionentauscherkolonnen mit 1055 kg Zeolith befüllt ist, ergibt sich eine jährlich benötigte Zeolithmenge von 12,7 t und damit Kosten von 2532 € a<sup>-1</sup>.

Als weitere mögliche Kostenfaktoren müssen die Abfallströme betrachtet werden. Dieser Punkt ist aber beim Ionentauscher-Loop-Stripping kein wesentlicher Kostentreiber, da als einziger regelmäßiger Abfallstrom das verbrauchte Ionentauschermaterial angesehen werden kann. Der verbrauchte Zeolith ist inert, gespült und enthält keine gefährlichen Stoffe und kann somit mit dem Klärschlamm entsorgt werden.

### Personal

Die Personalkosten für den Betrieb der Anlage werden pauschal mit 15000 € pro Jahr angenommen. Da ein hoher Automatisierungsgrad der Produktionsanlage angestrebt ist, soll eine Mitbetreuung durch das Personal der Kläranlage erfolgen.

### Strompreis

Die Kosten für Strom werden in der Feasibility-Studie mit einem Strompreis von 0,06 € kWh<sup>-1</sup> berechnet, wie er an der Kläranlage Knittelfeld üblich ist. Durch die Nutzung von Blockheizkraftwerken kann Faulgas, welches an der Kläranlage produziert wird, verstromt und dieser Strom in das Stromnetz eingespeist werden. Die eingespeiste Menge wird dem Stromverbrauch der Kläranlage Knittelfeld gegengerechnet. Damit ergibt sich im Durchschnitt ein geringerer Strompreis als in der Branche üblich.

#### 5.5.1 Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche

Es folgt die Berechnung der Investitions- und Betriebskosten für Fall 1 (Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche) sowohl für den Normalbetrieb, als auch für den

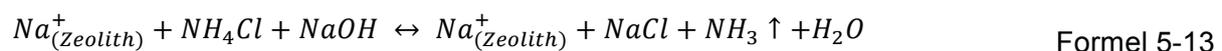
Sonderbetrieb. Die Betriebskosten setzen sich aus den Kosten für Zeolith, Chemikalien, Personal, Strom, Wartung und Instandhaltung zusammen. Die Berechnungen für die Natronlaugekosten werden zu Beginn des Kapitels durchgeführt, da sie für Normal- und Sonderbetrieb konstant bleiben.

### **Natronlauge**

Zu Beginn wurden die benötigten Konzentrationen an Natronlauge ermittelt. Diese Entscheidung hängt einerseits von den Kosten und andererseits von der Handhabung der Chemikalien ab. In Abstimmung mit den in der Industrie üblichen Konzentrationen, fiel die Entscheidung im Hinblick auf die Kosten schlussendlich auf eine 50 %ige NaOH-Lösung. Alternativ wurde auch die Anlieferung in Plätzchenform (98 %ige NaOH) evaluiert. Da aber eine zusätzliche Lösestation zur Anmischung der NaOH-Lösung auch zu höheren Investitionskosten führt und sich der Preis für die 50 %ige Natronlauge-Lösung nicht wesentlich verändert, wurde von dieser Variante Abstand genommen.

Aus den Konzentrationen und den Reaktionsgleichungen können die täglich benötigten Mengen an Chemikalien berechnet werden. Es wird für diese Berechnung eine Abscheidungsleistung von 80% angenommen, d.h. 80% des Ammoniums im flüssigen Gärrest wird durch den Ionentausch entfernt. Mit den in der Marktrecherche ermittelten Preisen können daraus die Chemikalienkosten pro Jahr bzw. pro Tonne erzeugtes Produkt kalkuliert werden.

Die Natronlauge wird zum Ionentausch und zur Anhebung des pH-Wertes benötigt. Laut Sherman (1978) werden Na<sup>+</sup>-Ionen vom Zeolith aufgenommen und im Gegenzug NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-Ionen abgegeben. Die folgenden Reaktionsgleichungen repräsentieren den Ablauf am Zeolith:



Demnach wird pro Mol Ammonium ein Mol Natronlauge benötigt. Die abgeschiedene Ammonium-Menge beträgt bei einer Abscheidung von 80 % des eingebrachten Ammoniums nach der Bilanzierung der mechanischen Entwässerung im Normalbetrieb 195,7 kg täglich. Unter Berücksichtigung der Molmassen ergibt sich nach folgender Formel eine täglich benötigte NaOH-Masse von 433,9 kg.

$$\dot{m}_{NaOH} = \frac{\dot{m}_{NH_4^+}}{MM_{NH_4^+}} * MM_{NaOH} \quad \text{Formel 5-14}$$

Dies entspricht 867,9 kg d<sup>-1</sup> bzw. 316,8 t a<sup>-1</sup> an 50 %iger NaOH-Lösung. Damit betragen die jährlichen Kosten für 50 %ige Natronlauge bei einem Preis von 300 € t<sup>-1</sup> (siehe Kapitel 5.2) 95032 €.

### 5.5.1.1 Normalbetrieb

Im folgenden Abschnitt werden die Investitions- und Betriebskosten für den Normalbetrieb abgeschätzt, welche noch nicht in den vorhergehenden Berechnungen berücksichtigt wurden. Außerdem werden die Erlöse aus dem Produktverkauf und der Energieeinsparung an der Kläranlage Knittelfeld berechnet.

#### Investitionskosten

Da die Kosten für das Kernequipment (z.B. Behälter, Pumpen, Ionentauscherkolonnen) durch das Einholen von Angeboten ermittelt wurden, können die Gesamtinvestitionskosten mit dem Schema nach Chilton (Lehner 2016) abgeschätzt werden. Nach diesem Schema werden ausgehend von den Kosten für das Kernequipment Zuschläge für sämtliche wichtige Anlagenteile, Infrastruktur etc. aufgeschlagen. In Tabelle 8-2 (Anhang) werden die gesamten Hauptkomponenten mit Preisen aufgeschlüsselt. Es ergeben sich Equipmentkosten (ohne Kosten für Mess- und Regeltechnik ausgenommen der pH-Sonden) von ca. 177213 €. Tabelle 8-3 (Anhang) zeigt in weiterer Folge die Aufschlüsselung der einzelnen Zuschlagsätze nach Chilton. Das Schema des Chilton-Verfahrens enthält mehrere Zuschlagsfaktoren, welche teilweise in einem sehr breiten Bereich streuen. Sie wurden anhand der erhobenen Daten aus dem Bau der Pilotanlage abgeschätzt. Aus diesem Berechnungsschema ergeben sich Gesamtinvestitionskosten von 797856 € für die Anlage nach Fall 1 im Normalbetrieb.

#### Abschreibung

Die Abschreibung kann nach Lehner (2016) über folgenden Zusammenhang berechnet werden:

$$R = \frac{K}{n} + \frac{z * K}{2 * 100} * \frac{n + 1}{n} = \frac{K}{n} * \left( 1 + \frac{z * (n + 1)}{200} \right) \quad \text{Formel 5-15}$$

Dabei stellt R die durchschnittliche jährliche Rückzahlung dar. Diese setzt sich aus der Abschreibung und dem Kapitaldienst zusammen. Der Kapitaldienst stellt die Verzinsung und Tilgung des aufgenommenen Kredites dar. In der Investitionsrechnung bezeichnet er den noch im Investitionsobjekt gebundenen Teil des Kapitals, der auf Abschreibungen und Zinsen entfällt. Die Variable n beschreibt den Abschreibungszeitraum und z die Verzinsung. Unter Annahme eines Abschreibungszeitraums von 10 Jahren und einer Verzinsung von 5 % ergibt sich für die oben berechneten Investitionskosten eine durchschnittliche jährliche Rückzahlung von 81980 €.

#### Wartung und Instandhaltung

Für die Wartung und Instandhaltung der Produktionsanlage werden jährlich 2,5 % der Investitionskosten angenommen. Dieser Betrag beläuft sich 19946 € a<sup>-1</sup>.

## Strom

Für die Betriebskostenabschätzung müssen auch die Stromkosten für die Produktionsanlage berücksichtigt werden. In Tabelle 8-4 (Anhang) werden die Leistungen der einzelnen Kernaggregate aufgeschlüsselt. Daraus kann ein Rückschluss über die benötigte elektrische Anschlussleistung gezogen werden. Es ergeben sich unter Berücksichtigung der durchschnittlichen täglichen Betriebszeiten der einzelnen Apparate jährliche Stromkosten von 41794 €. In diesem Fall sind sowohl die Stromkosten der Anlage für Pumpen, Gebläse etc. als auch die Kosten für den Betrieb der Wäscherheizung berücksichtigt.

Die Heizung wird in der aktuellen Pilotanlage elektrisch betrieben. Alternativ könnte sie mit der Abwärme der Blockheizkraftwerke betrieben werden. Diese Niedertemperaturwärme kann somit genutzt werden. Durch eine Vorlauftemperatur von 80 °C kann eine adäquate Heizleistung für Stripper und Wäscher garantiert werden. Mit der Nutzung der Abwärme könnte eine Leistung von 41 kW der Heizung eingespart werden, wodurch sich eine erhebliche Reduktion der Stromkosten der Anlage ergibt. Damit verringern sich unter Berücksichtigung der durchschnittlichen täglichen Betriebszeiten der einzelnen Aggregate die Stromkosten auf 20259 € a<sup>-1</sup>.

## Schwefelsäure

Aus Gründen der Wirtschaftlichkeit und der in der Industrie gängigen Konzentrationen wird 98 %ige Schwefelsäure gewählt. Für die Schwefelsäure erfolgt die Berechnung analog zur Natronlauge. Nach folgender Reaktionsgleichung werden 0,5 Mol Schwefelsäure pro Mol Ammoniak benötigt.



Damit ergibt sich eine benötigte Schwefelsäuremenge von 532 kg d<sup>-1</sup> nach folgender Berechnung:

$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\dot{m}_{\text{NH}_4^+}}{\text{MM}_{\text{NH}_4^+}} * \text{MM}_{\text{H}_2\text{SO}_4} * \frac{1}{2} \quad \text{Formel 5-17}$$

Da in diesem Fall eine 98 %ige Schwefelsäure-Lösung verwendet wird, beträgt der auf die Konzentration bezogene Verbrauch 542,9 kg d<sup>-1</sup> bzw. 198,2 t a<sup>-1</sup>. Die Kosten für 98 %ige Schwefelsäure belaufen sich mit einem Preis von 96 € t<sup>-1</sup> (siehe Kapitel 5.2) jährlich auf 19023 €.

## Ammoniumsulfat

Um die Erlöse aus dem Verkauf des Produktes ermitteln zu können, muss zuvor die produzierte Menge abgeschätzt werden (siehe Formel 5-18). Nach der oben angeführten Reaktionsgleichung (siehe Formel 5-16) ergibt sich pro Mol Ammoniak ein halbes Mol Ammoniumsulfat.

$$\dot{m}_{AS} = \frac{\dot{m}_{NH_4^+}}{MM_{NH_4^+}} * MM_{AS} * \frac{1}{2} \quad \text{Formel 5-18}$$

Täglich werden daher 716,8 kg Ammoniumsulfat erzeugt. Für die weitere Verwendung wird eine 40 %ige Ammoniumsulfat-Lösung benötigt. Daraus ergibt sich eine tägliche Produktion von 1792 kg Ammoniumsulfat-Lösung bezogen auf die gegebene Konzentration. Aus der jährlichen Produktion von 654,1 t ergibt sich mit einem Preis von 273,2 € t<sup>-1</sup> (siehe Kapitel 5.2) ein Erlös von 178701 € a<sup>-1</sup>.

### Einsparung der Belüftungskosten

Generell treten aus der mechanischen Entwässerung des Klärschlammes zwei Ströme aus. Einerseits der entwässerte Schlamm, welche in einem Container gesammelt oder zur weiteren Behandlung in die Trocknungshalle überführt wird und andererseits das Filtrat, welches im herkömmlichen Betrieb in das Trübwasserbecken gepumpt wird. Dort erfolgt wie in Kapitel 4.1 beschrieben eine Belüftung und damit setzt auch die Nitrifikation ein. Dieses Filtrat soll nun in der ReNOx-Produktionsanlage hinsichtlich seiner Ammoniumkonzentration gereinigt werden. Dadurch können Stromkosten, die beim Betreiben der Kompressoren für die Belüftung anfallen, eingespart werden.

Um das Potential dieser Kostenreduktion beziffern zu können, wurden mit Hilfe einer Literaturrecherche die grundlegenden Informationen erhoben. Die Meinungen in der Literatur zur ausreichenden Sauerstoffversorgung für die Nitrifikation gehen teilweise sehr weit auseinander. Anhand der durchgeführten Recherchen kristallisiert sich ein Wert von 4,6 g O<sub>2</sub> g<sup>-1</sup> NH<sub>4</sub>-N (Kunz 1992) als typischer Sauerstoffverbrauch heraus. Mit folgender Formel kann die benötigte Menge an Sauerstoff zur Belüftung berechnet werden.

$$\dot{m}_{O_2} = \dot{m}_{NH_4-N, \text{Filtrat}} * 4,6 \left[ \frac{g O_2}{g NH_4 - N} \right] \quad \text{Formel 5-19}$$

Im Filtrat befinden sich im Normalbetrieb ca. 190 kg d<sup>-1</sup> NH<sub>4</sub>-N und daher werden laut Kunz (1992) ungefähr 874 kg O<sub>2</sub> pro Tag (siehe Formel 5-19) zur Belüftung benötigt. Aus dem Gesamtstromverbrauch der Kläranlage kann der Strombedarf für die Belüftung im Trübwasserbecken abgeschätzt werden. Der Gesamtstromverbrauch der KA Knittelfeld beträgt 5465 kWh d<sup>-1</sup> für das Betriebsjahr 2016 (bezogen aus den Betriebsdaten 2016 der KA Knittelfeld). Der Stromverbrauch für die Nitrifikation im Trübwasserbecken wird mit 15% des Gesamtstromverbrauchs abgeschätzt (Mudrack und Kunst 1994), womit dieser für die KA Knittelfeld rund 820 kWh d<sup>-1</sup> beträgt. Dieser Anteil des Stromverbrauchs ergibt sich aus der Stickstoffrückbelastung der Kläranlage. Es ergibt sich durch den Abbau des Ammoniums in der ReNOx-Produktionsanlage eine Minderung der Stromkosten von 15 %. Mit einem durchschnittlichen Strompreis von 6 Cent kWh<sup>-1</sup> für diesen Standort ergeben sich aus diesen Daten jährliche Einsparungen von 17958 €.

Alle diese Werte beziehen sich im Moment auf einen vollständigen Abbau von Ammonium im Trübwasserbecken. Tatsächlich wird aber im Trübwasserbecken eine Restbelastung von ca.

