

Programm Lebensgrundlage Umwelt  
und ihre Sicherung (BWPLUS)

## **Klärschlammvergärung mit Mikrofiltration und Ammoniumgewinnung**

Walter Trösch, Marius Mohr

Fraunhofer-Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik (IGB), Stuttgart

Förderkennzeichen: BWT 22007

Die Arbeiten des Programms Lebensgrundlage Umwelt und ihre Sicherung werden mit Mitteln des  
Landes Baden-Württemberg gefördert

November 2005



**Fraunhofer** Institut  
Grenzflächen- und  
Bioverfahrenstechnik

# Abschlussbericht

## **Klärschlammvergärung mit Mikrofiltration und Ammoniumgewinnung**

**für:**

Forschungszentrum Karlsruhe GmbH  
Bereich Baden-Württemberg Programme (BWP)  
Hermann-von-Helmholtz-Platz 1  
76344 Eggenstein-Leopoldshafen

**bearbeitet von:**

Dipl.-Ing. Marius Mohr  
Fraunhofer-Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik (IGB),  
Nobelstraße 12, 70569 Stuttgart

14. November 2005

## Inhalt

<b>1</b>	<b>Zusammenfassung</b>	<b>2</b>
<b>2</b>	<b>Einführung</b>	<b>3</b>
<b>3</b>	<b>Klärschlammfaulung</b>	<b>4</b>
3.1	Beschreibung	4
3.2	Betrieb der Pilotanlage	5
3.2.1	Schwierigkeiten im Betrieb	5
3.2.2	Einstellungen	8
3.3	Auswertung der Ergebnisse	10
3.3.1	Indikatoren	10
3.3.2	Ergebnisse der Pilotvergärung	11
3.3.3	Vergleich mit Ergebnissen der Großanlagen	14
<b>4</b>	<b>Ammoniakstrippung</b>	<b>16</b>
4.1	Verhältnis Ammonium – Ammoniak	16
4.2	Strippanlage	17
4.3	Einfluss des Durchflusses auf die Ammonium-Elimination (Filtrat)	20
4.4	Einfluss der Temperatur auf die Ammoniak-Elimination (Filtrat)	21
4.5	Strippung von Zentrat	23
4.6	Bewertung der Strippversuche	24
<b>5</b>	<b>Ergebnisse</b>	<b>25</b>

## Anhänge

**Anhang 1:** Schema der Pilotanlage

**Anhang 2:** Trockensubstanzgehalt im Zulauf und Ablauf der Pilotanlage im Verlauf der Zeit

**Anhang 3:** Organischer Trockensubstanzgehalt im Zulauf und Ablauf der Pilotanlage im Verlauf der Zeit

**Anhang 4:** Tägliche Biogaserträge der Pilotanlage im Verlauf der Zeit

**Anhang 5:** Täglicher Biogasertrag und Zulaufmenge der Pilotanlage im Verlauf der Zeit

**Anhang 6:** Tägliche Zulaufmenge und Filtratabzug der Pilotanlage im Verlauf der Zeit

# 1 Zusammenfassung

Eine Pilotanlage zur Klärschlammvergärung mit Mikrofiltration als zweite Stufe hinter der Hochlastfaulung war auf dem Gelände des AZV Heidelberg für einen Zeitraum von neun Monaten in Betrieb. Hier wurden durch Variation des Filtratabzugs verschiedene Trockensubstanzgehalte im Reaktor eingestellt und deren Einfluss auf den Abbau des Klärschlammes untersucht.

Als obere Grenze der Aufkonzentrierung ergaben sich Werte von 70 bis 75 g/l Trockensubstanz. Ab diesem Bereich wurde der Schlamm so viskos, dass es zu betrieblichen Problemen kam, beispielsweise bei der Filtration.

Der Abbau des Klärschlammes verbesserte sich durch die Aufkonzentrierung zunehmend. Die Biogasbildung und der Ammoniumgehalt im Filtrat stiegen im Vergleich zum Betrieb ohne Aufkonzentrierung um bis zu 50 % an.

Die Entfernung von Ammonium aus Schlammwasser mittels Luftstrippung verlief erfolgreich. Sowohl aus dem in der Pilotanlage anfallenden Filtrat als auch aus Zentrat aus der Schlammentwässerungszentrifuge konnten bis zu 90 % des Ammoniums entfernt werden. Dies gelang bei Temperaturen von 60 °C, ohne den pH- Wert anzuheben. Bei geringeren Temperaturen ist eine Anhebung des pH- Werts vor der Strippung notwendig.

## 2 Einführung

Jedes Jahr fallen auf der Zentralkläranlage des AZV Heidelberg mehr als 100.000 m<sup>3</sup> Klärschlamm an, der behandelt und entsorgt werden muss. Dazu wird der Schlamm derzeit zunächst in einer Hochlaststufe vergoren, bevor er in einer herkömmlichen zweiten und dritten Stufe mit relativ schwacher Last weiter stabilisiert wird. Daraufhin wird der Schlamm entwässert und zur Verbrennung abgegeben, das Schlammwasser wird als Rückbelastung der Kläranlage wieder zugeführt.

Die Entsorgung des Schlammes ist jedoch mit hohen Kosten verbunden und die Rückbelastung der Kläranlage mit dem Schlammwasser führt zu einer signifikanten zusätzlichen Zulaufbelastung an Ammoniumstickstoff. Deshalb wurden im Rahmen des Forschungsvorhabens „Klärschlammvergärung mit Mikrofiltration und Ammoniumgewinnung“ innovative Ansätze für eine Verbesserung des Prozesses unter ökonomischen und ökologischen Gesichtspunkten verfolgt. Untersucht wurde, inwieweit sich die zu entsorgenden Schlammengen durch Anwendung einer neuen Methode der Vergärung in der zweiten Stufe verringern lassen und wie das Ammonium aus dem Schlammwasser entfernt und als Wertstoff wieder gewonnen werden kann.

Zunächst wurden Voruntersuchungen im Technikumsmaßstab am Fraunhofer IGB durchgeführt. Daraufhin wurde eine Pilotanlage auf dem Gelände des AZV Heidelberg errichtet, die direkt an die bestehende Schlammfäulung angeschlossen wurde und unter realen Bedingungen mehr als neun Monate in Betrieb war. Durch Variation des Filtratabzugs wurden Einstellungen mit unterschiedlichen Trockenmasse- Konzentrationen im Faulreaktor untersucht. In einer Luftstripp- Anlage wurde dem Filtrat (und Schlammwasser aus der Entwässerungszentrifuge des AZV Heidelberg) ein Großteil des Ammoniums entzogen.

## 3 Klärschlammfäulung

### 3.1 Beschreibung

Der in der Kläranlage des AZV Heidelberg anfallende Primär- und Sekundärschlamm wird zunächst in einer Zentrifuge eingedickt und dann in die Hochlastfäulung gepumpt. Die Verweilzeit in der ersten Faulstufe beträgt fünf bis sechs Tage. Danach gelangt der Schlamm in die zweite Faulstufe, herkömmliche Faultürme mit einer Verweilzeit von 20 bis 30 Tagen. Für den Pilotbetrieb der Hochlastvergärung mit Mikrofiltration wird der Schlamm aus der Leitung von der ersten zur zweiten Faulstufe abgezogen. Um längere Aufenthaltszeiten des Schlammes in der Leitung zur Pilotanlage zu verhindern, erfolgte der Abzug über eine kurze Stichleitung aus einer ständig umgepumpten Ringleitung. Da die Pumpe des AZV Heidelberg, die den Schlamm von der Hochlastfäulung in die zweite Stufe fördert, pro Tag in der Regel nur zwischen 12 und 18 Stunden in Betrieb war, war es auch nur zu diesen Zeiten möglich, den Pilotreaktor zu befüllen.

Die Vergärung des Schlammes erfolgt in einem volldurchmischten Reaktor mit einem effektiven Volumen von etwa  $3,3 \text{ m}^3$ . Durchmischt wird der Reaktor nach dem Prinzip der Gaslift- Schlaufe: am Kopf des Reaktors wird Gas abgezogen, das mittels einer Membranpumpe am Boden des Reaktors eingepresst wird. Im Reaktor befindet sich ein Leitrohr. Das einströmende Gas sorgt im Inneren des Leitrohrs für eine geringere Dichte als außerhalb, so dass sich eine aufwärts gerichtete Strömung einstellt. Außerhalb des Leitrohrs ergibt sich entsprechend eine Strömung nach unten. Probenahmen am Kopf und Fuß des Reaktors zeigten, dass die Durchmischung einwandfrei funktionierte. Der Ablauf des Reaktors erfolgt im freien Gefälle über einen Siphon. Das entstehende Biogas wird über einen Gaszähler zur Mengenerfassung geführt und dann aus Explosionsschutzgründen über eine mehrere Meter lange Leitung an die Atmosphäre abgegeben.

Ein neben dem Reaktor aufgestellter Rotationsscheibenfilter sorgt für die Aufkonzentrierung des Schlammes im System. Dazu wird kontinuierlich Schlamm aus dem Reaktor durch den Filter gepumpt. Durch Membranen auf den rotierenden Keramikscheiben des Filters wird das Schlammwasser mittels einer Pumpe abgezogen und in einem Sammelbehälter zwischengespeichert. Von diesem wird es über eine Strippkolonne geführt, in der das Ammonium aus dem Filtrat entfernt wird.