380 - 650 mg L<sup>-1</sup> NH<sub>4</sub><sup>+</sup> toleriert, da das restliche Ammonium in der zweiten biologischen Stufe abgebaut werden kann. Sollte das Trübwasserbecken außer Betrieb genommen werden, da das Ammonium bereits in der ReNOx-Produktionsanlage entfernt wurde, tritt allerdings eine weitere Änderung auf. In der ersten biologischen Stufe muss stärker belüftet werden, da dadurch die Denitrifikation in diesem Becken wegfällt. In der ersten biologischen Stufe würde dann nur mehr Kohlenstoffabbau stattfinden. Wie im Kapitel Denitrifikation beschrieben wird nach Mudrack und Kunst (1994) ein Oxidationsäquivalent gewonnen, das 2,9 g O<sub>2</sub> g<sup>-1</sup> NO<sub>3</sub>-N entspricht. Danach können etwa 63 % (Mudrack und Kunst 1994) des zur Nitrifikation benötigten Sauerstoffs „zurückgewonnen“ werden. Des Weiteren kommt es aber auch zu einem erniedrigten Sauerstoffverbrauch in der zweiten biologischen Stufe, da hier nur das Ammonium aus der Wasserlinie abgebaut werden muss und damit auch weniger Sauerstoff benötigt wird. Es wird abgeschätzt, dass sich diese beiden beschriebenen Effekte aufheben und den Gesamt-Sauerstoffbedarf bzw. die Kosteneinsparungen bei der Belüftung nicht wesentlich beeinflussen.

#### **5.5.1.1.1 Einnahmen-Ausgaben-Rechnung: Normalbetrieb**

Zur besseren Übersicht werden in der folgenden Tabelle die Gesamtkosten und die erzielten Erlöse pro Tonne Produkt aufgeschlüsselt. Es werden bei dieser Variante pro Jahr 654 Tonnen 40 %ige Ammoniumsulfat-Lösung produziert.

Tabelle 5-5: Einnahmen-Ausgaben-Rechnung für Fall 1: Normalbetrieb

<b>Produzierte Produktmenge: 40% (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-Lösung</b>		<b>654 t a<sup>-1</sup></b>
	<b>Einnahmen [€/t Produkt]</b>	<b>Ausgaben [€/t Produkt]</b>
Natronlauge		145,29
Schwefelsäure		29,08
Strom (ohne Heizung)		30,97
Strom für Heizung		32,95
Zeolith		3,92
Abschreibung		125,34
Wartung & Instandhaltung		30,50
Personal		22,93
Produktverkauf	273,21	
Einsparung Belüftung	27,45	
<b>Summe</b>	<b>300,66</b>	<b>420,98</b>

Aus dieser Tabelle ist ersichtlich, dass sich bei einer Einnahmen-Ausgaben-Rechnung ein Verlust von 120,32 € t<sup>-1</sup> Produkt ergibt. Die einzelnen Kostenanteile werden in folgender Abbildung übersichtlich dargestellt. Wie gut zu erkennen ist, stellen die Positionen Natronlauge (35 %) und Abschreibung (30 %) die größten Kostentreiber dar. Daher wird in der Sensitivitätsanalyse besonders auf diese beiden Positionen eingegangen und der Einfluss unter Veränderung des Preises bzw. unter Veränderung der Investitionskosten durch Förderszenarien diskutiert.

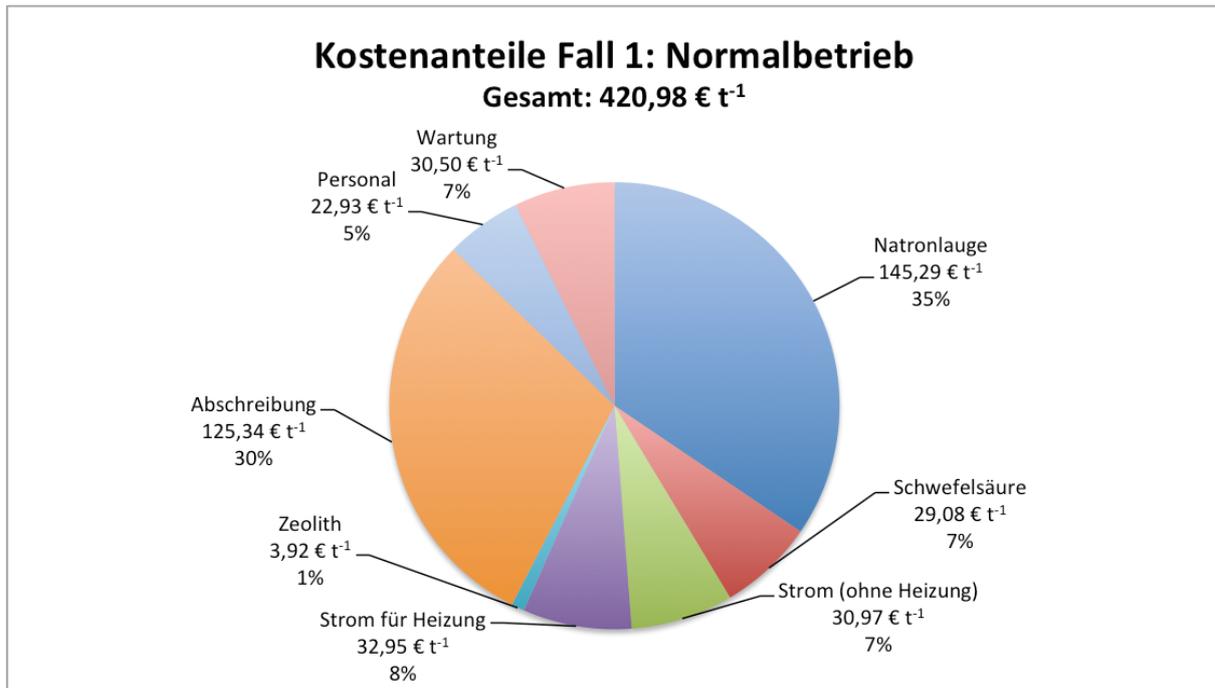


Abbildung 5-3: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 1 im Normalbetrieb

### 5.5.1.2 Sonderbetrieb

Wie in Kapitel 5.4.1.2 erwähnt, werden die Apparate des Regenerationskreislaufes um die Hälfte verkleinert. Für eine Preisabschätzung in dieser Feasibility-Studie werden daher auch die Investitions- und Betriebskosten um 50 % reduziert. Die Kosten für Personal und Zeolith bleiben konstant, da am Beladekreislauf keine Veränderung vorgenommen wird. Es kann in diesem Fall keine Einsparung an Stromkosten an der KA Knittelfeld durch den Abbau des Ammoniums in der ReNO<sub>x</sub>-Produktionsanlage erreicht werden, da im Sonderbetrieb der Schlamm bereits vor der mechanischen Entwässerung belüftet wird (vgl. Kapitel 4.1.2).

#### Investitionskosten

Die Equipmentkosten betragen für diesen Fall 106989 € (siehe Tabelle 8-5, Anhang). Dabei werden die Kosten für das Stripper-Wäscher-System um 50 % reduziert. Mit diesem reduzierten Wert an Equipmentkosten ergeben sich nach dem Schema nach Chilton Investitionskosten von 481691 € (siehe Tabelle 8-6, Anhang).

#### Abschreibung

Für die Annahme eines Abschreibungszeitraums von 10 Jahren und einer Verzinsung von 5% ergibt sich für die oben angegebenen Investitionskosten nach Formel 5-15 eine durchschnittliche jährliche Rückzahlung von 49494 €.

### **Wartung und Instandhaltung**

Für die Wartung und Instandhaltung der Produktionsanlage werden jährlich 2,5 % der Investitionskosten angenommen. Dieser Betrag beläuft sich auf 12042 € a<sup>-1</sup>.

### **Strom**

Die Stromkosten im Sonderbetrieb müssen grob abgeschätzt werden, da mangels Angeboten keine genauen Leistungsangaben der Aggregate zur Verfügung stehen. Daher werden die Stromkosten für den Sonderbetrieb ebenfalls mit 50 % ausgehend vom Normalbetrieb abgeschätzt. Diese belaufen sich damit auf 20897 € (inkl. Heizung). Bei Nutzung der Abwärme aus den Blockheizkraftwerken könnte eine Verringerung der Stromkosten auf 10130 € erzielt werden.

### **Natronlauge**

Die benötigte Natronlauge menge verringert sich im Sonderbetrieb auf 88,4 t a<sup>-1</sup> und ergibt somit jährliche Kosten von 26529 € bezogen auf den Preis von 50 %iger Natronlauge.

### **Schwefelsäure**

Es ergibt sich eine benötigte Schwefelsäuremenge von 55,3 t pro Jahr und damit jährliche Kosten von 5310 € bezogen auf 98 %ige Schwefelsäure.

### **Ammoniumsulfat**

Auch die produzierte Menge des Produktes verringert sich. Im Sonderbetrieb können jährlich 183 t an 40 %iger Ammoniumsulfat-Lösung erzeugt werden. Bei einem Preis von 273,2 € t<sup>-1</sup> (siehe Kapitel 5.2) ergibt sich damit ein jährlicher Erlös von 49886 €.

#### **5.5.1.2.1 Einnahmen-Ausgaben-Rechnung: Sonderbetrieb**

Es werden in der folgenden Tabelle wiederum die Gesamtkosten den erzielten Erlösen pro Tonne Produkt gegenübergestellt. Im Sonderbetrieb werden jährlich 183 t Produkt hergestellt.

Tabelle 5-6: Einnahmen-Ausgaben-Rechnung für Fall 1: Sonderbetrieb

<b>Produzierte Produktmenge: 40% (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-Lösung</b>		<b>183 t a<sup>-1</sup></b>
	<b>Einnahmen [€/t Produkt]</b>	<b>Ausgaben [€/t Produkt]</b>
Natronlauge		145,29
Schwefelsäure		29,08
Strom (ohne Heizung)		55,47
Strom für Heizung		59,01
Zeolith		14,06
Abschreibung		271,06
Wartung & Instandhaltung		65,95
Personal		82,15
Produktverkauf	273,21	
<b>Summe</b>	<b>273,21</b>	<b>722,08</b>

Aus dieser Tabelle ist ersichtlich, dass sich bei einer Einnahmen-Ausgaben-Rechnung ein Verlust von 448,87 € t<sup>-1</sup> Produkt ergibt. Die einzelnen Kostenanteile werden in folgender Abbildung übersichtlich dargestellt. Im Vergleich zum Normalbetrieb erhöht sich der Verlust pro Tonne Produkt um 328,55 €. Die größten Kostentreiber stellen auch hier wieder die Natronlauge (20 %) und vor allem die Abschreibungen (38 %) dar. Es ist zu erkennen, dass die Abschreibungen im Sonderbetrieb einen höheren Anteil im Vergleich zum Normalbetrieb ausmachen. Dies ergibt sich durch die relativ hohen Investitionskosten bezogen auf die jährliche Produktion von Ammoniumsulfat.

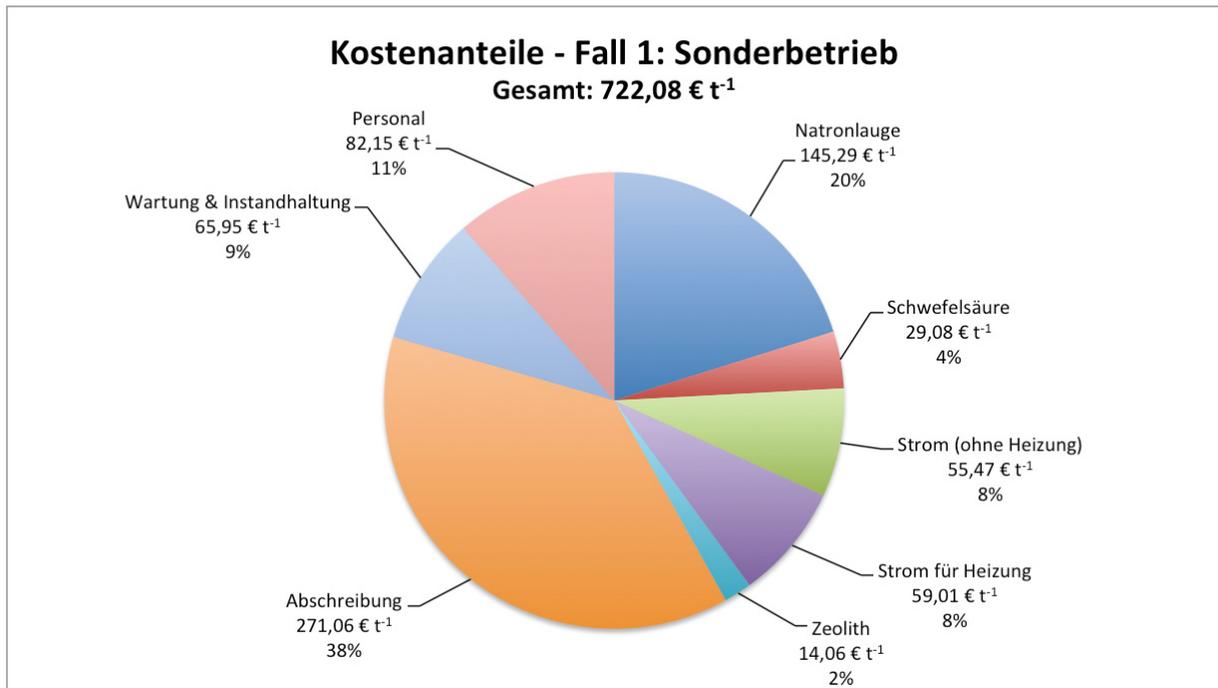


Abbildung 5-4: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 1 im Sonderbetrieb

### 5.5.2 Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation

Es folgt die Berechnung der Investitions- und Betriebskosten für Fall 2 (Dampfstrippung mit anschließender Kondensation). Es wird in diesem Fall nur die Variante im Normalbetrieb betrachtet, da sich bereits bei Fall 1 die sehr hohen Investitions- und Betriebskosten bezogen auf die jährlich hergestellte Menge an Produkt für den Sonderbetrieb gezeigt haben. In diesem Fall würden die Investitionskosten weiter ansteigen, da die Kosten für einen Dampferzeuger berücksichtigt werden müssen. Die Betriebskosten setzen sich aus den Kosten für Zeolith, Chemikalien, Personal, Strom, Gas, Wartung und Instandhaltung zusammen. Personalkosten werden in der gleichen Höhe wie für Fall 1 abgeschätzt. Die jährlichen Zeolithkosten bleiben ebenfalls gleich, da am Prozess des Ionenaushes bei dieser Verfahrensvariante keine Änderung vorgenommen wird.

#### Natronlauge

Die Menge an benötigter Natronlauge ist in diesem Fall nur mehr vom pH-Wert abhängig, da die Bereitstellung von Na<sup>+</sup>-Ionen für den Ionentausch durch Natriumchlorid erfüllt wird. Wie in Kapitel 5.3.2 beschrieben, reicht laut Rautenbach et al. (1995) ein pH-Wert von 9 für eine Dampfstrippung unter den gegebenen Bedingungen aus. Um eine Sicherheit zu berücksichtigen wird für die Berechnung der NaOH-Menge ein pH-Wert von 10 angenommen. Im Vergleich zu Fall 1 (pH=12) verringert sich die benötigte NaOH-Menge um einen Faktor 100. Damit ergeben sich ein Verbrauch von 3,6 t a<sup>-1</sup> 50 %iger NaOH und Kosten von 1089 € a<sup>-1</sup>.

## **Natriumchlorid**

Wie oben erwähnt, werden die  $\text{Na}^+$ -Ionen für die Dampfstrippung in Form von NaCl bereitgestellt. Unter der Annahme, dass durch die sehr geringen Mengen an Natronlauge zur pH-Wert-Einstellung keine zu berücksichtigende Menge an  $\text{Na}^+$ -Ionen bereitgestellt wird, muss pro Mol  $\text{NH}_4^+$ -Ionen ein Mol  $\text{Na}^+$ -Ionen in Form von NaCl bereitgestellt werden (vgl. Formel 5-12). Bei einer Abscheidung von 91,7 % (Rautenbach et al. 1995) ergibt sich somit eine jährlich benötigte Menge von 265,2 t reinem NaCl. Mit einem in der Marktrecherche ermittelten Preis von 110 €  $\text{t}^{-1}$  bei der Lieferung in Big Bags (siehe Kapitel 5.2.2), ergeben sich jährliche Kosten von 29169 €.

## **Investitionskosten**

In Tabelle 8-7 (Anhang) sind die Equipmentkosten der Hauptkomponenten für Fall 2 aufgeschlüsselt, um eine vergleichbare Investitionskostenabschätzung zu Fall 1 zu erhalten. Auch für diesen Fall wurden die Kosten der Kernkomponenten bei verschiedenen Anbietern angefragt, um aufbauend darauf die Investitionskosten nach dem Chilton-Verfahren zu berechnen. Es ergeben sich Equipmentkosten von 232278 €. Diese Kosten der Kernkomponenten werden wieder in das nach Chilton veröffentlichte Schema (vgl. Tabelle 8-8, Anhang) eingesetzt. Mit denselben Faktoren wie in Fall 1 ergeben sich Investitionskosten von 1045775 €.

## **Abschreibungen**

Die Berechnung der jährlichen Rückzahlung erfolgt wie in Fall 1 nach Formel 5-15. Für den zweiten Fall ergibt sich somit eine jährliche Rückzahlung von 107453 €.

## **Strom**

Bezogen auf die durchschnittliche Betriebszeit der einzelnen Aggregate ergibt sich ein täglicher Gesamtstromverbrauch von 209 kWh und somit jährliche Stromkosten von 8648 €. Die Aufschlüsselung der einzelnen Leistungsangaben ist in Tabelle 9-7 (Anhang) angeführt.

## **Erdgas**

Die Kosten für die Dampferzeugung ergeben sich neben den in Tabelle 8-9 (Anhang) angeführten elektrischen Leistungen aus den Kosten für das Erdgas. Dabei wird eine Leistung von 230 kW für den Brenner benötigt. Bei einem durchschnittlichen Erdgaspreis von 4,73 Cent  $\text{kWh}^{-1}$  (Ellersdorfer 2012) ergeben sich somit jährliche Kosten von 95300 €.

## **Biogas**

Alternativ zum Betrieb des Dampferzeugers mit Erdgas, bietet sich an der Kläranlage Knittelfeld der Betrieb mit Biogas an, da dieses direkt an der Kläranlage produziert wird. Täglich fallen durch die Faulung 2300  $\text{m}^3$  Biogas (Betriebsdaten 2016 der Kläranlage Knittelfeld) mit einem durchschnittlichen Heizwert von 6,5  $\text{kWh m}^{-3}$  an (Wolf 2018). Aktuell

wird das Biogas mit einem BHKW verstromt und der produzierte Strom in das Netz eingespeist. Bei Betrieb des Dampferzeugers mit Biogas können nur mehr ca. 2/3 des Biogases verstromt werden, da ca. 1/3 zum Betrieb des Dampferzeugers benötigt werden. Mit einem Strompreis von 6 Cent kWh<sup>-1</sup> und einem Wirkungsgrad des BHKWs von 35 % (FNR 2010) ergeben sich somit verminderte Erlöse aus der Einspeisung des Stromes ins Netz für die Kläranlage von 42311 € a<sup>-1</sup>. Diese werden in der Einnahmen-Ausgaben-Rechnung als Kosten für das Biogas berücksichtigt.

### **Wartung und Instandhaltung**

Die jährlichen Kosten für Wartung und Instandhaltung der Anlagen werden wiederum mit 2,5 % der Investitionskosten abgeschätzt und betragen somit 26144 € a<sup>-1</sup>.

### **Ammoniakwasser**

Bei einem Volumenstrom von 5,28 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> sind ca. 245 kg NH<sub>4</sub> pro Tag im Filtrat enthalten. Bei einer Abscheidungsrate von 91,7 % (Rautenbach et al. 1995) ergibt sich damit eine Produktmenge von ca. 700 kg 25 %iges Ammoniakwasser pro Tag. Der Preis für Ammoniakwasser liegt bei ca. 348 € t<sup>-1</sup> (siehe Kapitel 5.2.1.2). Damit kann ein jährlicher Erlös von etwa 88914 € erzielt werden.

#### **5.5.2.1.1 Einnahmen-Ausgaben-Rechnung**

Für Fall 2 wird die Einnahmen-Ausgaben-Situation ebenfalls in tabellarischer Form dargestellt. Bei dieser Variante werden jährlich 254 Tonnen 25 %iges Ammoniakwasser produziert.

Tabelle 5-7: Eingaben-Ausgaben-Rechnung für Fall 2

<b>Produzierte Produktmenge: 25% NH<sub>3</sub>-Lösung</b>		<b>254 t a<sup>-1</sup></b>
Bezeichnung	Einnahmen [€/t Produkt]	Ausgaben [€/t Produkt]
Natronlauge		4,28
Strom		34,06
Erdgas / Biogas		374,87 / 166,43*
Zeolith		11,49
Abschreibung		422,68
Wartung & Instandhaltung		102,84
Personal		59,00
Natriumchlorid		114,74
Produktverkauf	348,00	
Einsparung Belüftung	70,62	
<b>Summe</b>	<b>418,62</b>	<b>1123,97 / 915,53**</b>

\*... verminderte Erlöse für die Kläranlage

\*\*... Summe der Ausgaben, wenn statt Erdgas Biogas verwendet wird

Wie aus Tabelle 5-7 ersichtlich, ergibt sich auch in Fall 2 ein Verlust von 705,35 € t<sup>-1</sup> Produkt bei der Verwendung von Erdgas für den Betrieb des Dampferzeugers. Wird das Erdgas durch Biogas aus der Kläranlage substituiert, erniedrigt sich der Verlust auf 496,91 € t<sup>-1</sup>. Die einzelnen Kostenanteile sind in Abbildung 5-5 und Abbildung 5-6 ersichtlich. Wie gut zu erkennen ist, spielen in diesem Fall die Chemikalienkosten eine untergeordnete Rolle. Die Kosten für Schwefelsäure fallen zur Gänze weg, da kein saurer Wäscher mehr betrieben wird und durch die Dampfstrippung verringern sich die Kosten für Natronlauge um ca. 97 % im Vergleich zu Fall 1 im Normalbetrieb. Zusätzliche Kosten entstehen für das Natriumchlorid, wobei diese nur ca. 79 % der Natronlaugekosten aus Fall 1 im Normalbetrieb betragen. Insgesamt erniedrigen sich also die Kosten für Chemikalien um 55,35 € t<sup>-1</sup> im Vergleich zu Fall 1 im Normalbetrieb. Den größten Kostentreiber stellen die Abschreibungen (38 %) dar. Dies liegt nicht zuletzt daran, dass die Investitionskosten aufgrund eines benötigten Dampferzeugers relativ zu Fall 1 hoch sind. Diese erhöhen sich im Vergleich zu Fall 1 im Normalbetrieb um ca. 297 € t<sup>-1</sup>. Aus diesem enormen Kostenanstieg zeigt sich

deutlich, dass eine Dampfstippung nur dann in Frage kommt, wenn an einem Standort bereits Dampf zur Verfügung steht.

Neben den Abschreibungen dürfen auch die erheblichen Erdgaskosten (33 %) nicht außer Acht gelassen werden. Aus diesem Grund wird in Abbildung 5-6 zum Vergleich die Nutzung von Biogas der Kläranlage statt dem Erdgas für den Betrieb des Dampferzeugers dargestellt. Doch selbst wenn in diesem Fall das Gas keine Kosten verursachen würde, wäre Fall 2 immer noch deutlich unwirtschaftlicher als Fall 1.

Aus diesem Grund werden in der folgenden Sensitivitätsanalyse vor allem die hier ins Auge stechenden Positionen hinsichtlich ihres Einflusses auf das Gesamtergebnis diskutiert.

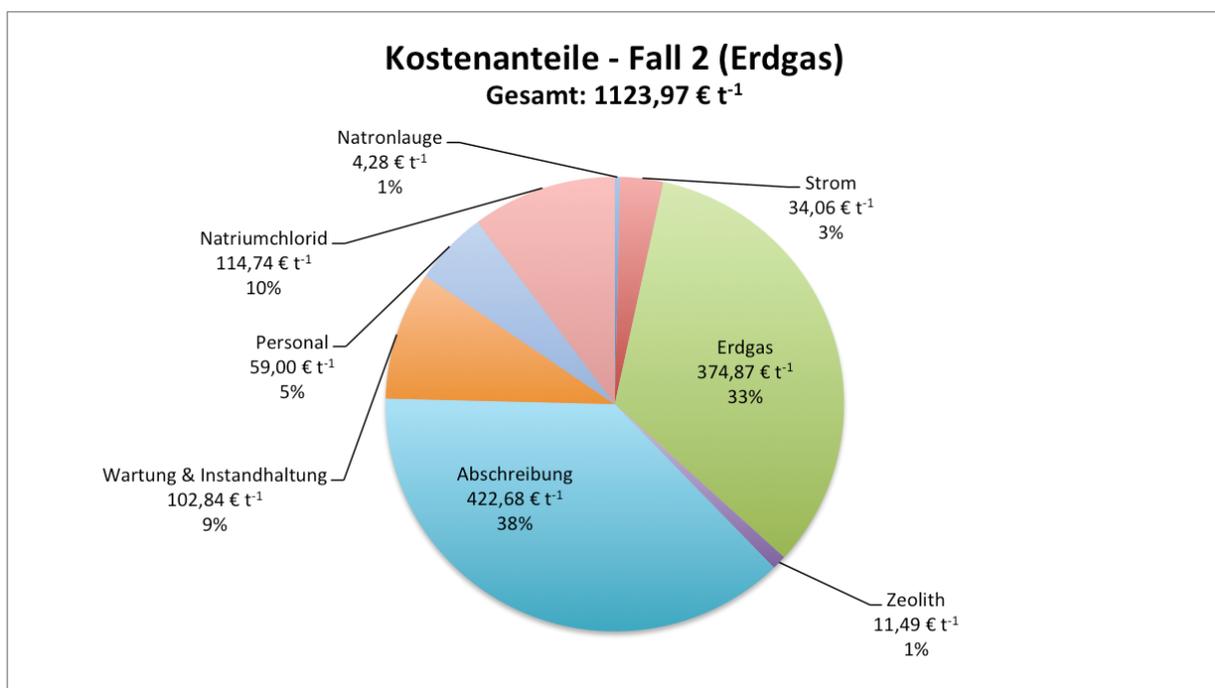


Abbildung 5-5: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 2 mit Betrieb des Dampferzeugers mit Erdgas

Zum Vergleich werden in der folgenden Abbildung die Kostenanteile für Fall 2 dargestellt, wobei statt dem Erdgas das Biogas aus der Kläranlage genutzt wird. Die für das Biogas berechneten Kosten ergeben sich aus den verminderten Erlösen für die Kläranlage, da weniger Biogas verstromt und ins Netz eingespeist werden kann. Es zeigt sich, dass sich die Gaskosten im Vergleich zur Nutzung von Erdgas um ca. 208 € t<sup>-1</sup> Produkt verringern. Damit steigt auch der Anteil der Abschreibungen an den Gesamtkosten auf 46 %.

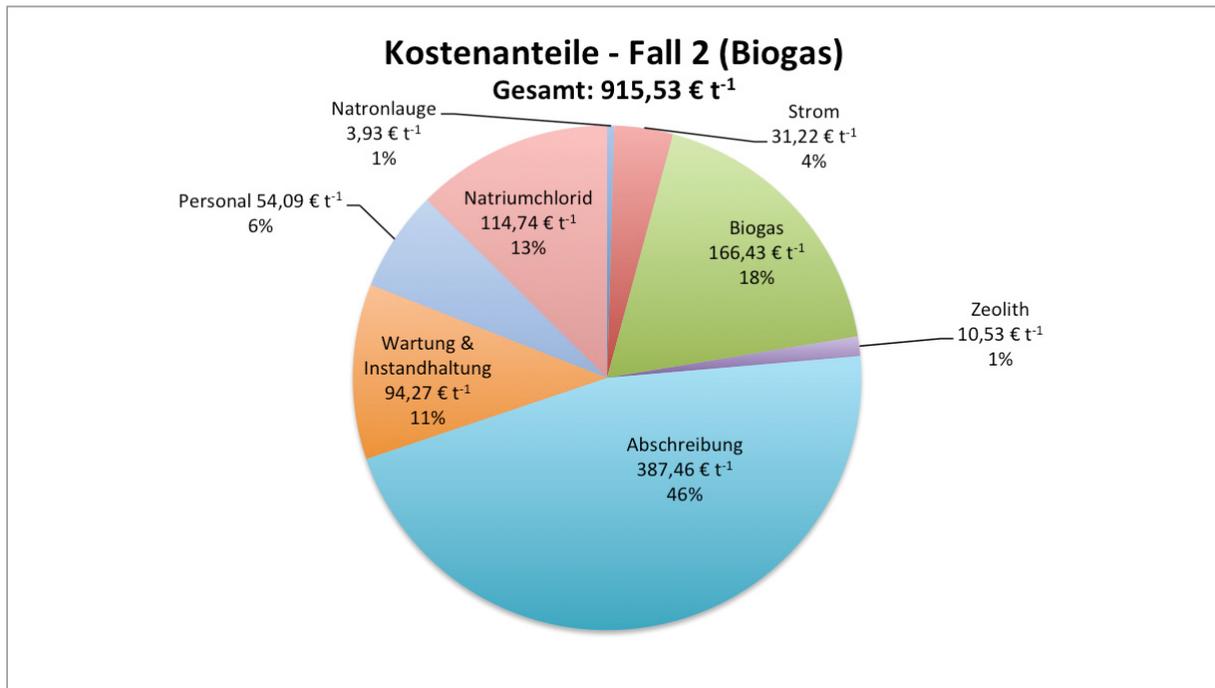


Abbildung 5-6: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 2 mit Betrieb des Dampferzeugers mit Biogas

Für Fall 2 kann allgemein zusammengefasst werden, dass diese alternative Anlagenausführung nur dann wirtschaftlich ist, wenn der Dampf am Standort zur Verfügung gestellt werden kann. Die Kosten für den Dampferzeuger treiben die Investitionskosten und damit auch die Abschreibungen stark in die Höhe. Zusätzlich sollte für den Betrieb des Dampferzeugers eine Nutzung des Biogases erfolgen, da dies eine erhebliche Kostenersparnis im Vergleich zum Erdgas einbringt.