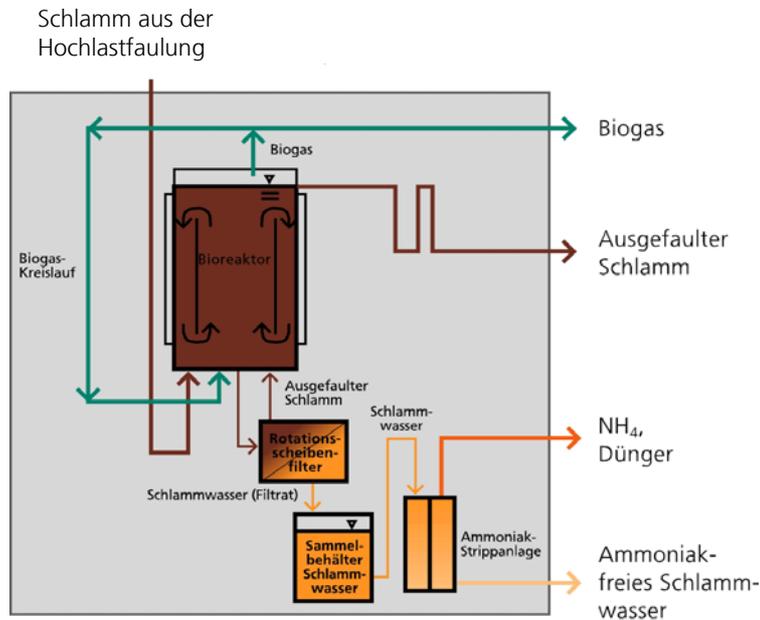


Abbildung 1: Schema der Pilotanlage

Die Pilotanlage ist vollautomatisiert, viele Messgeräte erfassen jederzeit Durchflüsse, Drücke und Füllstände (siehe Schema Anhang 1). Messwerte werden in regelmäßigen Abständen aufgezeichnet und stehen zur Auswertung zur Verfügung. Zusätzlich wird die Anlage zwei bis drei Mal pro Woche von einem/einer Mitarbeiter(in) des Fraunhofer IGB besucht, um den regulären Betrieb zu überprüfen und Proben zu nehmen. Diese werden dann in den Labors des Fraunhofer IGB analysiert. Probenahmestellen sind in der Zulaufleitung, im Überlauf des Reaktors sowie in der Leitung vor und nach dem Rotationsscheibenfilter.

### 3.2 Betrieb der Pilotanlage

Die Inbetriebnahme der Pilotanlage war am 15.06.2004. Lediglich unterbrochen durch kleinere Störungen und eine zweiwöchige Pause über Weihnachten und den Jahreswechsel lief die Anlage bis dato länger als neun Monate. In dieser Zeit wurden mehr als 120 m<sup>3</sup> Schlamm durch den Versuchsreaktor gefahren, mehr als 30 m<sup>3</sup> Schlammwasser abfiltriert und über 400 m<sup>3</sup> Biogas erzeugt.

Ziel des Pilotbetriebs war es, durch Variation des Filtratabzugs unterschiedliche Konzentrationen an organischer Trockensubstanz im Reaktor einzustellen und den Einfluss der Aufkonzentrierung auf den Abbau zu untersuchen. Gleichzeitig sollte beobachtet werden, bis zu welchen Feststoffkonzentrationen der Betrieb der Anlage und der Filtration ohne Einschränkungen aufrechterhalten werden kann. Letztlich sollten sinnvolle Auslegungsparameter für eine Großanlage ermittelt werden.

#### 3.2.1 Schwierigkeiten im Betrieb

Da eines der Ziele der Untersuchungen an der Pilotanlage die Ermittlung der betrieblichen Grenze der Aufkonzentrierung des Schlammes war, musste die Anlage zwangsläufig für eine gewisse Zeit an der Grenze ihrer Möglichkeiten

betrieben werden. Hieraus ergaben sich betriebliche Probleme, die auf die erhöhte Zähigkeit des Schlammes zurückzuführen sind. Einerseits funktionierte der Ablauf des Schlammes aus dem Reaktor durch den Siphon nicht mehr ohne weiteres, so dass der Füllstand im Reaktor deutlich anstieg und der Ablauf schubweise erfolgte. Andererseits gab es Schwierigkeiten bei der Filtration.

Die Probleme beim Ablauf des Schlammes sind in erster Linie auf die geringe Größe der Pilotanlage und den entsprechend kleinen Durchmesser des Ablaufrohrs (DN 50) zurückzuführen. Durch größere Rohrleitungen oder einen Abzug über eine Pumpe ließen sich diese Probleme beseitigen. Die Schwierigkeiten bei der Filtration lassen sich jedoch nicht einfach beheben und weisen daher auf eine Grenze der Aufkonzentrierbarkeit des Schlammes hin. Diese Problematik wurde daher eingehender untersucht.

Zunächst waren Probleme im Bereich des Antriebs der Filterscheiben erkennbar, was sich daran zeigte, dass der Motor heißlief. Durch die hohe Viskosität des Schlammes erhöhte sich der Reibungswiderstand der Scheiben so weit, dass der Motor Probleme hatte, die Scheiben anzutreiben beziehungsweise niedrigere Umdrehungsgeschwindigkeiten gewählt werden mussten. Geringere Rotationsgeschwindigkeiten bewirken aber auch eine Reduzierung des möglichen Filtratdurchsatzes der Membranscheiben.

Unabhängig von den Schwierigkeiten mit dem Antrieb des Filters lässt bei einer weitergehenden Aufkonzentrierung des Schlammes auch die Leistung der Membranfiltration nach. Da die Filtratabzugspumpe auf einen konstanten Durchsatz geregelt wurde, zeigte sich die nachlassende Filtrierbarkeit an einer erhöhten Druckdifferenz zwischen dem Innenraum des Filters und der Saugseite der Filtratabzugspumpe. Durch regelmäßiges automatisches Rückspülen der Scheiben mit Filtrat (alle 20-40 Minuten für eine Minute) ließ sich der Druckverlust reduzieren und so ein Betrieb mit stärker konzentriertem Schlamm fortsetzen. Abbildung 2 zeigt den Anstieg der Druckdifferenz zwischen den Spülzyklen und die Wirkung des Rückspülens.

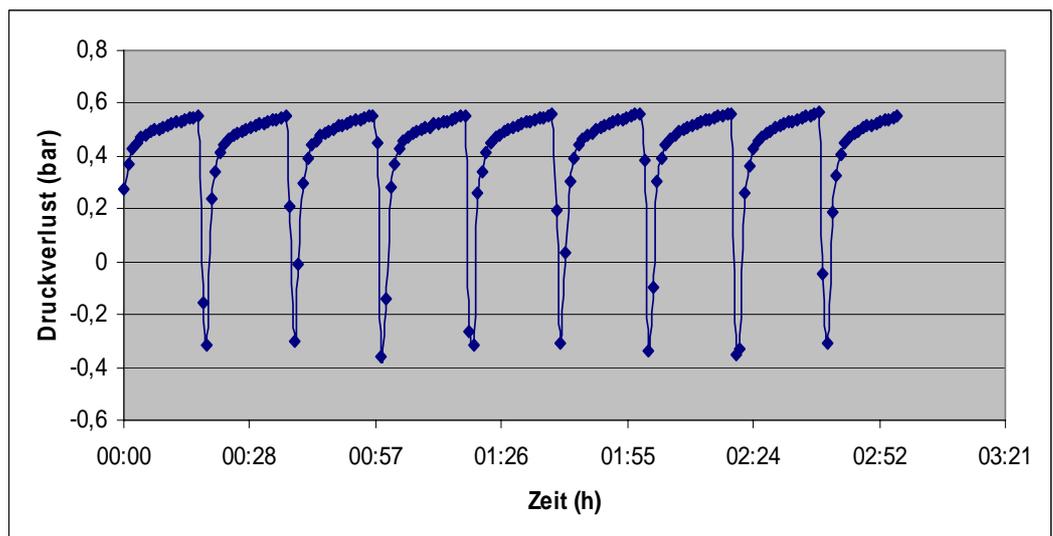


Abbildung 2: Druckdifferenz Filter - Filtratleitung am 22.02.2005

Im Januar 2005 wurden die Filterscheiben mit dem Reinigungsmittel P3-ultrasil 11 (alkalisch) gereinigt. Trotzdem wurde deutlich, dass bei einer

gewissen Konzentration des Schlammes eine Filtration mit dem Rotationsscheibenfilter nicht mehr möglich war. Um den Einfluss des Trockensubstanzgehalts des Schlammes auf den Druckverlust bei der Filtration zu quantifizieren, wurden Versuche im Technikum des Fraunhofer IGB mit Schlamm vom Zulauf der Pilotanlage durchgeführt. Hierzu wurde ein Filter mit sauberen Scheiben verwendet, der mit einer Rotationsgeschwindigkeit von 543 Umdrehungen pro Minute betrieben wurde. Der Druck im Filterinnenraum betrug konstant 0,4 bar. Der Schlamm wurde durch Abziehen von Filtrat nach und nach eingedickt, wobei das Filtrat frei abfließen konnte. Gemessen wurde der Volumenstrom des Filtrats, der sich bei dem jeweiligen Trockensubstanzgehalt (gemessen als Trockenrückstand TR) einstellte (Abbildung 3). Dieser stellt ein Maß für die Filtrierbarkeit des Schlammes dar. Da dieser Versuch während eines Tages durchgeführt wurde und die Filterscheiben vorher sauber waren, lassen sich die Filtratflüsse untereinander gut vergleichen, sie stellen jedoch keinen Maßstab für den Filtratfluss während eines längeren Betriebs dar.

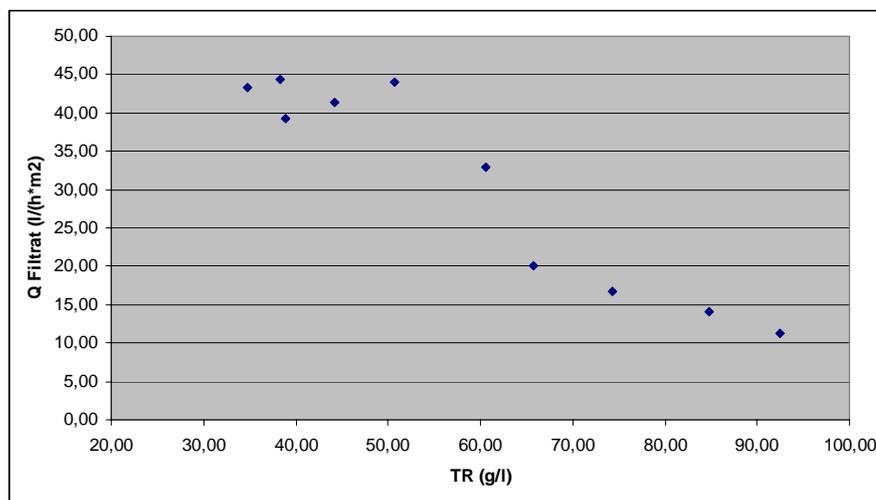


Abbildung 3: Ergebnisse eines Technikumsversuchs zur Filtrierbarkeit des Heidelberger Schlammes nach der 1. Stufe Hochlastfaulung

Bis zu einem TR von 50 g/l hatte der Trockensubstanzgehalt kaum Einfluss auf die Filtrierbarkeit. Zwischen 50 und 70 g/l verringert sich der Filtratfluss jedoch deutlich, bei einem TR von 92,5 g/l musste der Versuch abgebrochen werden, da sich der Schlamm durch die starke Reibung mit den Filterscheiben zu stark aufheizte. Die Ergebnisse dieses Versuches passen gut zu den Beobachtungen an der Pilotanlage, da auch dort ab einem TR von etwa 65 g/l bei der Filtration deutlich höhere Druckverluste auffielen. Bei einem TR von 75 g/l war die betriebliche Grenze erreicht (Anhang 2)- der Ablauf des Reaktors funktionierte kaum noch, der Motor vom Filter überhitzte sich und der Druckverlust bei der Filtration stieg stark an.