## 5.6 Sensitivitätsanalyse

In der Sensitivitätsanalyse sollen nun die im vorhergehenden Kapitel gefundenen Kostentreiber hinsichtlich ihrer Sensitivität auf Preisveränderung untersucht werden. Die Sensitivitätsanalyse ist eine Methodik mit der bewertet werden kann, wie empfindlich Kennzahlen auf Änderungen von Eingangsparametern reagieren (Lehner 2016). Voraussichtliche Investitionen lassen sich nur mit einer verbleibenden Unsicherheit ermitteln. Auch bei Betriebskosten (speziell bei Chemikalienkosten) kann die zukünftige Entwicklung nicht immer exakt abgeschätzt werden, da sich starke Schwankungen ergeben können. Diese Unsicherheiten beeinflussen die Ergebnisse der Berechnungen maßgeblich. Die Sensitivitätsanalyse zeigt auf, wie sehr die Wirtschaftlichkeit von den Haupteinflussfaktoren verändert wird – also wie sensitiv diese auf Einflüsse reagiert.

### 5.6.1 Fall 1: Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche

In den folgenden Abschnitten werden Normal- und Sonderbetrieb hinsichtlich ihrer Sensitivität auf Preisveränderungen betrachtet und die kritischen Einflussgrößen für die Wirtschaftlichkeit identifiziert.

### 5.6.1.1 Normalbetrieb

Es ist zu erkennen, dass vor allem die Chemikalienkosten für die hohen Betriebskosten ausschlaggebend sind. In dieser Darstellung ist besonders gut die Tatsache zu erkennen, dass nicht die Schwefelsäure sondern die Natronlauge den größten Kostentreiber, bezogen auf die gesamten Chemikalienkosten, darstellt und damit den größten Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit hat. Einen weiteren großen Einflussfaktor stellen die Abschreibung bzw. die Investitionskosten dar. Aus diesem Grund werden im folgenden Kapitel verschiedene Szenarien hinsichtlich einer Förderung der Investitionskosten evaluiert. Da der starke Einfluss der Natronlaugekosten besonders deutlich aus dieser Analyse hervorgeht, werden auch für eine Preisvariation der Natronlauge in folgendem Kapitel verschiedene Szenarien behandelt. Die Stromkosten spielen in dieser Betrachtung eine untergeordnete Rolle, da der Strompreis standortspezifisch an der Kläranlage Knittelfeld, wie früher erwähnt, mit 6 Cent kWh<sup>-1</sup> angenommen werden kann. Durch die gegengerechneten Einspeisetarife kann ein deutlich günstigerer Strompreis als auf dem freien Markt erreicht werden.

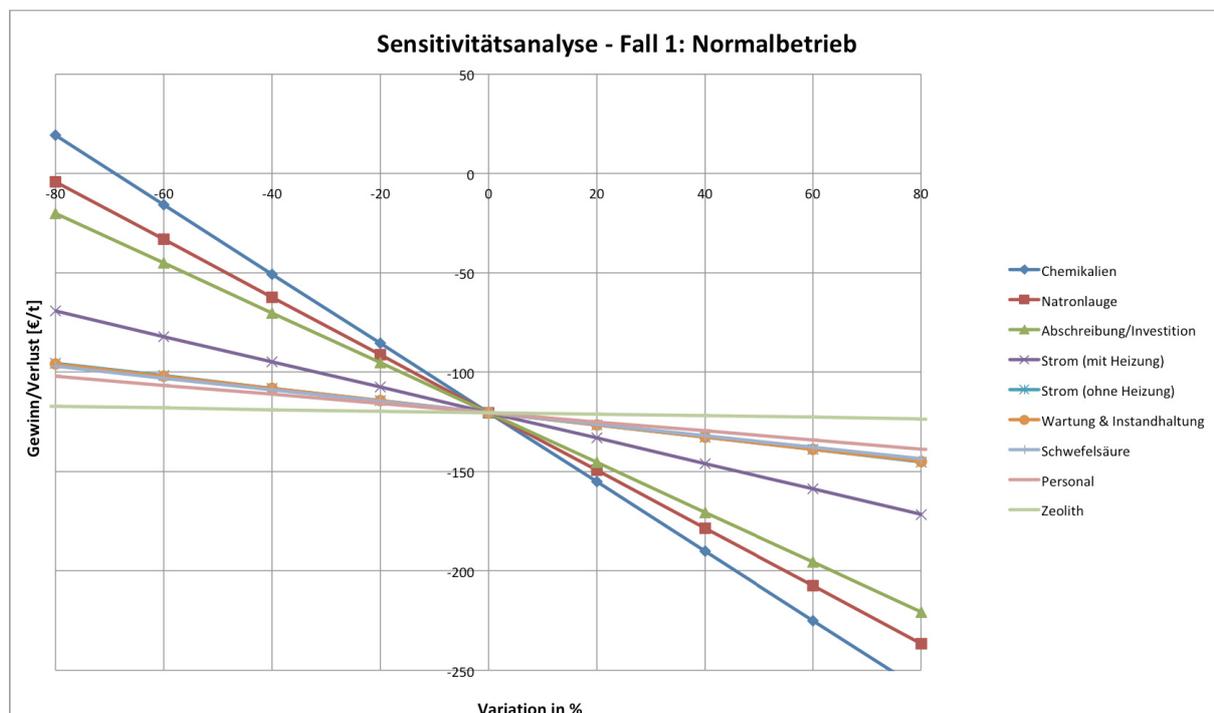


Abbildung 5-7: Sensitivitätsanalyse für Fall 1 im Normalbetrieb

### 5.6.1.2 Sonderbetrieb

In der folgenden Abbildung ist das Ergebnis der Sensitivitätsanalyse für Fall 1 im Sonderbetrieb dargestellt. Die Abschreibungen üben den mit Abstand größten Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit aus. In dieser Abbildung ist auch gut zu erkennen, dass ein sehr großer Anteil der Chemikalienkosten von den Natronlaugekosten abhängig ist. In der folgenden Wirtschaftlichkeitsbetrachtung wird auf die größten Einflussfaktoren, welche hier die Abschreibungen und die Kosten für Natronlauge sind, näher eingegangen.

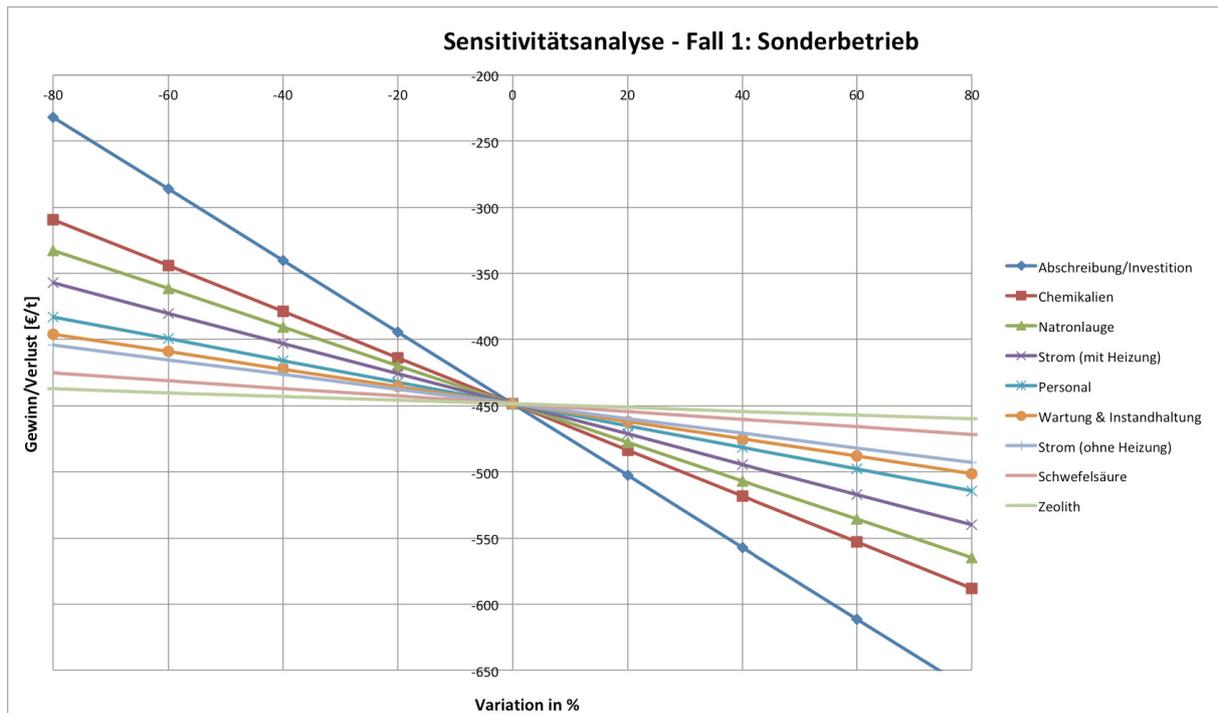


Abbildung 5-8: Sensitivitätsanalyse für Fall 1 im Sonderbetrieb

### 5.6.2 Fall 2: Dampfstrippung mit anschließender Kondensation

Für den Fall 2 wurde ebenso eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt. In den folgenden beiden Abbildungen sind die entsprechenden Ergebnisse dazu dargestellt. Den größten Einfluss üben in diesem Fall die Abschreibung bzw. Investitionskosten aus. Aufgrund der im Verhältnis zu Fall 1 höheren Investitionskosten, erhöht sich in diesem Fall auch deren Einfluss.

Anders als in Fall 1 müssen hier auch noch die Gaskosten berücksichtigt werden, da sie eine erhebliche Auswirkung auf das Gesamtergebnis haben. Wie gut zu erkennen ist, haben die Erdgaskosten in Abbildung 5-9 einen beträchtlichen Einfluss, da sie einen großen Anteil der Betriebskosten ausmachen. Neben den bereits erwähnten Investitionskosten geht von ihnen der stärkste Einfluss aus. Aus diesem Grund werden diese Kriterien hinsichtlich der Wirtschaftlichkeit näher betrachtet. Dazu werden in folgendem Kapitel verschiedene Szenarien hinsichtlich einer Förderung von Investitionskosten bzw. einer Preisvariation der Gaskosten evaluiert. Alle anderen Kriterien üben nur einen untergeordneten Einfluss aus. Anders als in Fall 1 spielen die Chemikalienkosten keine wesentliche Rolle.

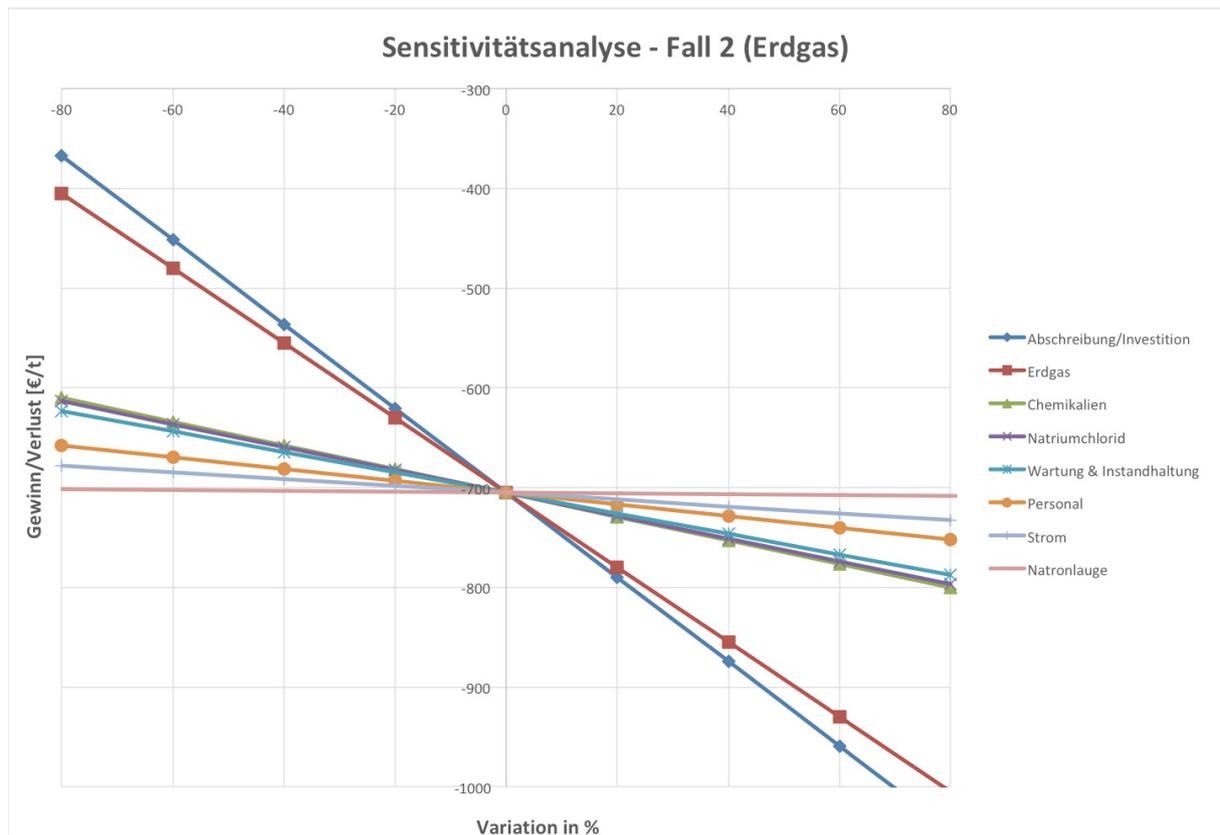


Abbildung 5-9: Sensitivitätsanalyse für Fall 2 bei einem Betrieb des Dampferzeugers mit Erdgas

In der folgenden Abbildung ist zum Vergleich mit Abbildung 5-9 eine Variante von Fall 2 mit der Verwendung von Biogas zum Betrieb des Dampferzeugers dargestellt. Es zeigt sich, dass die Gaskosten einen etwas geringeren Einfluss ausüben und dadurch die Investitionskosten bzw. die Abschreibungen an Einfluss gewinnen. Dies liegt daran, dass die Investitionskosten in diesem Fall aufgrund des Dampferzeugers auf einem sehr hohen Niveau liegen. Alle anderen Kostentreiber verändern sich zum in Abbildung 5-9 dargestellten Fall nicht wesentlich.