Eine weitere unerwartete Schwierigkeit ergab sich während des Pilotbetriebs dadurch, dass der Zulauf zur Pilotanlage (Ablauf der Hochlastfaulung) ab Herbst 2004 einen deutlich niedrigeren Trockensubstanzgehalt aufwies als vorher. Dies führte dazu, dass zum Erreichen eines hohen Trockensubstanzgehalts im Reaktor deutlich mehr Filtrat abgezogen werden musste, als auf der Grundlage der Daten der letzten Jahre angenommen.

### 3.2.2 Einstellungen

Während des Pilotbetriebs sollten drei unterschiedliche Einstellungen des Trockensubstanzgehalts im Reaktor untersucht werden:

- 1) Ohne Aufkonzentrierung
- 2) Mittlere Aufkonzentrierung durch Filtratabzug (ca. 30 % des Zulaufs)
- 3) Starke Aufkonzentrierung (betriebliche Grenze)

Die hydraulische Verweilzeit sollte dabei im Bereich von fünf bis sechs Tagen gehalten werden, so dass sich bei den Einstellungen 2 und 3 höhere Feststoffverweilzeiten ergeben mussten. Eine Auswertung der Einstellungen ist nur dann möglich, wenn die Bedingungen im Reaktor über einen gewissen Zeitraum annähernd konstant bleiben. Dies betrifft in diesem Fall vor allem den Trockensubstanzgehalt im Reaktor, der durch die Variation des Filtratabzugs verändert wird.

Darstellungen einiger relevanter Parameter im Verlauf der Zeit befinden sich in den Anhängen 2 bis 6.

Um Referenzwerte für den Abbau des Klärschlammes in der Pilotanlage ohne Aufkonzentrierung zu erhalten, wurde in der ersten Einstellung zunächst kein Filtrat abgezogen. In der Zeit vom 30.07.2004 bis 09.08.2004 stellte sich hier ein relativ konstanter Zustand ein, der für die Einstellung 1 ausgewertet werden konnte.

Als nächstes wurden 30 % des Zulaufs zum Reaktor als Filtrat abgezogen, was zu einer Aufkonzentrierung der Feststoffe im Reaktor führte. Hier war in der Zeit vom 31.08.2004 bis zum 16.09.2004 ein stabiler Zustand erreicht (Einstellung 2).

Daraufhin wurden 50 % des Zulaufs als Filtratabzug eingestellt. Dies resultierte im Oktober 2004 in Konzentrationen von bis zu 75 g/l im Reaktor, die zu den oben erwähnten betrieblichen Schwierigkeiten führten. Daher war es zunächst nicht möglich, einen stabilen Betriebspunkt als Grundlage für eine Auswertung zu erreichen. Als dann die betrieblichen Probleme wieder im Griff waren, kam es zu der ebenfalls bereits erwähnten Verringerung des Trockensubstanzgehalts im Zulauf der Pilotanlage. Daher ergab sich mit den vorgenommenen Einstellungen ein wesentlich niedrigerer Trockensubstanzgehalt im Reaktor als zuvor. So gelang es nicht, vor Weihnachten 2004 einen stabilen Zustand mit hohem Trockensubstanzgehalt im Reaktor einzustellen.

Da von Januar bis März 2005 der Trockensubstanzgehalt im Zulauf zur Pilotanlage immer noch bei sehr niedrigen Werten lag (um 30 g/l TR), musste viel Filtrat abgezogen werden, um den gewünschten Zustand zu erreichen. Dies wurde dadurch erschwert, dass die Filtration bei hohen Trockensubstanzgehalten schwieriger wird (siehe oben). Ein Filtratabzug von mehr als 200 l/d war bei einem TR von über 70 g/l und Betriebszeiten von 12 bis 15 Stunden pro Tag nicht mehr zuverlässig einzuhalten. Daher musste, um den TR im Reaktor auf hohem Niveau zu halten, ebenfalls der Zulaufvolumenstrom verringert werden.

So konnte im Zeitraum 09. bis 23.03.2005 ein relativ stabiler Zustand erreicht werden (Einstellung 3), auch wenn der Zulauf geringer als bei den anderen stabilen Einstellungen war. Um die Vergleichbarkeit zu erhöhen, wurde ebenfalls der Zeitraum vom 23.02. bis 04.03.2005 ausgewertet (Einstellung 3a). In diesem Zeitraum stieg die TR im Reaktor von 65 g/l auf 71 g/l, es konnte jedoch noch deutlich mehr Filtrat abgezogen und somit auch mehr Schlamm zugeführt werden.

In Tabelle 1 sind einige charakteristische Kenngrößen (Mittelwerte) der untersuchten Einstellungen dargestellt.

Tabelle 1: Kenngrößen der untersuchten Einstellungen

Kenngröße	Einstellung 1	Einstellung 2	Einstellung 3a	Einstellung 3
Zulauf (l/d)	556	525	522	435
Abzug Filtrat (l/d)	0	164	263	197
OLR (g/(l*d))	4,3	4,3	3,08	2,57
TR <sub>zu</sub> (g/l)	41,3	45,4	29,01	29,22
oTR <sub>zu</sub> (% TR)	60,0	57,8	65,1	64,5
TR <sub>ab</sub> (g/l)	36,8	61,3	67,44	74,82
oTR <sub>ab</sub> (% TR)	56,3	52,6	56,5	56,0
VWZ <sub>hydraulisch</sub> (d)	5,84	6,14	6,13	7,76
VWZ <sub>Feststoffe</sub> (d)	5,84	8,92	12,38	14,13

Die Größe OLR (Organic Loading Rate – Organische Raumbelastung) bezieht sich hier auf den Zulauf der Pilotanlage. Sie gibt an, wie viel Gramm organischer Trockensubstanz pro Liter Reaktorvolumen täglich dem Reaktor zugeführt werden. Die OLR hat somit einen starken Einfluss auf die Menge an Biogas, die sich am Tag bilden kann. Wie frühere Untersuchungen am Fraunhofer IGB zeigten, hat die OLR in der zweiten Faulungsstufe keinen signifikanten Einfluss auf den Abbaugrad.

Tabelle 1 zeigt, dass die OLR in den Einstellungen 1 und 2 nahezu identisch, in Einstellung 3a trotz fast gleichem Zulaufvolumenstrom jedoch deutlich niedriger war. Dies ist die Folge des geringeren oTR des Zulaufs, eine höhere OLR war auf Grund der beschriebenen Schwierigkeiten bei der Filtration nicht realisierbar.

An den Verweilzeiten (VWZ) kann man bereits die Aufkonzentrierung in den Einstellungen 2, 3a und 3 sehen. Die Verweilzeit der Feststoffe ergibt sich aus dem Volumen des Reaktors bezogen auf den Volumenstrom, der den Reaktor über den Ablauf verlässt. Sie liegt hier über der hydraulischen Verweilzeit (Volumen Reaktor/ Zulauf), da Filtrat extra abgezogen wurde. Bei Einstellung 1, in der kein Filtrat abgezogen worden ist, ist die Feststoffverweilzeit gleich der hydraulischen Verweilzeit.

Neben dem deutlichen Abfall des TR (und oTR (organischer Trockenrückstand)) im Zulauf bei den Einstellungen 3 und 3a fällt auch ein Unterschied zwischen diesen Werten bei Einstellung 1 und 2 auf. Auch der Organikgehalt der Zuläufe variiert zwischen den einzelnen Einstellungen, was darauf schließen lässt, dass sich die Schlammzusammensetzung im Zulauf der Pilotanlage im Laufe der Zeit geändert hat.

### 3.3 Auswertung der Ergebnisse

#### 3.3.1 Indikatoren

Es gibt verschiedene Möglichkeiten, Rückschlüsse auf die Abbauleistung einer Schlammfäulung zu ziehen. Auf drei solcher Indikatoren wird im Folgenden näher eingegangen.

- 1) Biogasbildung: Biogas ist ein Gemisch aus Methan und Kohlendioxid und entsteht beim anaeroben Abbau organischer Materie. Da bei der Gasbildung eine starke Volumenzunahme erfolgt, kann das Biogas über eine Gasuhr aus dem geschlossenen System abgeleitet und damit gemessen werden.
- 2) Abbaugrad der organischen Trockensubstanz (oTS): Diese Größe gibt an, welcher Anteil der Organik im Reaktor abgebaut wurde und gibt damit am griffigsten die Leistung des Systems an. Eine direkte Messung ist allerdings nicht möglich. Der oTS- Abbaugrad wird allgemein mittels einer Massenbilanz über die dem Reaktor zugeführte und die abgeführte Organik bestimmt. Diese Größen wiederum werden durch die Multiplikation des Volumenstroms (gemessen am magnetisch induktiven Durchflussmesser (IDM)) mit der Konzentration der organischen Feststoffe (gemessen als oTR) ermittelt.
- 3) Konzentration des Ammoniums im Schlammwasser: Während der Schlammfäulung wird der Stickstoff, der in der organischen Materie gebunden ist, in Form von Ammonium freigesetzt. Dieses findet sich dann gelöst in der wässrigen Phase, welche durch Zentrifugieren oder Filtrieren von den Feststoffen separiert werden kann. Je höher die Konzentration an Ammonium im Schlammwasser ist, desto weitergehender war der Abbau des Schlamms.

Je nachdem, wie zuverlässig die einzelnen Messgrößen, die in die Ermittlung der Indikatoren eingehen, erfasst werden, kann es sinnvoll sein, sich bei einer Auswertung auf einige oder auf alle diese Indikatoren zu verlassen.

Das Biogas, welches sich im Forschungsreaktor bildete, wurde von einer Gasuhr erfasst. Die Gasuhr war mit einem elektronischen Zähler verbunden, so dass die abgeleitete Biogasmenge alle zehn Minuten registriert wurde. Damit ist die Biogasbildung der Indikator, der am zuverlässigsten gemessen werden konnte.

Eine Bestimmung des Abbaugrads durch eine Bilanzierung über die organische Trockensubstanz war aus mehreren Gründen nicht zuverlässig durchführbar:

- Die oTR des Zulaufs und Ablaufs der Pilotanlage wurde in Stichproben bestimmt, die alle zwei bis drei Tage genommen wurden. Eine Probenahmeserie zeigte jedoch, dass der oTR im Zulauf der Pilotanlage während eines Tages Schwankungen bis zu 10 % aufwies. Mit Hilfe einer Sensitivitätsrechnung wurde ermittelt, dass eine Abweichung von 10 % des oTR im Zulauf zu einer Änderung des errechneten Abbaugrads von bis zu 30 % führt. Häufiger konnten die Proben aus zeitlichen und organisatorischen Gründen nicht genommen werden.

- Dadurch, dass die Anlage nicht rund um die Uhr befüllt werden konnte, kann es im Reaktor (und damit auch im Ablauf) auch während des Tages zu gewissen Schwankungen des organischen Trockensubstanzgehalts gekommen sein. Auch dies konnte durch die Stichproben nicht erfasst werden.
- Bei Abbaugraden um die 20 % der oTR werden im Pilotreaktor pro Tag 2-3 kg Organik abgebaut. Bezogen auf das Volumen des Reaktors handelt es sich hier also um Mengen im Promille-Bereich. Diese mit der ausreichenden Genauigkeit zu ermitteln, war im vorliegenden Fall nicht möglich.

Aus Technikumsversuchen liegen jedoch eine Vielzahl an Erkenntnissen bezüglich des Zusammenhangs von Biogasbildung und der Masse an abgebauter organischer Trockensubstanz vor, die an Systemen mit vollaufgemischten Vorlagebehältern und damit konstantem Zulauf ermittelt wurden. Dadurch wird es möglich, über das gebildete Biogas, die Masse an abgebauter organischer Trockensubstanz im Reaktor zurückzurechnen, so dass sich Abbaugrade abschätzen lassen.

Die Ammoniumkonzentration im Schlammwasser ist eine Größe, die sich durch Dr. Lange Schnelltests mit photometrischer Auswertung sehr zuverlässig bestimmen lässt. Sie weist im Zeitverlauf keine großen Schwankungen auf, da sie im vollaufgemischten Reaktor ein großes Puffervolumen hat. Da mit diesem Indikator noch verhältnismäßig wenig Erfahrungen vorliegen, ist eine Umrechnung auf den Abbaugrad nicht möglich. Qualitativ vergleichende Aussagen bezüglich des Abbaus sind aber durchaus zulässig.

### 3.3.2 Ergebnisse der Pilotvergärung

Betrachtet man die tägliche Biogasbildung, so erreichen Einstellungen 2 und 3a nahezu gleich hohe Werte, während die Einstellungen 1 und 3 deutlich schlechter abschneiden (Abbildung 4). Hier muss bei den Einstellungen 3 und 3a jedoch die geringere organische Raumbelastung berücksichtigt werden, die täglich zugeführte Menge an abbaubarer Biomasse war bei den letzten beiden Einstellungen niedriger.

Aussagekräftiger ist daher Abbildung 5, in der die Biogasproduktion auf die zugeführte Masse an organischer Trockensubstanz bezogen ist. Hier lässt sich nun mit zunehmender Eindickung der Trockensubstanz im Reaktor von Einstellung 1 bis 3a eine ständig zunehmende Biogasausbeute feststellen. In Einstellung 3 ist die Biogasausbeute geringer, obwohl die Konzentration an Feststoffen und damit auch an abbaubarer Biomasse höher war als in den vorherigen Einstellungen. Dies kann einerseits auf eine reduzierte Aktivität der Organismen durch zu wenig frische, gut abbaubare Biomasse zurückzuführen sein, da die OLR hier niedriger war. Andererseits könnte es auch mit dem hohen Trockensubstanzgehalt und der damit verbundenen erhöhten Viskosität des Schlammes zusammenhängen, was beispielsweise eine schlechtere Durchmischung und einen schlechteren Stofftransport durch Diffusion bewirkt haben könnte.

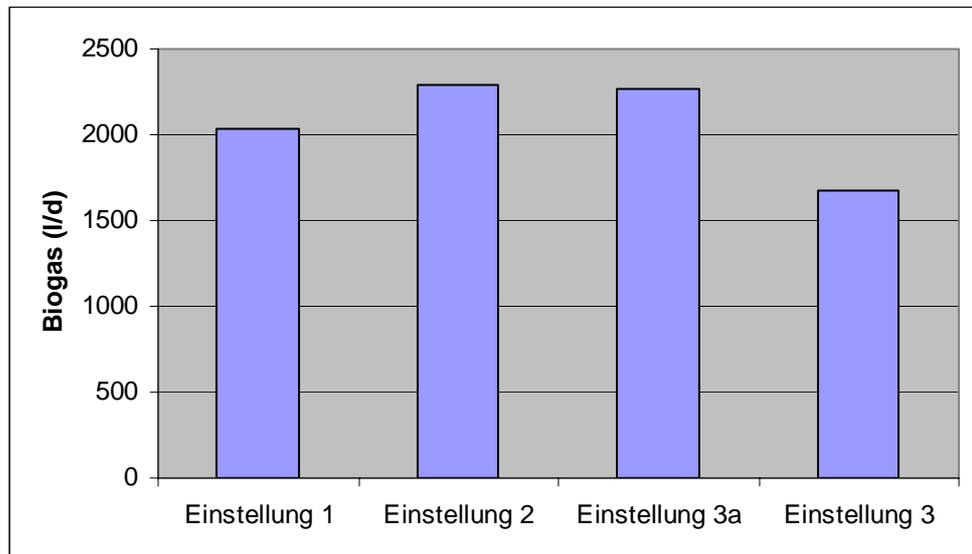


Abbildung 4: Biogaserträge der untersuchten Einstellungen

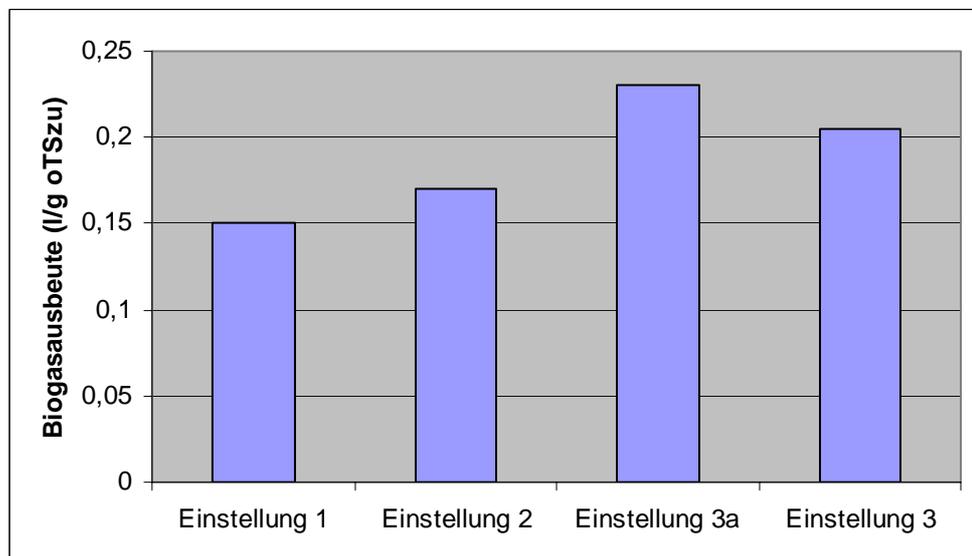


Abbildung 5: Biogasausbeuten der untersuchten Einstellungen

Bei der Ermittlung des Abbaugrads der organischen Trockensubstanz wurde die Masse an abgebauter organischer Trockensubstanz im Reaktor über das gebildete Biogas zurückgerechnet (siehe oben). Der Umrechnungsfaktor liegt nach Erfahrungen aus Technikumsexperimenten am Fraunhofer IGB und den Einstellungen mit geringerer Aufkonzentrierung an der Pilotanlage in Heidelberg zwischen 0,9 und 1,2 Liter Biogas pro abgebautem Gramm organischer Trockensubstanz (oTS). Um den Bereich, in dem sich die Abbaugrade daraus ergeben, darzustellen, werden drei Szenarien unterschieden:

Szenario a: 1,2 l Biogas/ g oTS<sub>zu</sub>

Szenario b: 1,0 l Biogas/ g oTS<sub>zu</sub>

Szenario c: 0,9 l Biogas/ g oTS<sub>zu</sub>

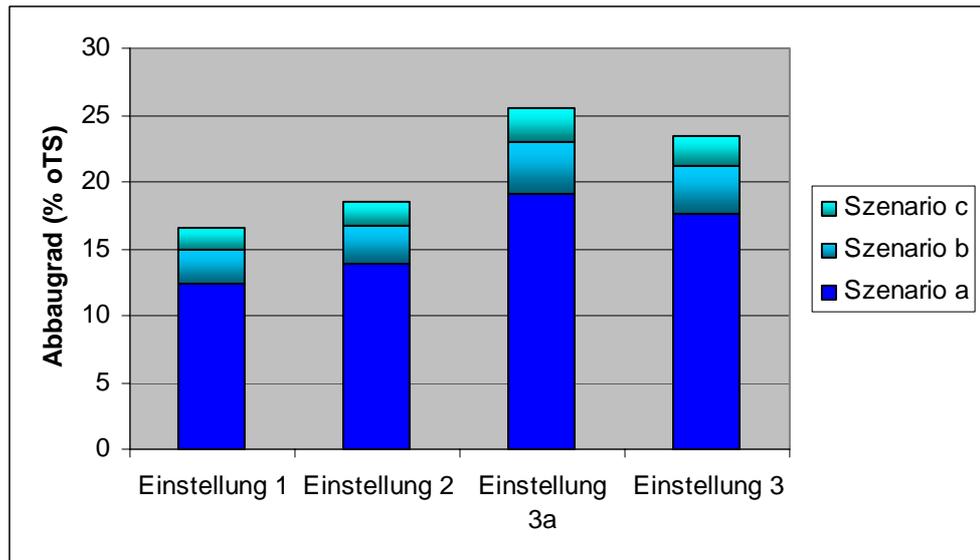


Abbildung 6: Über Biogasbildung errechnete Abbaugrade der untersuchten Einstellungen

Damit liegt der Abbaugrad in dem Reaktor ohne Aufkonzentrierung im Bereich von 15 %, bei Aufkonzentrierung kann dieser auf Werte um 20 bis 25 % gesteigert werden (Abbildung 6).