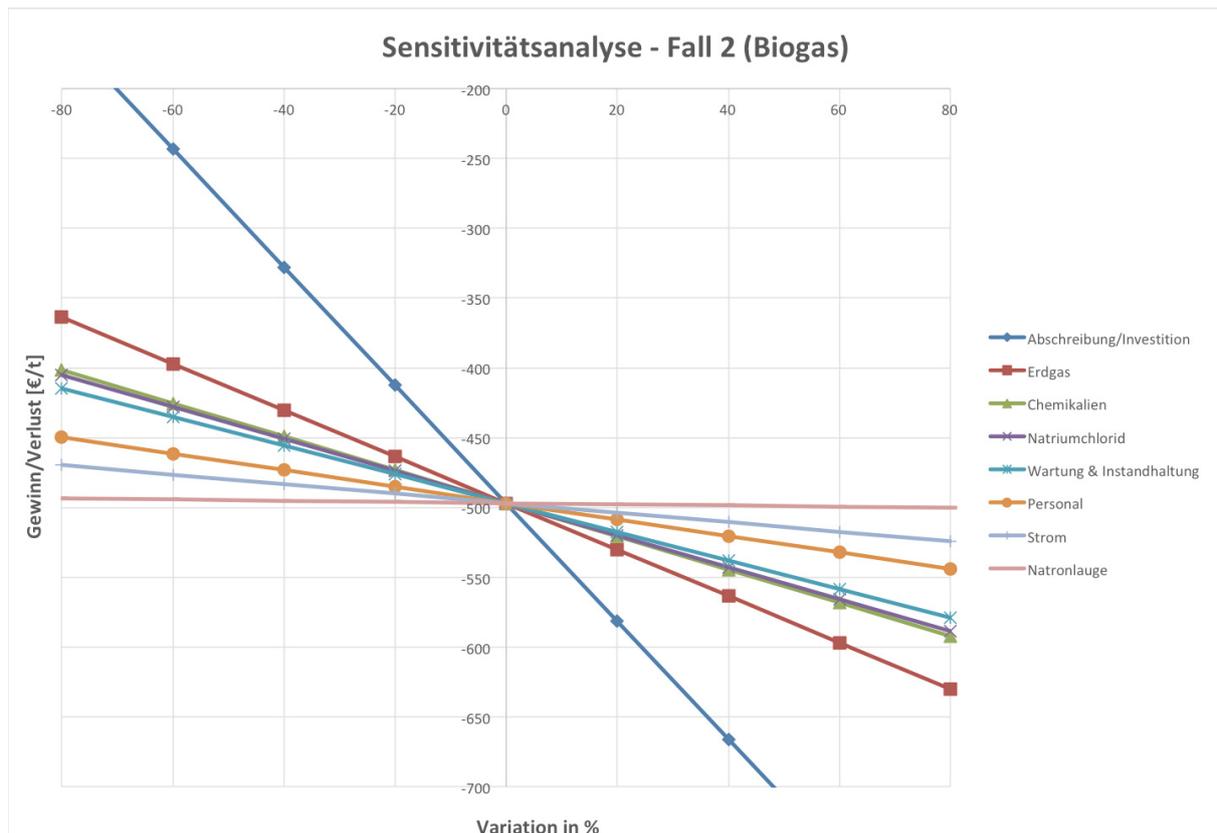


Abbildung 5-10: Sensitivitätsanalyse für Fall 2 für einen Betrieb des Dampferzeugers mit Biogas

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass in Fall 1 besonders die Chemikalienkosten (Natronlauge) einen großen Einfluss auf die Sensitivität ausüben. In Fall 2 müssen die Gaskosten berücksichtigt werden, da diese vor allem bei Betrieb des Dampferzeugers mit Erdgas, eine erhebliche Beeinflussung ausüben. Bei allen Fällen spielen die Abschreibungen eine Rolle und stellen einen wesentlichen Kostentreiber dar, wobei der Einfluss der Abschreibungen in Fall 2 aufgrund der hohen Investitionskosten stärker hervortritt.

## 5.7 Wirtschaftlichkeit unter verschiedenen Szenarien

Zur Betrachtung der Wirtschaftlichkeit werden allgemein anerkannte und gängige Kennzahlen herangezogen. Neben der Darstellung der Wirtschaftlichkeit für Fall 1 (Normal- und Sonderbetrieb) und Fall 2 ohne jegliche Veränderung, werden auch verschiedene Szenarien mit Preisveränderungen der massivsten Kostentreiber und Investitionsförderungen in unterschiedlicher Höhe durchgeführt und die veränderte Wirtschaftlichkeit beurteilt.

### 5.7.1 Wirtschaftlichkeitskennzahlen

Zu Beginn dieses Kapitels soll die Wirtschaftlichkeit des ILS an der Kläranlage Knittelfeld mit gängigen Kennzahlen beurteilt werden. Dabei werden die in Kapitel 5.3 behandelten Fälle

separat betrachtet und beurteilt, um zu evaluieren, welche Methode zur Produktgewinnung hinsichtlich der Wirtschaftlichkeit bessere Voraussetzungen liefert.

Laut Lehner (2016) können zur Beurteilung von Investitionen folgende statische Kennzahlen herangezogen werden:

$$\text{Durchschnittlicher Jahresgewinn} = \text{Erlös} - \text{Betriebsausgaben} \quad \text{Formel 5-20}$$

$$\text{Umschlaghäufigkeit des Kapitals} = \frac{\text{durchschnittl. Jahresumsatz}}{\text{Kapitaleinsatz}} \quad \text{Formel 5-21}$$

$$\text{Umsatzgewinnrate} = \frac{\text{durchschnittlicher Jahresgewinn} * 100}{\text{durchschnittlicher Jahresumsatz}} \quad \text{Formel 5-22}$$

$$\text{Kapitalrückflusszeit} = \frac{\text{Kapitaleinsatz}}{\text{durchschnittlicher Jahresgewinn}} \quad \text{Formel 5-23}$$

$$\text{Return On Investment} = \frac{\text{durchschnittlicher Jahresgewinn} - \text{Abschreibung}}{\text{Kapitaleinsatz}} \quad \text{Formel 5-24}$$

Die Kapitalumschlaghäufigkeit gibt laut Bernecker (2001) einen Aufschluss darüber, wie produktiv das im Unternehmen befindliche Kapital eingesetzt wird. Je höher dieser Wert ist, desto schneller fließt das Kapital wieder in das Unternehmen zurück und desto weniger Kapital ist im Unternehmen erforderlich. Eine ähnliche Beurteilung der Wirtschaftlichkeit erfolgt über die Kapitalrückflusszeit. Bei der Berechnung dieser wird davon ausgegangen, dass der gesamte finanzielle Überschuss zur Amortisation des Kapitals verwendet wird. Die Umsatzgewinnrate erlaubt in Verbindung mit der Umschlaghäufigkeit des Kapitals ein gutes Urteil über die Ertragskraft eines Projektes. In ähnlicher Weise wird durch die Kennzahl Return on Investment (ROI) eine Beurteilung der Wirtschaftlichkeit durchgeführt. Dieser ist eine periodische Bezugsgröße, um die Rentabilität des gebundenen Kapitals zu messen.

### 5.7.2 Berechnung der Wirtschaftlichkeitskennzahlen zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit der ReNOx-Produktionsanlage für Fall 1 und 2

In folgender Tabelle werden die wesentlichen Wirtschaftlichkeitskennzahlen für Fall 1 (Normal- und Sonderbetrieb) und Fall 2 (Verwendung von Erdgas oder Biogas) dargestellt. Sie werden nach dem im vorhergehenden Kapitel angegebenen Formeln berechnet.

Tabelle 5-8: Wirtschaftlichkeitskennzahlen für den Betrieb einer ReNOx-Produktionsanlage für Fall 1 und Fall 2

Wirtschaftlichkeitskennzahl	Fall 1: Normalbetrieb	Fall 1: Sonderbetrieb	Fall 2: Erdgas	Fall 2: Biogas
durchschnittlicher Jahresgewinn bzw. -verlust [€ a <sup>-1</sup> ]	-78728,5	-293351,7	-179313,7	-126324,5
Umschlaghäufigkeit des Kapitals [-]	0,25	0,37	0,10	0,10
Umsatzgewinnrate [%]	-40,04	-164,18	-168,49	-118,70
Kapitalrückflusszeit [a]	245,96	k.A.*	k.A*	k.A*
Return On Investment [%]	-20,14	-97,70	-27,42	-22,35

\* keine Angabe möglich, da negativ

Wie in Tabelle 5-8 gut zu erkennen ist, ergibt sich für Fall 1 im Normalbetrieb ein negativer durchschnittlicher Jahresgewinn (Verlust) von ca. -78729 € a<sup>-1</sup>. Aus dem negativen jährlichen Jahresgewinn ergibt sich folglich auch eine negative Umsatzgewinnrate. Eine Berechnung der Kapitalrückflusszeit für diesen Fall ergibt ca. 246 Jahre. Ein Wert von ca. 8 Jahren wäre für eine Produktionsanlage akzeptabel, welche zum ersten Mal gebaut wird. In weiterer Folge ergibt sich daraus ein ROI zu -20,14 %. Die Wirtschaftlichkeit von Fall 1 im Sonderbetrieb sieht ähnlich schlecht aus. Auch hier ergibt sich ein negativer Wert für den Jahresgewinn und damit keine wirtschaftliche Möglichkeit die Anlage zu betreiben.

Die wirtschaftliche Situation stellt sich in Fall 2 (Erdgas) noch kritischer als in Fall 1 (Normalbetrieb) dar. Der durchschnittliche Jahresgewinn bzw. Verlust ist in Fall 2 um ca. 67 % höher als in Fall 1. Neben einer deutlich negativeren Umsatzgewinnrate ergibt sich auch ein beträchtlich negativerer ROI. Dieser verschlechtert sich im Vergleich zu Fall 1 um 39 %. Für Fall 2 (Biogas) ergibt sich ebenfalls kein wirtschaftlicher Fall, wobei sich der jährliche Verlust um ca. 52990 € verringert.

Da sich hier nun weder in Fall 1 noch in Fall 2 eine wirtschaftliche Möglichkeit zum Betrieb dieser Anlage ergibt, werden nun verschiedene Szenarien betrachtet. Aus den in der Sensitivitätsanalyse herausgefundenen Haupteinflussfaktoren ergeben sich mehrere unterschiedliche Szenarien für beide Fälle. Für jedes Szenario wird die Kennzahl der Kapitalrückflusszeit berechnet, um eine Beurteilung der Wirtschaftlichkeit durchzuführen. Die Berechnung der Kapitalrückflusszeit gibt die Möglichkeit einer sehr übersichtlichen

Darstellung eines möglichen wirtschaftlichen Szenarios und des Vergleichs einzelner Szenarien untereinander.

### 5.7.3 Beurteilung der Wirtschaftlichkeit für verschiedene Szenarien

Für Fall 1 (Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche) hat sich aus der Sensitivitätsanalyse (siehe Kapitel 5.6) folgendes herauskristallisiert: Hauptkostentreiber für die Kosten pro Tonne erzeugtes Produkt sind neben den Natronlaugekosten auch die hohen Investitionskosten für die Anlage. Aus diesem Grund werden in der folgenden Tabelle beide Kriterien variiert, um eine wirtschaftliche Abschätzung hinsichtlich geringerer Chemikalien- und Investitionskosten durchführen zu können. Als Vergleichskriterium wird die Kapitalrückflusszeit verwendet, da diese in der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung eine wichtige Rolle spielt. Die blaue Markierung in der Tabelle kennzeichnet eine Kapitalrückflusszeit von unter 8 Jahren, welche für einen Bau einer Anlage realistisch wäre.

Tabelle 5-9: Berechnung der Kapitalrückflusszeit in Jahren für verschiedene Förderszenarien der Investitionskosten und Preisvariation der Natronlauge für Fall 1 im Normalbetrieb

		Förderung der Investitionskosten der Anlage			
		0 %	50%	75%	90%
<b>Preisvariation Natronlauge (100% = aktueller Marktpreis NaOH)</b>	100 %	245,96	122,98	61,49	24,60
	75 %	29,55	14,78	7,39	2,96
	50 %	15,72	7,86	3,93	1,57
	25 %	10,71	5,35	2,68	1,07

Wie oben erwähnt ist für eine Neuanlage (Verfahren wird zum ersten Mal an einer Produktionsanlage eingesetzt) ein Wert von 7 – 8 Jahren für die Kapitalrückflusszeit akzeptabel. Diese Grenze wird bei einer 75 %igen Förderung der Investitionskosten und einen Preisrückgang für Natronlauge um 25 % erreicht. Bei einem geringeren Förderanteil von 50 % der Investitionskosten kann erst ab einem Preisrückgang für Natronlauge um 50 % eine akzeptable Kapitalrückflusszeit erreicht werden. Es ergibt sich für keinen Fall der Investitionsförderung eine positive Kapitalrückflusszeit, wenn sich das Niveau der Natronlaugekosten nicht verändert oder Alternativen für den Ersatz von NaOH gefunden werden.

Bei der Berechnung der Kapitalrückflusszeit für verschiedene Förderszenarien der Investitionskosten und Preisvariation der Natronlauge für Fall 1 im Sonderbetrieb zeigt sich, dass sich bei keinem Fall eine positive Kapitalrückflusszeit ergibt. Dies rührt nicht zuletzt

daher, dass jährlich nur eine Produktmenge von 183 t erzeugt wird. Durch den geringeren Jahresumsatz bei relativ hohen Betriebskosten, kann sich auch bei Preisminderung der Natronlauge keine positive Kapitalrückflusszeit ergeben. Dies zeigt, so wie auch in der Sensitivitätsanalyse bereits festgestellt, dass der Einfluss der NaOH-Kosten geringer als bei Fall 1 im Normalbetrieb ist.

Auch für Fall 2 (Dampfstrippung mit anschließender Kondensation) wurde die oben beschriebene Berechnung durchgeführt. Dabei wird zwischen den beiden Möglichkeiten der Nutzung von Erdgas und Biogas unterschieden.

In diesem Fall macht es keinen Sinn eine Preisvariation für Natronlauge zu betrachten, da diese keinen wesentlichen Einfluss auf das Betriebsergebnis hat. Es wird stattdessen eine Variation der Gaskosten durchgeführt.

In keinem der Fälle für die Variation der Erdgaskosten konnte eine Kapitalrückflusszeit berechnet werden, da die jährlichen Erlöse in jedem Fall geringer als die jährlichen Betriebsausgaben sind.

Für den Fall 2 und einer Nutzung des Biogases der Kläranlage konnten durch Variation der Gaskosten (= verminderte Erlöse der Kläranlage) akzeptable Kapitalrückflusszeiten erreicht werden. Bei einer Förderung der Investitionskosten von 90 % und einem Rückgang der Kosten für das Biogas um 75 % kann eine Kapitalrückflusszeit von ca. 8 Jahren erreicht werden (blaue Markierung). Da dies einen unwahrscheinlichen Fall für den Bau der Produktionsanlage darstellt, kann für Fall 2 bei Nutzung von Biogas zur Dampferzeugung aufgrund der hohen Betriebs- und Investitionskosten kaum ein wahrscheinlicher wirtschaftlicher Fall identifiziert werden.

Tabelle 5-10: Berechnung der Kapitalrückflusszeit in Jahren für verschiedene Förderszenarien der Investitionskosten und Preisvariation für Biogas für Fall 2

		<b>Förderung der Investitionskosten der Anlage</b>			
		0 %	50%	75%	90%
<b>Preisvariation Biogas (100% = aktuelle verminderte Erlöse der KA)</b>	50 %	457,80	228,90	114,45	45,78
	25 %	81,31	40,65	20,33	8,13

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass für Fall 1 bei einer Investitionsförderung und einem Preisrückgang für Natronlauge sich durchaus wirtschaftliche Möglichkeiten zum

Betrieb einer Anlage ergeben. Besonders aufgrund des in Kapitel 5.2.2 dargestellten starken Preisanstiege für die Natronlauge in den letzten Monaten, muss dieses Szenario berücksichtigt werden. Sollte der Natronlaugepreis sich längerfristig wieder erniedrigen, hat das einen starken Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens, da die Betriebskosten besonders sensitiv auf die Natronlaugekosten reagieren.

Für Fall 2 ist es aufgrund der hohen Equipmentkosten eher unwahrscheinlich, dass ein wirtschaftlicher Fall erreicht werden kann. Sollte allerdings kein Dampferzeuger benötigt werden (Dampf ist am Standort vorhanden), weist Fall 2 durchaus wirtschaftliches Potential auf. Neben den Equipmentkosten für Dampferzeuger und sämtliche Nebenanlagen, würden in diesem Fall auch die Gaskosten wegfallen. Durch diese Minderung der Investitions- und Betriebskosten verändert sich das Betriebsergebnis wesentlich.

## 6 Zusammenfassung

Die Stickstoffrückbelastung an kommunalen Kläranlagen durch Prozesswässer aus der Schlammwässerung kann besonders an kleineren Kläranlagen die biologische Abbaukapazität überlasten. In der Regel kann von einer Stickstoffrückbelastung von 15 - 25 % bezogen auf den Gesamtstickstoff im Zulauf der Kläranlage ausgegangen werden. Zur Reduktion dieser Stickstoffrückbelastung können Hauptstrom- oder Teilstromverfahren eingesetzt werden. Allerdings führen viele dieser Verfahren nur zu einer Verlagerung, nicht aber zu einer Lösung der Stickstoffproblematik und verursachen zusätzliche Kosten. Ziel sollte daher nicht nur ein Abbau des Stickstoffs (Ammonium) sondern auch die gezielte Rückgewinnung sein, um Stoffkreisläufe zu schließen und die Wirtschaftlichkeit solcher Verfahren sicherzustellen.

Am Markt gibt es aktuell wenige Verfahren, welche sich mit der Stickstoffrückgewinnung beschäftigen. Dazu zählen unter anderem das ANAStrip-Verfahren, die Membrandestillation und das Ionentauscher-Loop-Stripping.

Das Ionentauscher-Loop-Stripping wurde entwickelt, um Synergieeffekte zwischen Kläranlagen bzw. Biogasanlagen und Zementwerken zu nutzen. Das Verfahren basiert auf einer Voranreicherung von Ammonium mittels Festbettionentauscher und der anschließenden simultanen Luftstrippung der Regenerationslösung. Als Ionentauschermaterial wird natürlicher Zeolith (Hauptbestandteil Klinoptilolith) verwendet.

Eine Pilotanlage, welche nach dem Ionentauscher-Loop-Stripping arbeitet, wurde bereits im Jahr 2017 an der Kläranlage Knittelfeld errichtet und erfolgreich betrieben. Die Implementierung erfolgte nach der mechanischen Entwässerung (Schneckenpresse), da das Verfahren direkt mit flüssigen Gärresten (Trübwasser) arbeitet. Aus den Versuchen an der Pilotanlage konnten genügend Daten erhoben werden, um ein Up-Scaling der Pilotanlage zu einer Produktionsanlage durchzuführen. Ziel des Up-Scalings ist es, eine Produktionsanlage zu planen, welche den gesamten anfallenden Abwasserstrom nach der mechanischen Entwässerung der Kläranlage Knittelfeld verarbeiten kann.

Neben der erfolgreichen technischen Umsetzung des Verfahrens im Pilotbetrieb, stellt nun die Wirtschaftlichkeit eine wichtige Entscheidungsgrundlage für die Umsetzung einer Produktionsanlage dar. In der vorliegenden Arbeit wird die Wirtschaftlichkeit im Rahmen einer detaillierten Feasibility-Studie abgeschätzt.

Dazu wurde die Kläranlage Knittelfeld hinsichtlich ihrer aktuellen Betriebsweise und des Einsatzstromes für eine ReNO<sub>x</sub>-Produktionsanlage evaluiert, sowie eine Marktrecherche für das mittels Ionentauscher-Loop-Stripping erzeugte Produkt Ammoniumsulfat (40 %ig) durchgeführt. Dieses soll als industrielles Entstickungsmittel den aktuell vorwiegend eingesetzten und unter hohem Einsatz fossiler Ressourcen hergestellten Harnstoff in der Rauchgasreinigung ersetzen.

Neben dem in der Pilotanlage eingesetzten System zur Produktgewinnung (Luftstrippung mit anschließender saurer Wäsche) wurden auch andere Möglichkeiten evaluiert. Dazu zählen die Dampfstrippung und die Luftstrippung jeweils mit anschließender (Teil-)Kondensation des Strippgases. Durch die Kondensation wird ein alternatives Produkt für die Rauchgasentstickung erzeugt (20 – 25 %iges Ammoniakwasser).

Um Betriebs- und Investitionskosten hinreichend genau abzuschätzen, wurden gezielt Angebote bei Apparatebauunternehmen eingeholt. Die Berechnung der Investitionskosten erfolgte nach dem Schema von Chilton, die Betriebskosten wurden anhand von Daten aus dem Pilotbetrieb sowie Literaturangaben abgeschätzt.

Die Ergebnisse der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen zeigen, dass derzeit bei keinem der betrachteten Szenarien ein wirtschaftlicher Betrieb möglich ist. Die größten Kostenblöcke stellen im Fall der Luftstrippung mit saurer Wäsche die Chemikalienkosten (Natronlauge) gefolgt von den Abschreibungen dar. Bei der Dampfstrippung mit anschließender Kondensation sind vor allem die höheren Investitionskosten (zusätzliche Dampfversorgung, größere Strippkolonne) sowie die im Vergleich zur Luftstrippung höheren Energiekosten (Erdgas oder Biogas) für den Betrieb der Anlage problematisch. Die Dampfstrippung kommt daher nur für Anlagen in Frage, an denen bereits eine entsprechende Versorgungsinfrastruktur vorhanden ist. Die Luftstrippung mit anschließender Kondensation scheidet ebenfalls aufgrund zu hoher Investitionskosten aus, da in diesem Fall eine nachgeschaltete Rektifikationskolonne zur Erreichung akzeptabler Produktkonzentrationen notwendig ist.

Die Wirtschaftlichkeit der Luftstrippung mit saurer Wäsche ist in hohem Maße an die Chemikalienkosten für Natronlauge gekoppelt, welche sich durch eine Verknappung der Verfügbarkeit von NaOH (Schließung von Amalgamanlagen) in den letzten drei Jahren fast verdoppelt haben. Um zu beurteilen, wie sehr die Wirtschaftlichkeit von den einzelnen Haupteinflussfaktoren abhängt, wurde eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt. Zur Bewertung der Variationsszenarien wird vor allem die Kapitalrückflusszeit herangezogen, wobei acht Jahre als Obergrenze für eine wirtschaftlich darstellbare Investition festgelegt wurden. Es zeigt sich, dass bei der Luftstrippung unter Annahme einer 50 %igen Förderung der Investitionskosten und eines Preiserückgangs für Natronlauge um 50 % (z.B. durch Entspannung des Marktes oder Ersatz von NaOH durch kostengünstigeres  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) ein wirtschaftlich darstellbarer Fall erreicht wird. Alternativ kann bei höherer Investitionskostenförderung (z.B. 75%) bereits bei 25 % niedrigeren NaOH-Preisen eine akzeptable Kapitalrückflusszeit unter acht Jahren erreicht werden. Die Dampfstrippung ist hingegen erst bei höheren Fördersätzen (90 %) und geringeren Energiekosten (-25 %) wirtschaftlich darstellbar.

## 7 Verzeichnisse

### 7.1 Literatur

- Barrer, R.M., 1984. *Sorption by zeolites. Part 1: Equilibria and Energetics*. In: F. R. Ribeiro, A. E. Rodrigues, L. D. Rollmann und C. Naccache (Hg.): *Zeolites: Science and Technology*, Dordrecht: Springer Netherlands (NATO ASI Series, Series E: Applied Sciences 0168-132X, 80).
- Bauermeister, U., Wild, A. & Meier, T., 2009. Stickstoffabtrennung mit dem ANAStrip-Verfahren System GNS. , pp.1–13.
- Beckmann, M., 2010. Stoff- und Energiebilanzen bei der Verbrennung von Klärschlamm.
- Bernecker, G., 2001. *Planung und Bau verfahrenstechnischer Anlagen: Projektmanagement und Fachplanungsfunktionen*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Bischofsberger, W. et al., 2005. Anaerobtechnik. In Heidelberg, p. 718.
- Brauer, H., 1996. *Handbuch des Umweltschutzes und der Umweltschutztechnik - Band 4*, Heidelberg: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Buchmaier, J., 2018. Gespräch mit Frau Buchmaier.
- Buchmaier, J., Platzer, C. & Brunner, C., 2015. Einsatz der Membrandestillation zur Behandlung von kommunalem Abwasser. Available at: [http://www.aee.at/aee/index.php?option=com\\_content&view=article&id=886&Itemid=113](http://www.aee.at/aee/index.php?option=com_content&view=article&id=886&Itemid=113) [Accessed April 20, 2018].
- Draxler, J., 2014. Skriptum zu Thermische Verfahrenstechnik.
- Ellersdorfer, M., 2012. *Integrierte Produktion und Verwertung von Biogas in Zementwerken*. Montanuniversität Leoben.
- Ellersdorfer, M., Lubensky, J., Lechleitner, A., et al., 2016. Recycling von Trübwasserinhaltsstoffen mittels Ionentauscher-Loop-Stripping. In pp. 1–21.
- Ellersdorfer, M., Lubensky, J. & Stocker, K., 2016. Recycling von Trübwasserinhaltsstoffen mittels Ionentauscher-Loop-Stripping. , (June 2017).
- Ernecker, M., 2005. *Vergleichende Untersuchungen des Einsatzes von Reagenzien zur selektiven nichtkatalytischen Reduktion von NOx-Emissionen an einer Ofenanlage zur Portlandzementklinkerherstellung*.
- Europäischer Wirtschaftsdienst GmbH, E., 2017. Marktbericht Natronlauge: Enge NaOH-Verfügbarkeit treibt Preise nach oben. Available at: <https://www.euwid-papier.de/news/einzelansicht/Artikel/div-classh7marktbericht-natronlauge-div-enge-naoh-verfuegbarkeit-treibt-preise-nach-oben.html> [Accessed May 22, 2018].
- Flanigen, E.M., 1980. Molecular sieve zeolite technology — the first twenty-five years. , 52, pp.2191–2211.
- FNR, 2010. Biogas Basisdaten Deutschland. Available at: [http://www.biomassehof-achental.de/tl\\_files/images/bioenergie\\_region/vortraege\\_infomaterial\\_sonstiges/Basisdaten\\_Biogas.pdf](http://www.biomassehof-achental.de/tl_files/images/bioenergie_region/vortraege_infomaterial_sonstiges/Basisdaten_Biogas.pdf) [Accessed May 24, 2018].