Es ist eine eindeutige Tendenz zu höheren Abbaugraden bei stärkerer Aufkonzentrierung zu erkennen. Abbildung 7 zeigt die Ergebnisse der Pilotanlage im Vergleich zu einer Technikumsanlage mit Heidelberger Schlamm und einem Technikumsversuch mit Klärschlamm einer anderen Kläranlage.

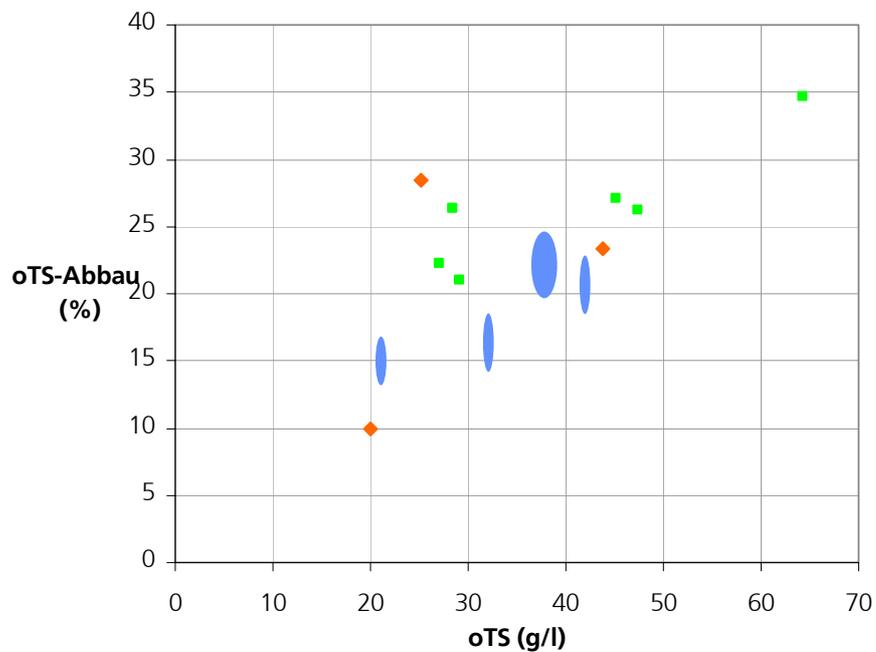


Abbildung 7: Abbaugrad in Abhängigkeit der organischen Trockensubstanzgehalte im Reaktor; blaues Oval: Pilotanlage Heidelberg, rote Raute: Technikumsanlage mit Schlamm aus Heidelberg, grünes Quadrat: Technikumsanlage mit anderem Klärschlamm

Die Konzentration des Ammoniums im Filtrat steigt mit zunehmender Aufkonzentrierung der Feststoffe im Reaktor an, von 1.000 mg/l auf 1.600 mg/l (Abbildung 8). Die Konzentrationen im Schlammwasser des Zulaufs der Pilotanlage lagen bei 700 bis 800 mg  $\text{NH}_4\text{-N/l}$ . Die Ammonium-Konzentrationen im Filtrat der Einstellungen 3a und 3 sind allerdings nicht eindeutig einer Trockenmasse-Konzentration im Reaktor zuzuordnen, da die beiden Einstellungen zeitlich relativ nahe beieinander lagen und dieser Parameter durch das große Reaktorvolumen auch von Zuständen deutlich vor dem Zeitpunkt der Probenahme abhängt. Da der Trockensubstanzgehalt im Zeitraum der beiden Einstellungen tendenziell ständig zugenommen hat, lässt sich daraus klar ableiten, dass bei höherer Feststoffkonzentration im Reaktor höhere Ammoniumkonzentrationen im Filtrat erreicht werden können. Dies ist ein eindeutiger Hinweis auf einen verbesserten Abbau durch Einsatz der Mikrofiltration.

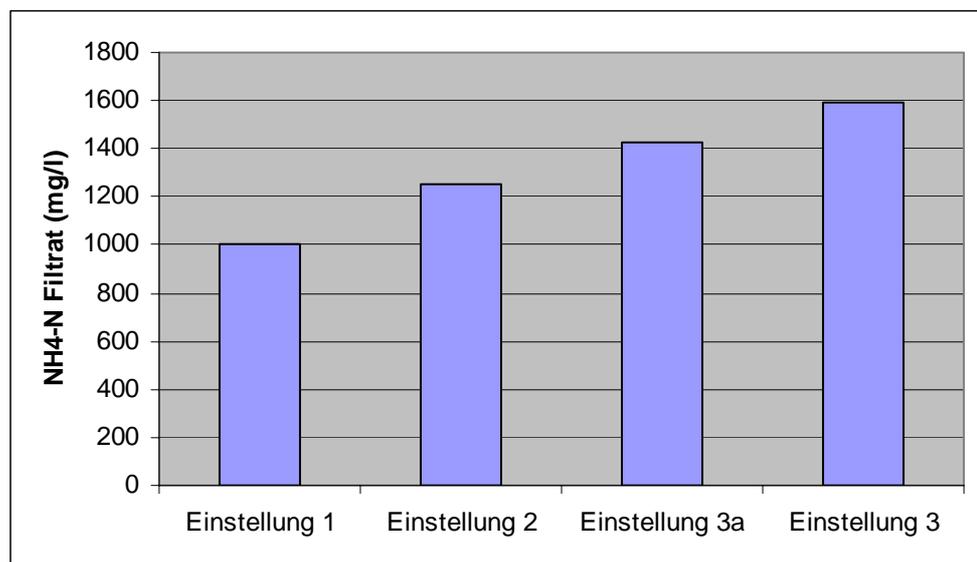


Abbildung 8: Ammonium- Konzentrationen im Filtrat der untersuchten Einstellungen

Es sind also sowohl bei der Biogasbildung als auch bei den Ammonium-Konzentrationen im Filtrat Steigerungen von etwa 50 % durch die Aufkonzentrierung des Schlamms erreicht worden.

### 3.3.3 Vergleich mit Ergebnissen der Großanlagen

Um die am Pilotreaktor erzielten Ergebnisse einordnen zu können, wäre ein Vergleich mit den Ergebnissen der großtechnischen Schlammfäulung in der zweiten Stufe sinnvoll. Dies ist jedoch insofern nicht möglich, als die Hochlastfäulung während des Versuchszeitraums aus Kapazitätsgründen häufig umfahren werden musste, der zweiten Stufe also häufig frischer, unvergorener Klärschlamm zugeführt wurde. Der Effekt dieser Umfahrung lässt sich an Abbildung 9 deutlich erkennen: je geringer der Anteil des Schlamms, der in der Hochlastfäulung vorbehandelt wurde, desto höher ist die Biogasproduktion in der zweiten Stufe, da dieser deutlich mehr organische Trockensubstanz zugeführt wurde.

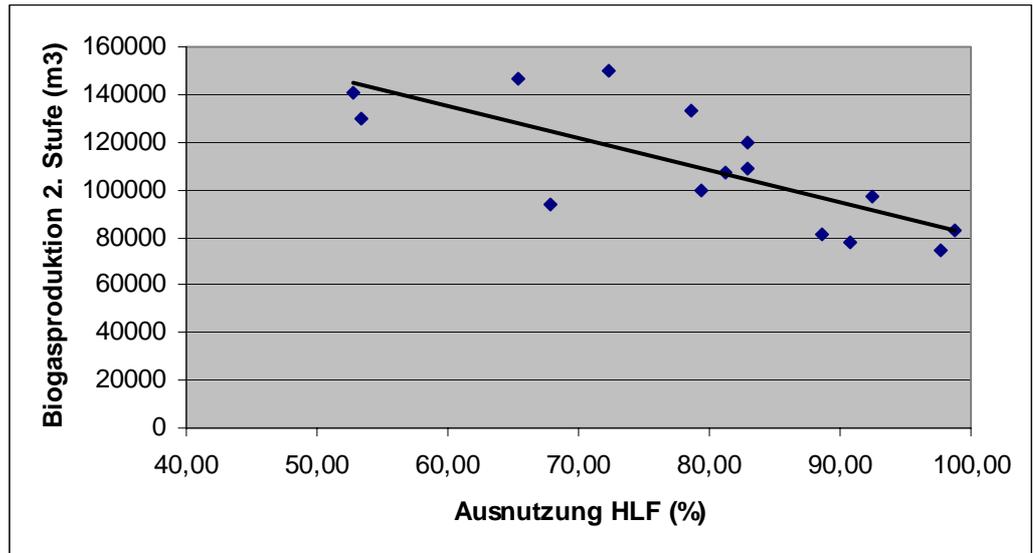


Abbildung 9: Monatliche Biogasproduktion der zweiten Stufe der Klärschlammfäulung des AZV Heidelberg über der prozentualen Ausnutzung der Hochlastfäulung

Damit ist der Zulauf der großtechnischen zweiten Stufe nicht mit dem Zulauf der Pilotanlage vergleichbar, die nur zuvor schon in der Hochlastfäulung vergorenen Klärschlamm zugeführt bekam. Auch die Monate, in denen die Hochlastfäulung zu mehr als 90 % ausgenutzt wurde, sind nicht direkt vergleichbar, da sich auf Grund der hohen Aufenthaltszeit in der zweiten Stufe (20 – 30 Tage) nach dem Verweilzeitverhalten der Einfluss des Zulaufs über mehrere Monate erstreckt.

## 4 Ammoniakstrippung

Wie in Kapitel 2 gezeigt, befinden sich im Filtrat um so höhere Ammonium-Konzentrationen, je weiter der Schlamm im Reaktor aufkonzentriert wird. Da das Filtrat zur Reinigung dem Zulauf der Kläranlage wieder zugeführt werden muss, stellt dies eine hohe zusätzliche Belastung der Anlage mit Ammonium dar. Neben dem erforderlichen Beckenvolumen wären für eine biologische Elimination des Stickstoffs in der Kläranlage eine verstärkte Belüftung für die Nitrifikation (Betriebskosten) und ausreichend organische Kohlenstoffverbindungen für die Denitrifikation notwendig. Es wurde daher untersucht, inwieweit sich diese Rückbelastung durch Entfernen des Ammoniaks aus dem Filtrat mittels einer Luftstrippung reduzieren lässt.