- Fuchs, W., 2017. Vergleich der beiden Verfahren ReNOx und ANAstrip zur N-Rückgewinnung auf Kläranlagen mit Schlammfäulung. , pp.1–13.
- Gilbert, E.M., 2014. Partielle Nitritation / Anammox bei niedrigen Temperaturen.
- Gottardi, G. & Galli, E., 1985. *Natural Zeolites*, Berlin: Springer Verlag.
- Graf, F. & Bajohr, S., 2011. *Biogas - Erzeugung, Aufbereitung, Einspeisung*, Oldenbourg Industrieverlag GmbH.
- Gray, N. f., 2010. *Water Technology*, Elsevier Ltd.
- Gujer, W., 2006. *Siedlungswirtschaft*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Günther, F.W., 2005. *Kommunale Kläranlagen: Bemessung, Erweiterung, Optimierung, Betrieb und Kosten* Auflage: 3., expert. Available at: [https://books.google.at/books?id=t9JjU8tV5wcC&pg=PA139&lpg=PA139&dq=dampfstrippung+ammoniak&source=bl&ots=jDJ4rX09rg&sig=Uiy3PinrKkele\\_wyl0J0FhL7dfk&hl=de&sa=X&ved=0ahUKEwiL\\_9Hd3oTYAhVEKuWKHf\\_3CS8Q6AEIWTAl#v=onepage&q=dampfstrippung+ammoniak&f=false](https://books.google.at/books?id=t9JjU8tV5wcC&pg=PA139&lpg=PA139&dq=dampfstrippung+ammoniak&source=bl&ots=jDJ4rX09rg&sig=Uiy3PinrKkele_wyl0J0FhL7dfk&hl=de&sa=X&ved=0ahUKEwiL_9Hd3oTYAhVEKuWKHf_3CS8Q6AEIWTAl#v=onepage&q=dampfstrippung+ammoniak&f=false).
- Hobiger, G., 1996. *Ammoniak in Wasser; Ableitung einer Formel zur Berechnung von Ammoniak in wässrigen Lösungen*,
- Kitz, J., 2017. *Emailanfrage bei DonauChem*,
- Kollbach, J.S. & Grömping, M., 1996. *Stickstoffrückbelastung: Stand der Technik 1996/97; zukünftige Entwicklungen*, Neuruppin: TK Verlag Karl Thome-Kozmiensky.
- Kunz, P., 1992. *Behandlung von Abwasser* 3. Auflage., Würzburg: Vogel Verlag und Druck KG.
- Lechleitner, A., 2015. Bachelorarbeit Optimierung der Ammoniak- Strippung im Zuge des ( ReNOx ).
- Lechleitner, A.E., 2017. *Masterarbeit Das Ionentauscher-Loop-Stripping Ionentauscher Stripping Verfahren im Pilotbetrieb*.
- Legenstein, F., 2018. *Persönliches Gespräch mit Franz Legenstein (Mitarbeiter der Firma Viessmann)*,
- Lehner, M., 2016. Skript Anlagentechnik I & II.
- Lubensky, J. et al., 2017. Versuchsbetrieb einer mobilen Pilotanlage zum Ammoniumrecycling aus Trübwässern. , p.2017.
- Maly, P., 2016. Persönliche Kommunikation.
- Mudrack, K. & Kunst, S., 1994. *Biologie der Abwasserreinigung* Vierte übe., Stuttgart, Jena, New York: Gustav Fischer Verlag.
- Nitsche, M., 2014. *Kolonnen-Fibel*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Pollesböck, F., 2012. *Stoffliche Bilanzierung der Kläranlage Knittelfeld und Umgebung*.
- Rautenbach, R. et al., 1995. Bilanzierung einer Ammoniak- Strippkolonne unter

Berücksichtigung des Dissoziationsgleichgewichtes.

Salinen Austria, G., 2018. *Email Kontakt, Preisanfrage*,

Sattler, K., 2012. *Thermische Trennverfahren: Grundlagen, Auslegung, Apparate*, John Wiley & Sons (New York).

Schultes, M., 1996. *Abgasreinigung*, Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.

Sherman, J.D., 1978. Ion Exchange Separations with molecular sieve zeolites.

Sherman, J.D., 1983. Ion exchange separations with molecular steve zeolites. , pp.583–623.

Statista GmbH, 2018. Produktion von Klinkern in Deutschland in den Jahren 2006 bis 2016. Available at: <https://de.statista.com/statistik/daten/studie/161716/umfrage/klinkerproduktion-in-deutschland-seit-2000/> [Accessed May 2, 2018].

Steiner GmbH, C.L., 2017. Neues zur Situation am Natronlauge-Markt. Available at: <https://www.steiner-chemie.de/aktuelles/natronlauge-knapp/> [Accessed February 22, 2018].

Tomlinson, A.A., 2004. Modern zeolites. Structure and function in detergents and petrochemicals. In: Trans Tech Publications Ltd (Hg.): Materials Science Foundations, Bd. 3. Materials Science Foundations. Switzerland.

VA TECH WABAG, G., 2018. Hybrid Prozess. Available at: <http://www.wabag.com/de/performance-range/processes-and-technologies/hybridtm-process-the-two-stage-activated-sludge-process-for-nitrogen-removal/> [Accessed March 13, 2018].

Wolf-Zöllner, V., 2016. Persönliches Gespräch.

Wolf, K., 2018. *Gespräch mit Karl Wolf bezüglich Biogas*, 24.05.2018.

Wolf, K., 2017. Persönliche Besprechung.

## 7.2 Abkürzungsverzeichnis

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	Ammoniumsulfat
°C	Grad Celsius
A	Abscheidung
a	Jahr
abh.	Abhängig
BHKW	Blockheizkraftwerk
BV	Bettvolumen
c	Konzentration
Etc.	et cetera
g	Gramm
h	Stunde
L	Liter
m	Masse in [g] oder [kg]

m <sup>3</sup>	Kubikmeter
m%	Massenprozent
mg	Milligramm
MM	Molmasse
Na <sup>+</sup>	Natrium
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Ammonium
V	Volumen [L]
vgl.	Vergleiche
ZV	Zielversuche
$\dot{V}$	Durchfluss [L h <sup>-1</sup> ]

### 7.3 Tabellen

Tabelle 3-1: Gegenüberstellung des ILS und ANAStrip-Verfahrens anhand definierter Vergleichskriterien nach Fuchs (2017) .....	22
Tabelle 3-2: Gegenüberstellung des ILS und der Membrandestillation anhand definierter Vergleichskriterien nach Buchmaier et al. (2015) .....	24
Tabelle 4-1: Versuchsparameter der Zielversuche ZV-1 bis ZV-25 .....	33
Tabelle 4-2: Gemittelte Daten aus den Zielversuchen ZV-1 bis ZV-26 der ReNOx-Pilotanlage nach Lechleitner (2017) .....	34
Tabelle 5-1: Definition des Einsatzstromes für die ReNOx-Produktionsanlage .....	37
Tabelle 5-2: Potential zur Rückgewinnung von Ammonium mittels ReNOx-Produktionsanlage .....	38
Tabelle 5-3: Preis für 50 %ige Natronlauge zu verschiedenen Zeitpunkten inkl. Anbieter ....	41
Tabelle 5-4: Preis für 96 %ige Schwefelsäure zu verschiedenen Zeitpunkten inkl. Anbieter	41
Tabelle 5-5: Einnahmen-Ausgaben-Rechnung für Fall 1: Normalbetrieb .....	57
Tabelle 5-6: Einnahmen-Ausgaben-Rechnung für Fall 1: Sonderbetrieb .....	60
Tabelle 5-7: Eingaben-Ausgaben-Rechnung für Fall 2 .....	64
Tabelle 5-8: Wirtschaftlichkeitskennzahlen für den Betrieb einer ReNOx-Produktionsanlage für Fall 1 und Fall 2 .....	72
Tabelle 5-9: Berechnung der Kapitalrückflusszeit in Jahren für verschiedene Förderszenarien der Investitionskosten und Preisvariation der Natronlauge für Fall 1 im Normalbetrieb .	73
Tabelle 5-10: Berechnung der Kapitalrückflusszeit in Jahren für verschiedene Förderszenarien der Investitionskosten und Preisvariation für Biogas für Fall 2 .....	74
Tabelle 8-1: Daten aus dem Versuchsbetrieb der Pilotanlage (Lechleitner 2017) .....	84
Tabelle 8-2: Equipmentkosten: Hauptkomponenten - Fall 1 im Normalbetrieb .....	85

Tabelle 8-3: Chilton-Verfahren zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten – Fall 1 im Normalbetrieb (nach Lehner 2016) .....	87
Tabelle 8-4: Leistungsangaben der Kernaggregate – Fall 1 im Normalbetrieb.....	88
Tabelle 8-5: Equipmentkosten: Hauptkomponenten - Fall 1 im Sonderbetrieb.....	88
Tabelle 8-6: Chilton-Verfahren zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten – Fall 1 im Sonderbetrieb (nach Lehner 2016) .....	90
Tabelle 8-7: Equipmentkosten – Hauptkomponenten Fall 2 .....	91
Tabelle 8-8: Chilton-Verfahren zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten – Fall 2 (nach Lehner 2016).....	92
Tabelle 8-9: Leistungsangaben der Kernaggregate - Fall 2 .....	93

## 7.4 Abbildungen

Abbildung 3-1: Übersicht über eine mechanisch-biologisch-chemische Abwasserreinigungsanlage mit Schlammbehandlung (Kunz 1992).....	7
Abbildung 3-2: Fließschema einer Tropfkörperanlage (Mudrack und Kunst 1994).....	10
Abbildung 3-3: BSB <sub>5</sub> -Abnahme und Nitrifikation innerhalb eines Tropfkörpers (Mudrack und Kunst 1994).....	11
Abbildung 3-4: Schema eines Faulbehälters (Mudrack und Kunst 1994) .....	13
Abbildung 3-5: Prinzipschema des ANAStrip-Verfahrens mit zwei Stripptanks (Bauermeister et al. 2009) .....	16
Abbildung 3-6: Fließbild des Ionentauscher-Loop-Strippings (Ellersdorfer 2012).....	20
Abbildung 3-7: Potentielle Anwendungsbereiche für das ANAStrip-Verfahren und das ILS bezogen auf die NH <sub>4</sub> -N Konzentration im Gärrest bzw. Trübwasser (nach Fuchs 2017).....	21
Abbildung 4-1: Fließschema der Kläranlage Knittelfeld im Normalbetrieb: die beiden seriell geschalteten Faultürme werden zur Schlammstabilisierung und die beiden biologischen Stufen inklusive Zwischenklärung zur Belebung zusammengefasst .....	29
Abbildung 4-2: Fließschema der Kläranlage Knittelfeld im Sonderbetrieb .....	30
Abbildung 4-3: Fließschema der Kläranlage Knittelfeld mit Implementierung des Ionentauscher-Loop-Strippings .....	31
Abbildung 5-1: Ammonium/Ammoniak Gleichgewicht (ideal berechnet laut Hobiger 1996) ..	43
Abbildung 5-2: Vereinfachtes Schema einer Ammoniakdampfstrippung (Günthert 2005).....	44
Abbildung 5-3: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 1 im Normalbetrieb .....	58
Abbildung 5-4: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 1 im Sonderbetrieb .....	61

Abbildung 5-5: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 2 mit Betrieb des Dampferzeugers mit Erdgas .....	65
Abbildung 5-6: Kostenanteile der Gesamtkosten für Fall 2 mit Betrieb des Dampferzeugers mit Biogas .....	66
Abbildung 5-7: Sensitivitätsanalyse für Fall 1 im Normalbetrieb .....	67
Abbildung 5-8: Sensitivitätsanalyse für Fall 1 im Sonderbetrieb .....	68
Abbildung 5-9: Sensitivitätsanalyse für Fall 2 bei einem Betrieb des Dampferzeugers mit Erdgas.....	69
Abbildung 5-10: Sensitivitätsanalyse für Fall 2 für einen Betrieb des Dampferzeugers mit Biogas .....	70
Abbildung 8-1: Datenblatt der in der Strippkolonne verwendeten Packung .....	94
Abbildung 8-3: Sankey-Diagramm der Kläranlage Knittelfeld - alle Ströme in $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ .....	96

## 8 Anhang

Tabelle 8-1: Daten aus dem Versuchsbetrieb der Pilotanlage (Lechleitner 2017)

	Trüb- wasser- zulauf	Ammonium Zulauf- konzentration	Ammonium im Zulauf	Ammonium (abgeschieden)	Abscheidung
<b>Versuch</b>	<b>[L h<sup>-1</sup>]</b>	<b>[g NH<sub>4</sub><sup>+</sup> L<sup>-1</sup>]</b>	<b>[g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>]</b>	<b>[g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>]</b>	<b>[%]</b>
ZV 1	483,2	991,7	479,2	317,8	66,0
ZV 2	490,0	1070,3	524,4	452,4	86,6
ZV 3	523,6	1048,4	548,9	474,8	86,4
ZV 4	510,3	1029,7	525,5	469,3	88,4
ZV 5	500,0	951,8	475,9	443,6	93,2
ZV 6	519,4	774,7	402,4	366,7	91,2
ZV 7	510,7	1119,2	571,6	499,6	87,5
ZV 8	518,3	1326,6	687,6	574,8	83,5
ZV 9	505,6	1282,8	648,5	563,5	86,9
ZV 10	494,1	1300,8	642,8	591,0	91,9
ZV 11	488,9	1240,3	606,4	555,2	91,6
ZV 12	556,6	1183,6	658,8	554,1	84,6
ZV 13	520,3	1289,2	670,7	578,5	86,1
ZV 14	514,0	1244,2	639,4	554,6	86,7
ZV 15	492,1	1137,9	559,9	506,4	90,5
ZV 16	492,1	1300,8	640,1	579,9	89,2
ZV 17	484,5	1436,1	695,7	610,8	87,9
ZV 18	510,1	1416,8	722,6	604,4	83,6

ZV 19	497,0	1391,0	691,3	592,1	85,6
ZV 20	506,4	1468,3	743,6	632,9	85,0
ZV 21	511,4	1481,1	757,4	617,8	81,6
ZV 22	505,5	1262,8	638,4	516,6	81,0
ZV 23	499,2	1436,1	716,9	560,3	78,2
ZV 24	466,6	1410,3	658,1	486,9	73,9
ZV 25	503,9	1365,2	688,0	566,7	82,4
ZV 26	514,6	1315,4	677,0	534,4	78,9
<b>Mittelwert</b>		<b>1241,4</b>	<b>625,8</b>	<b>531,0</b>	<b>84,9</b>
<b>Standard- abweichung</b>		<b>180,0</b>	<b>89,8</b>	<b>76,3</b>	<b>6,0</b>

Tabelle 8-2: Equipmentkosten: Hauptkomponenten - Fall 1 im Normalbetrieb

Hauptkomponenten	Firma	Preis [€]
3 Ionentauscherkolonnen	Christof Industries	21000
Stripper	Christof Industries	5000
Zubehör Stripper (Einbauten oder Düse)	Christof Industries	5000
Wäscher	Christof Industries	5000
Zubehör Wäscher (Einbauten oder Düse)	Christof Industries	5000
Heizung	Stemotech	6450
Wärmetauscher 1	Stemotech	3304
Wärmetauscher 2 (Rekuperator)	Stemotech	3536
Pumpe P1	Verder	1800
Pumpe P2	Verder	1800

Pumpe P3	Verder	1800
Pumpe P4	Signum	1709
Pumpe P5	Hennlich	2200
Pumpe P6	Hennlich	3300
Pumpe P7	Hennlich	3300
Pumpe P8	Signum	1709
Gebläse	Elektror	5940
Filter F1	Hennlich	1511
Filter F2	Hennlich	1511
Filter F3	Hennlich	1511
2 pH-Sonden	Mettler-Toledo	5834
Vorlagebehälter NaOH (Stripper)	Christof Industries	3000
Dosierstation NaOH	Christof Industries	10000
Vorlagebehälter H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (Wäscher)	Christof Industries	4000
Dosierstation H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Christof Industries	10000
NaOH-Tank	Christof Industries	5000
Dosierstation NaOH-Tank	Christof Industries	10000
Schwefelsäure-Tank	Christof Industries	18000
Dosierstation H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> -Tank	Christof Industries	10000
Ammoniumsulfat-Tank	Christof Industries	9000
Dosierstation Ammoniumsulfat-Tank	Christof Industries	10000,
<b>Summe</b>		<b>177213</b>