Dazu wurde eine vollständige Strippkolonne in kleinem Maßstab neben der Pilotanlage aufgebaut, um zu demonstrieren, dass eine Stripptung des Filtrats prinzipiell möglich ist. Entsprechende Versuche wurden auch mit Zentrat durchgeführt, welches bei der Entwässerung des Schlammes in den Heidelberger Zentrifugen anfällt.

### 4.1 Verhältnis Ammonium – Ammoniak

Bei der Luftstrippung wird Ammoniak, welches im Wasser gelöst ist, in den gasförmigen Zustand überführt und mit der Luft mitgeführt. Ammonium wiederum lässt sich nicht strippen. Ammonium und Ammoniak stehen in Flüssigkeiten in einem Gleichgewicht zueinander, das von der Temperatur und dem pH- Wert abhängt (Abbildung 10).

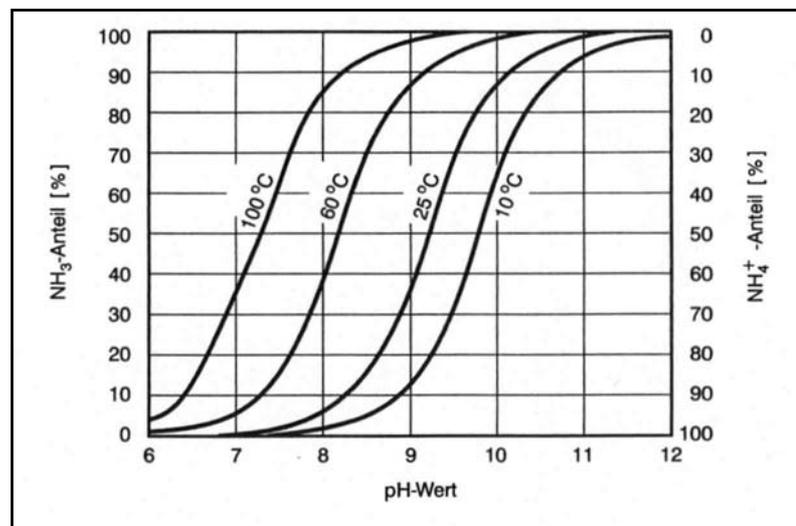


Abbildung 10: Ammonium- Ammoniak- Gleichgewicht von Wasser in Abhängigkeit von pH- Wert und Temperatur<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Aus: Meierer, M.: „Entfernung von Ammoniak aus kraftwerksspezifischen Abwässern“; Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, Stuttgart, 1995  
Klärschlammvergärung mit Mikrofiltration und Ammoniumgewinnung  
Fraunhofer IGB - 14.11.2005

Im Filtrat liegt der pH-Wert im Allgemeinen bei 7 - 8, im Zentrat bei 8 - 9, die Temperatur je nach Zwischenspeicherung zwischen 20 und 35 °C. Damit liegt das Gleichgewicht weit auf der Seite des Ammoniums, es ist fast kein Ammoniak vorhanden. Daher muss für eine Ammoniak- Strippung zunächst der pH-Wert und/ oder die Temperatur angehoben werden.

## 4.2 Strippanlage

Das Schlammwasser (Filtrat), das bei der Mikrofiltration anfällt, wird in einem Zwischenbehälter mit einem Gesamtvolumen von 400 l gesammelt. In der anschließenden Strippanlage soll das Ammonium entfernt und mit Hilfe eines Sauren Wäschers aus der Abluft als Wertstoff gewonnen werden.

Die Funktionsweise der Strippanlage kann folgendermaßen kurz beschrieben werden:

- Die Strippanlage besteht im Wesentlichen aus den beiden Teilen Strippkolonne (K1) und Saurer Wäscher sowie dem Gebläse (Abb. 11,12).
- Vom Sammelbehälter Filtrat wird Schlammwasser über eine Schlauchpumpe zum Kopf der Strippkolonne gepumpt. Von dort wird es zentral auf die Schüttung gegeben.
- Der Durchfluss wird über einen Durchflussmesser geregelt.
- Auf eine gezielte Anhebung des pH-Werts wurde bei den Versuchen aus kostentechnischen Gründen verzichtet.
- Eine Heizschleife und die doppelwandigen Schüsse beider Kolonnen sind an ein Thermostat angeschlossen, um das Schlammwasser zu erhitzen.
- Am Sumpf der Strippkolonne wird gestripptes Schlammwasser über eine Schlauchpumpe, die durch Schwimmerschalter im Kolonnensumpf gesteuert wird, abgezogen.
- Durch ein Gebläse wird die Luft im geschlossenen System umgewälzt. Dazu wird gereinigte Luft aus dem Wäscher abgezogen und von unten in die Strippkolonne eingeblasen.
- Sämtliche Luftschläuche sind isoliert, da eine Abkühlung der Luft und eine damit verbundene Abkühlung des Schlammwassers die Verschiebung des Gleichgewichts zum Ammoniak hin verschlechtern würde.
- Die mit Ammoniak beladene Luft, die im Gegenstrom zum Schlammwasser geführt wird, tritt oben aus der Strippkolonne aus und wird von unten in den Sauren Wäscher eingetragen. Dort reagiert der Ammoniak mit der Schwefelsäure zu Ammoniumsulfid.
- Der Saure Wäscher ähnelt in der Funktionsweise der Strippkolonne. Eine Kreiselpumpe sorgt für den Kreislauf der Schwefelsäure, die über der Schüttung mit einem Verteiler aufgegeben wird, um eine gleichmäßige Verteilung zu gewährleisten.
- Bei Sättigung der Schwefelsäure muss diese ausgetauscht werden. Aus der gesättigten Schwefelsäure fällt Ammoniumsulfid (ein Stickstoffdünger) aus.



Abb. 11: Photo der Strippanlage in Heidelberg

# Ammoniak-Strippung Heidelberg

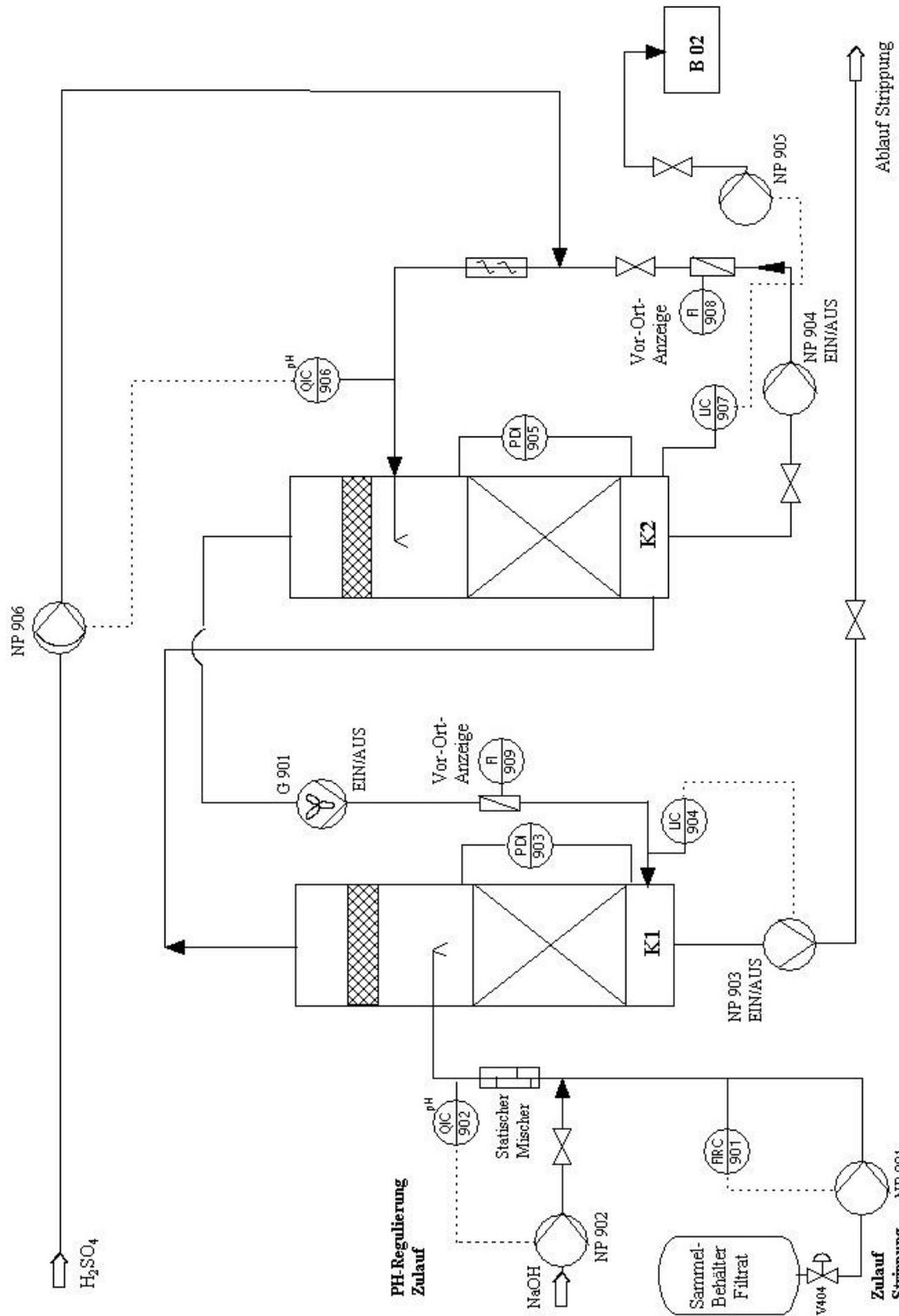


Abb. 12: Fließbild der Ammoniak-Strippanlage Heidelberg

### 4.3 Einfluss des Durchflusses auf die Ammonium-Elimination (Filtrat)

Durch die ersten Versuche zur Ammoniakstrippung sollte die Abhängigkeit der Ammonium-Elimination vom Durchfluss des Schlammwassers untersucht werden.

Der Luftdurchsatz wurde bei diesen Versuchen konstant bei 40 Nm<sup>3</sup>/h gehalten. Dieser Wert war an einem Drehrad des Gebläses einzustellen. Um verlässliche Werte für den Durchfluss am Gebläse einzustellen, war nach Aufbau der Strippanlage eine Kennlinie mit Hilfe eines Durchflussmessers aufgenommen worden.

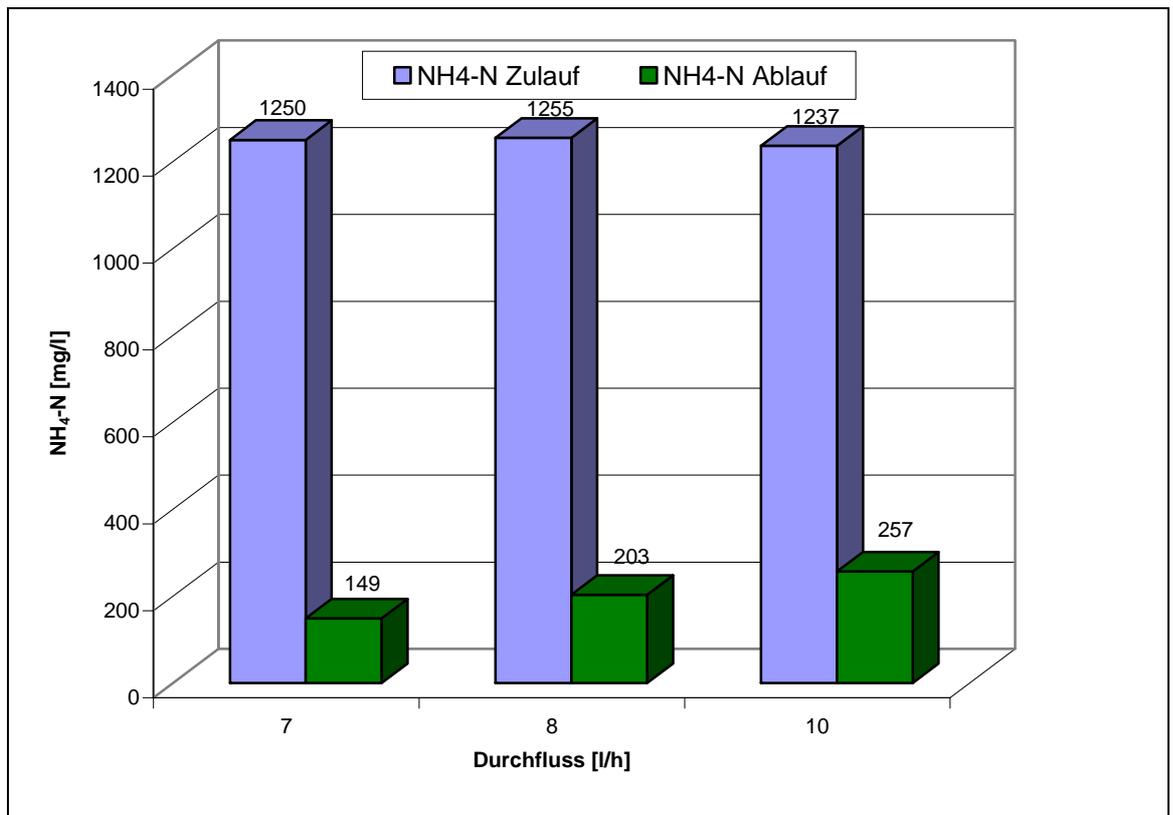


Abb. 13: Abhängigkeit der Ammoniumkonzentration im Ablauf der Strippkolonie vom Durchfluss

In Abb. 13 sind die Ergebnisse zur Abhängigkeit der Ammonium-Konzentration vom Durchfluss dargestellt. Man kann erkennen, dass für fast alle untersuchten Durchflüsse eine Elimination von 80 % erreicht wurde. Der Trend zeigt deutlich, dass mit steigendem Durchfluss die Ammoniumrestbelastung des Ablaufs zunimmt. Dies wird auch durch die Betrachtung der Abb. 14 deutlich.

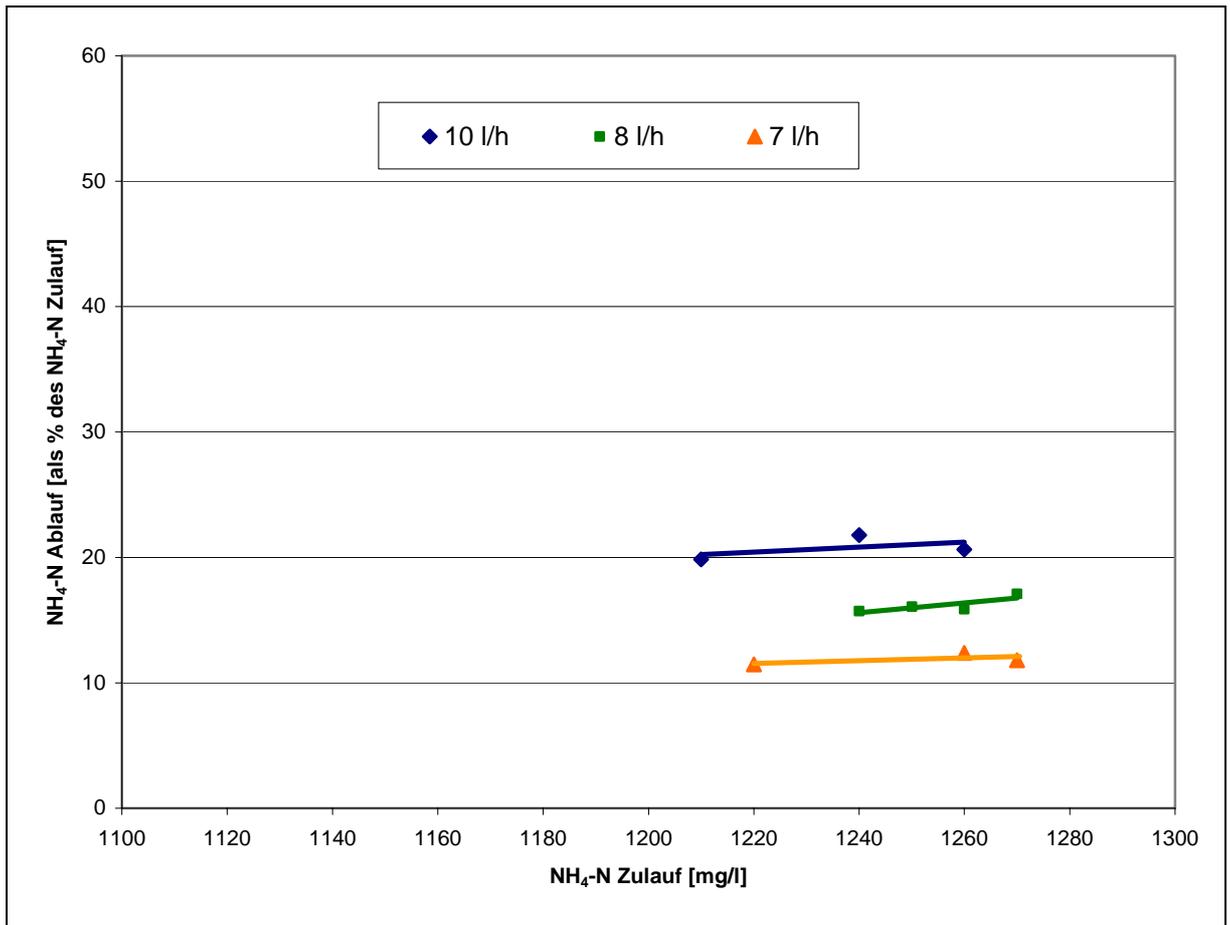


Abb. 14: Abhängigkeit des NH<sub>4</sub>-N-Ablaufs (als % des NH<sub>4</sub>-N Zulaufs) von der Ammoniumkonzentration im Zulauf

Für die Durchflusswerte 7, 8 und 10 l/h sind die NH<sub>4</sub>-N-Ablaufwerte relativ konstant. Damit wäre auch der Trend der anderen Werte bestätigt, mit denen die NH<sub>4</sub>-N-Ablaufwerte mit abnehmendem Durchfluss sinken.

#### 4.4 Einfluss der Temperatur auf die Ammoniak-Elimination (Filtrat)

Schon in Vorversuchen, die noch vor dem Bau der Pilotanlage im Labor durchgeführt wurden, konnte eindeutig nachgewiesen werden, in welcher Abhängigkeit die Ammoniumreduktion im Schlammwasser zur Temperatur steht.

Aus der Abbildung 15 kann man gut erkennen, dass mit steigender Temperatur die Ammoniumreduktion im Schlammwasser zunahm. Für Temperaturen zwischen 55 und 60 °C war die Abnahme der Ammoniumkonzentration besonders stark ausgeprägt.

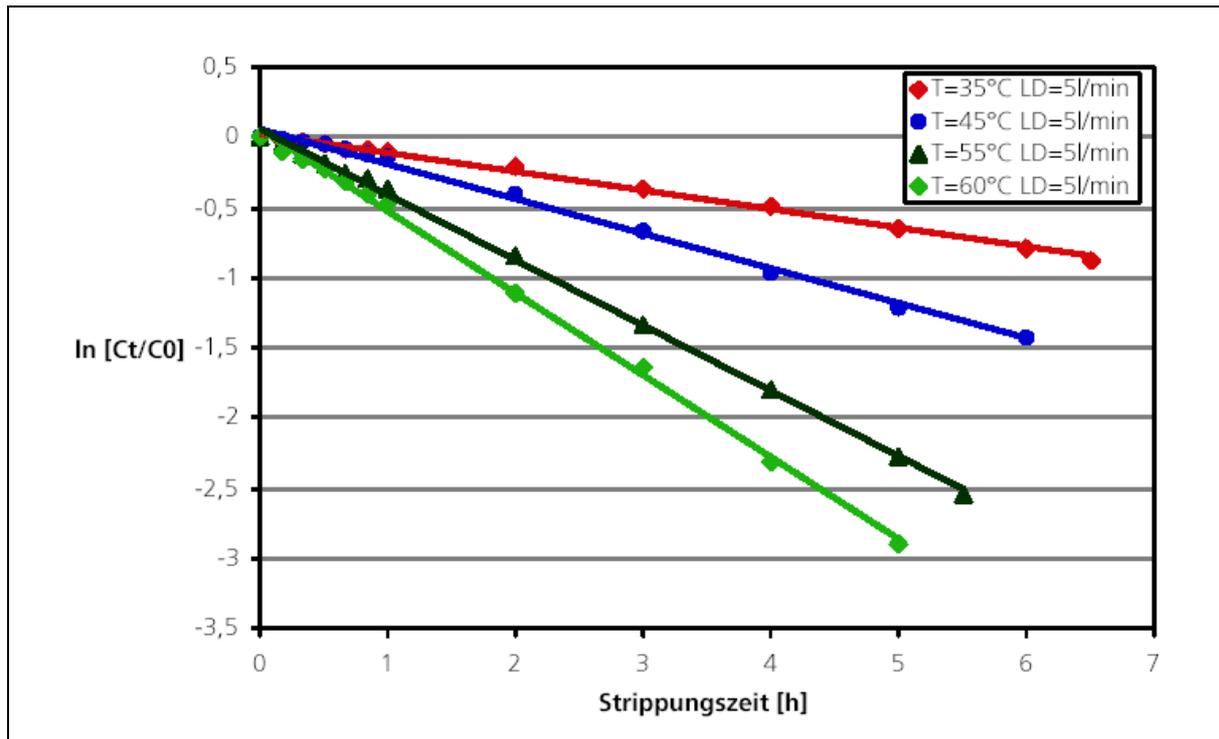


Abb. 15: Ammoniumreduktion im Schlammwasser in Abhängigkeit von der Temperatur [1]

Die Strippversuche, die an der Strippanlage in Heidelberg durchgeführt wurden, haben ähnliche Ergebnisse erbracht. So wurde festgestellt, dass erst ab einer Temperatur von 55 °C der Beginn des Strippvorgangs sinnvoll war, da sich ab dieser Temperatur das  $\text{NH}_3/\text{NH}_4$ -Gleichgewicht verstärkt zu Gunsten des Ammoniaks verschiebt. Für einen guten Strippvorgang sind deshalb Temperaturen des Schlammwassers von 60 °C oder ein hoher pH-Wert anzustreben.