Tabelle 8-3: Chilton-Verfahren zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten – Fall 1 im Normalbetrieb (nach Lehner 2016)

Nr.	Beschreibung	Faktor	Wert	Begründung
1	Vorkalkulierte Kosten für Maschinen und Apparate frei Baustelle ohne Rohrleitungen, Instrumente usw.		177213	
2	Kosten für installierte Apparate und Maschinen	1,15	203795	Anlagentyp: flüssig
3	Verfahrens-Rohrleitungen	0,45	91708	flüssig
4	Instrumentierung	0,10	20379	weitgehen automatische Steuerungen
5	Gebäude und Baukonstruktion	0,6	122277	Anlagen in Gebäude (eventuell nur Zubau zu einer Halle)
6	Versorgungs- und Servicebetrieb	0,05	10190	geringe Ergänzung
7	Anschlussleitungen	0,05	10190	mittel
8	Summe der Positionen 2-7		458538	
9	Engineering und Bau	0,37	169659	schwierig
10	Beträge für Unvorhergesehenes	0,2	91708	mögliche Änderungen
11	Größenfaktor	0,17	77951	Versuchsanlage
12	Summe der Positionen 8-11		<b>797856</b>	
13	Gesamte Anlagenkosten		797856	(keine Multiplikation mit Preisindex nötig, da aktuelle Angebote eingeholt werden)

Tabelle 8-4: Leistungsangaben der Kernaggregate – Fall 1 im Normalbetrieb

Bezeichnung	Aggregat	Leistung [kW]
P1	Selbstansaugende Kreiselpumpe	2,2
P2	Selbstansaugende Kreiselpumpe	2,2
P3	Selbstansaugende Kreiselpumpe	2,2
P4	vertikale, mehrstufige Kreiselpumpe	2,2
P5	Magnetkreiselpumpe	2,2
P6	Mehrlagen-Membranpumpe	1,5
P7	Mehrlagen-Membranpumpe	1,5
P8	vertikale, mehrstufige Kreiselpumpe	2,2
G1	Seitenkanalverdichter	29
Summe		45,2

Tabelle 8-5: Equipmentkosten: Hauptkomponenten - Fall 1 im Sonderbetrieb

Hauptkomponenten	Firma	Preis [€]
3 Ionentauscherkolonnen	Christof Industries	21000
Stripper	Christof Industries	2500
Zubehör Stripper (Einbauten oder Düse)	Christof Industries	2500
Wäscher	Christof Industries	2500
Zubehör Wäscher (Einbauten oder Düse)	Christof Industries	2500
Heizung	Stemotech	3225
Wärmetauscher 1	Stemotech	1652
Wärmetauscher 2 (Rekuperator)	Stemotech	1768

Pumpe P1	Verder	1800
Pumpe P2	Verder	1800
Pumpe P3	Verder	1800
Pumpe P4	Signum	854
Pumpe P5	Hennlich	1100
Pumpe P6	Hennlich	1650
Pumpe P7	Hennlich	1650
Pumpe P8	Signum	854
Gebälse	Elektor	2970
Filter F1	Hennlich	1511
Filter F2	Hennlich	1511
Filter F3	Hennlich	1511
2 pH-Sonden	Mettler-Toledo	5834
Vorlagebehälter NaOH (Stripper)	Christof Industries	1500
Dosierstation NaOH	Christof Industries	5000
Vorlagebehälter H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (Wäscher)	Christof Industries	2000
Dosierstation H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Christof Industries	5000
NaOH-Tank	Christof Industries	2500
Dosierstation NaOH-Tank	Christof Industries	5000
Schwefelsäure-Tank	Christof Industries	9000
Dosierstation H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> -Tank	Christof Industries	5000

Ammoniumsulfat-Tank	Christof Industries	4500
Dosierstation Ammoniumsulfat-Tank	Christof Industries	5000
<b>Summe</b>		<b>106989</b>

Tabelle 8-6: Chilton-Verfahren zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten – Fall 1 im Sonderbetrieb (nach Lehner 2016)

Nr.	Beschreibung	Faktor	Wert	Begründung
1	Vorkalkulierte Kosten für Maschinen und Apparate frei Baustelle ohne Rohrleitungen, Instrumente usw.		106989	
2	Kosten für installierte Apparate und Maschinen	1,15	123037	Anlagentyp: flüssig
3	Verfahrens-Rohrleitungen	0,45	55366	flüssig
4	Instrumentierung	0,10	12303	weitgehen automatische Steuerungen
5	Gebäude und Baukonstruktion	0,6	73822	Anlagen in Gebäude (eventuell nur Zubau zu einer Halle)
6	Versorgungs- und Servicebetrieb	0,05	6152	geringe Ergänzung
7	Anschlussleitungen	0,05	6152	mittel
8	Summe der Positionen 2-7		276834	
9	Engineering und Bau	0,37	102429	schwierig
10	Beträge für Unvorhergesehenes	0,2	55367	mögliche Änderungen

11	Größenfaktor	0,17	47062	Versuchsanlage
12	Summe der Positionen 8-11		<b>481691</b>	
13	Gesamte Anlagenkosten		481691	(keine Multiplikation mit Preisindex nötig, da aktuelle Angebote eingeholt werden)

Tabelle 8-7: Equipmentkosten – Hauptkomponenten Fall 2

Hauptkomponenten	Firma	Preis [€]
3 Ionentauscherkolonnen	Christof Industries	21000
Dampfstripper	Christof Industries	10000
Zubehör Stripper (Einbauten oder Düse)	Stemotech	5000
Kondensator		10000
Heizung	Stemotech	6450
Wärmetauscher 1	Stemotech	3304
Wärmetauscher 2 (Rekuperator)	Stemotech	3536
Pumpe P1	Verder	1800
Pumpe P2	Verder	1800
Pumpe P3	Verder	1800
Pumpe P4	Signum	1709
Pumpe P6	Hennlich	3300
Pumpe P8	Signum	1709
Filter F1	Hennlich	1511
Filter F2	Hennlich	1511
Filter F3	Hennlich	1511

2 pH-Sonden	Mettler-Toledo	5834
Vorlagebehälter NaOH (Stripper)	Christof Industries	3000
Dosierstation NaOH	Christof Industries	10000
NaOH-Tank	Christof Industries	5000
Dosierstation NaOH Tank	Christof Industries	10000
Ammoniakwasser-Tank	Christof Industries	20000
Dosierstation Ammoniakwasser-Tank	Christof Industries	10000
Dampferzeuger	Viessmann	92506
<b>Summe</b>		<b>232278</b>

Tabelle 8-8: Chilton-Verfahren zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten – Fall 2 (nach Lehner 2016)

Nr.	Beschreibung	Faktor	Wert	Begründung
1	Vorkalkulierte Kosten für Maschinen und Apparate frei Baustelle ohne Rohrleitungen, Instrumente usw.		232278	
2	Kosten für installierte Apparate und Maschinen	1,15	267120	Anlagentyp: flüssig
3	Verfahrens-Rohrleitungen	0,45	120204	flüssig
4	Instrumentierung	0,10	26712	weitgehen automatische Steuerungen
5	Gebäude und Baukonstruktion	0,6	160272	Anlagen in Gebäude (eventuell nur Zubau zu einer Halle)
6	Versorgungs- und Servicebetrieb	0,05	13356	geringe Ergänzung

7	Anschlussleitungen	0,05	13356	mittel
8	Summe der Positionen 2-7		601020	
9	Engineering und Bau	0,37	222378	schwierig
10	Beträge für Unvorhergesehenes	0,2	120204	mögliche Änderungen
11	Größenfaktor	0,17	102173	Versuchsanlage
12	Summe der Positionen 8-11		<b>1045775</b>	
13	Gesamte Anlagenkosten		1045775	(keine Multiplikation mit Preisindex nötig, da aktuelle Angebote eingeholt werden)

Tabelle 8-9: Leistungsangaben der Kernaggregate - Fall 2

Bezeichnung	Aggregat	Leistung [kW]
P1	Selbstansaugende Kreiselpumpe	2,2
P2	Selbstansaugende Kreiselpumpe	2,2
P3	Selbstansaugende Kreiselpumpe	2,2
P4	vertikale, mehrstufige Kreiselpumpe	2,2
P6	Mehrlagen-Membranpumpe	1,5
P8	vertikale, mehrstufige Kreiselpumpe	2,2
D1	Dampferzeuger	8,4
Summe		20,9

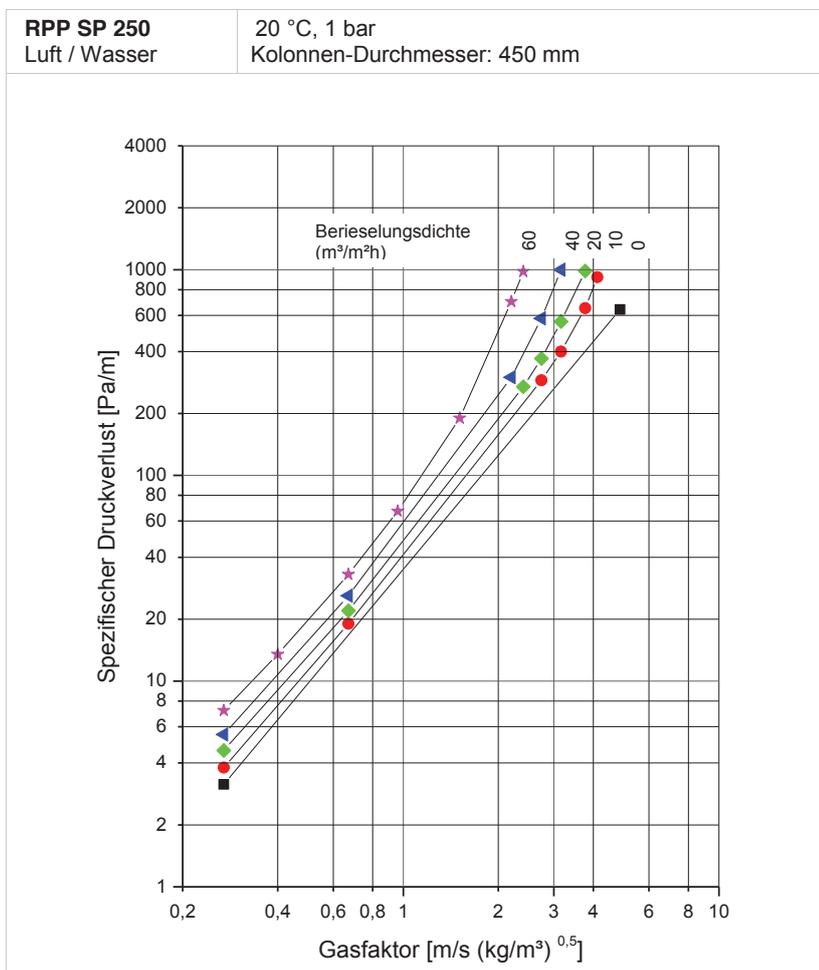


## Packing RPP SP 250

### Physikalische Daten

Gewicht	94 kg/m <sup>3</sup>
Oberfläche	250 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Lückengrad	90 %
Material	PP
Lieferbare Materialien	PVDF und weitere auf Anfrage

### Druckverlust



[www.rvtp.de](http://www.rvtp.de)

Abbildung 8-1: Datenblatt der in der Strippkolonne verwendeten Packung

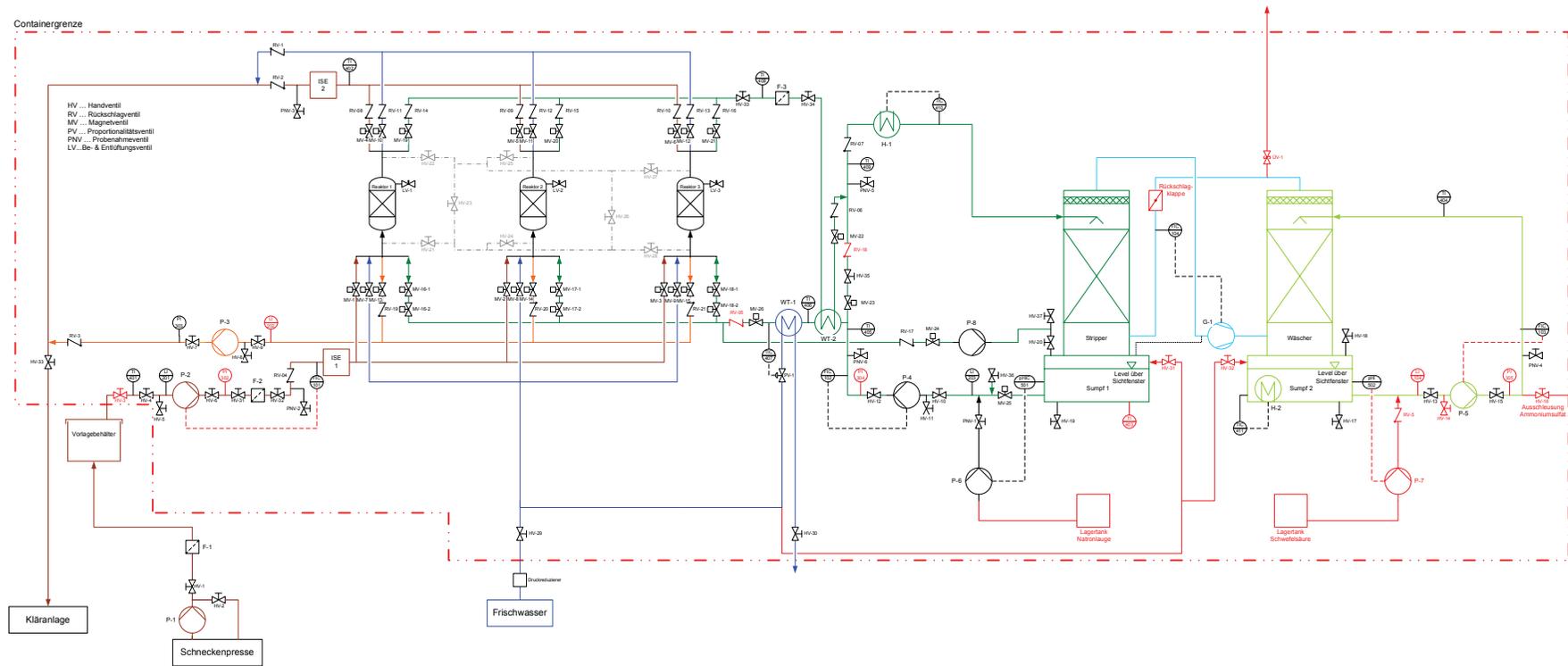


Abbildung 8-2: Rohrleitungs- und Instrumentenfließschema der ReNOx-Pilotanlage