Das folgende Diagramm stellt die Aufheizphase des Schlammwassers während des Strippprozesses dar:

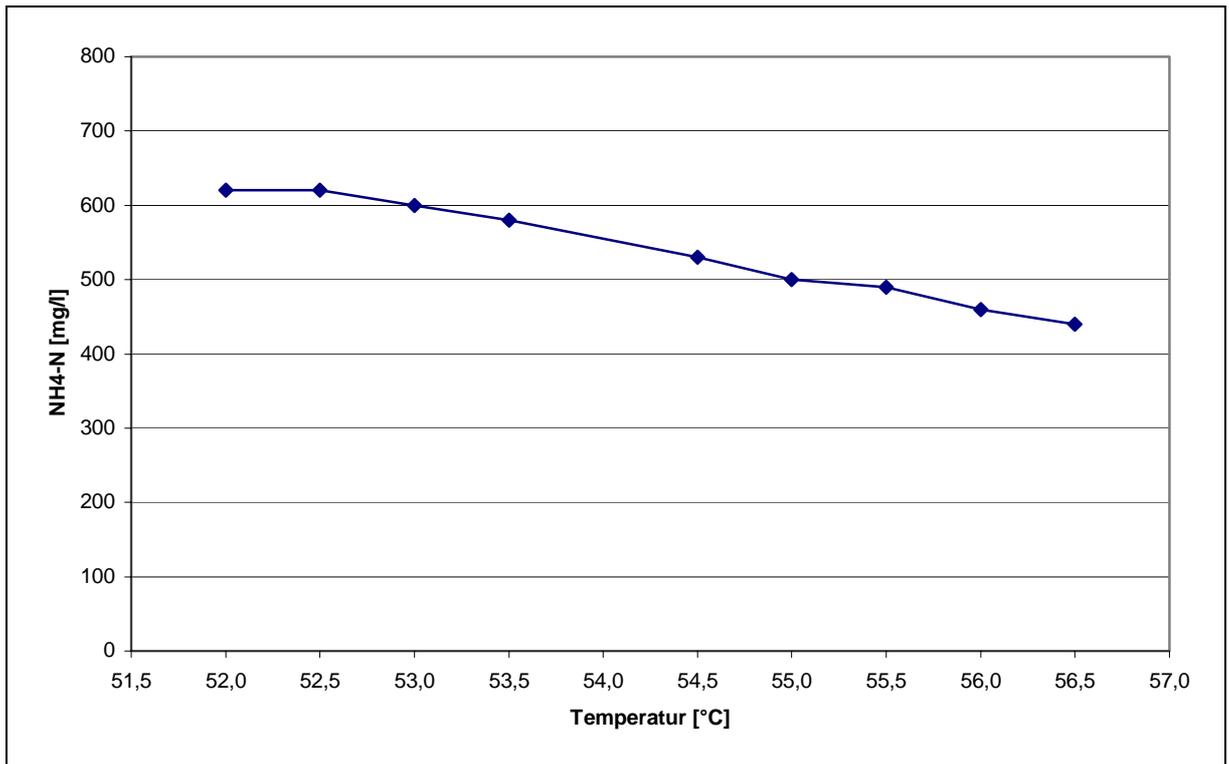


Abb. 16: Abhängigkeit der Ammoniak-Konzentration im Ablauf der Strippung von der Temperatur

Die Ausgangskonzentration an Ammonium des Filtrats betrug auch bei diesem Versuch ca. 1,2 g/l. Man kann erkennen, dass bis zu einer Temperatur von 52,5 °C der Ammoniumgehalt sehr langsam abnimmt. Danach wird die Abnahme stärker, erreicht aber bei 56,6 °C gerade mal ca. 70 % Elimination, was durch andere Versuche schon übertroffen wurde. Allerdings lag die Temperatur des Schlammwassers bei diesen Versuchen bei ca. 60 °C.

#### 4.5 Strippung von Zentrat

Zusätzlich wurde noch eine Versuchsreihe mit Zentrat und unterschiedlichen Durchflüssen bei 60 °C durchgeführt (Abbildung 17). Hier zeigte sich wiederum die schon beim Filtrat beobachtete Abhängigkeit der Endkonzentration des Ammoniums vom gestrippten Durchsatz an Zentrat, bei konstantem Luftdurchsatz. In dieser Versuchsreihe konnten jedoch nur Eliminationsraten zwischen 69 und 78 % erreicht werden. In Laborexperimenten wurde jedoch gezeigt, dass sich Zentrat ebenso gut wie Filtrat strippen lässt. Mögliche Ursachen für die in der Kolonne erzielten schlechteren Ergebnisse könnten eine schlechtere Verteilung des Wassers in der Füllkörperkolonne oder Schwierigkeiten mit dem gleichmäßigen Beheizen der Strippkolonne sein. Letztere ergaben sich aus niedrigeren Außentemperaturen.

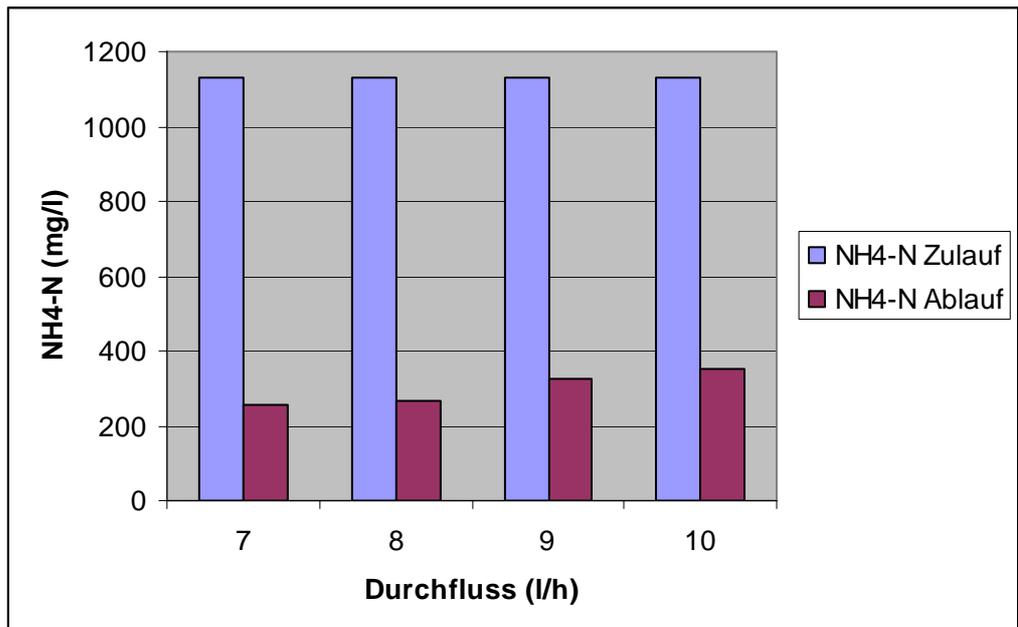


Abbildung 17: Ammoniumelimination in Zentrat bei verschiedenen Durchflüssen

Zusätzlich zu diesen Versuchsreihen war ein Dauerversuch geplant, in dem gezeigt werden sollte, dass die Strippung auch über den Verlauf einer Woche durchgehend funktioniert. Hier versagte aber schon nach einem Tag das Gebläse, welches zur Förderung der Luft eingesetzt war. Ursache war ein Wasserschaden im Motor, der durch im Gebläse kondensiertes Wasser ausgelöst wurde. Ein Ersatz dieses Gebläses durch ein Aggregat, das stark wasserhaltige Luft fördern kann, war in der benötigten kleinen Dimension nicht möglich.

#### 4.6 Bewertung der Strippversuche

Die Versuche zum Einfluss des Durchflusses auf die Ammoniumelimination brachten sowohl für Filtrat als auch für Zentrat übereinstimmende Resultate.

Es konnte festgestellt werden, dass mit zunehmendem Durchfluss die Ammoniumelimination abnahm, da die Luft im Gleichgewichtszustand nur einen bestimmten Stoffstrom aufnehmen kann und der eingestellte Luftvolumenstrom nur wenig unterhalb des Flutpunkts der Kolonne lag.

Insgesamt betrachtet, war die Entfernung der Stickstoffbelastung aus dem Schlammwasser erfolgreich. Die Ausgangskonzentration von  $\text{NH}_4\text{-N}$  im Schlammwasser lag meist zwischen 1,2 und 1,3 g/l. Für den Ablauf der Strippung wurden je nach Einstellungen  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen zwischen 200 und 350 mg/l ermittelt.

## 5 Ergebnisse

Es konnte gezeigt werden, dass durch Integration der Mikrofiltration in die zweite Stufe der Klärschlammfäulung der Biomasse-Abbau verbessert werden kann. Neben geringeren zu entsorgenden Schlamm-mengen stellt der erhöhte Biogas-Ertrag einen weiteren Vorteil dar. Zudem hat das Schlammwasser aus der Mikrofiltration eine Qualität, die bei Schlammwasser aus Zentrifugen oder Pressen nicht erreicht wird. Dies ist für eine Rückgewinnung von Nährstoffen günstig.

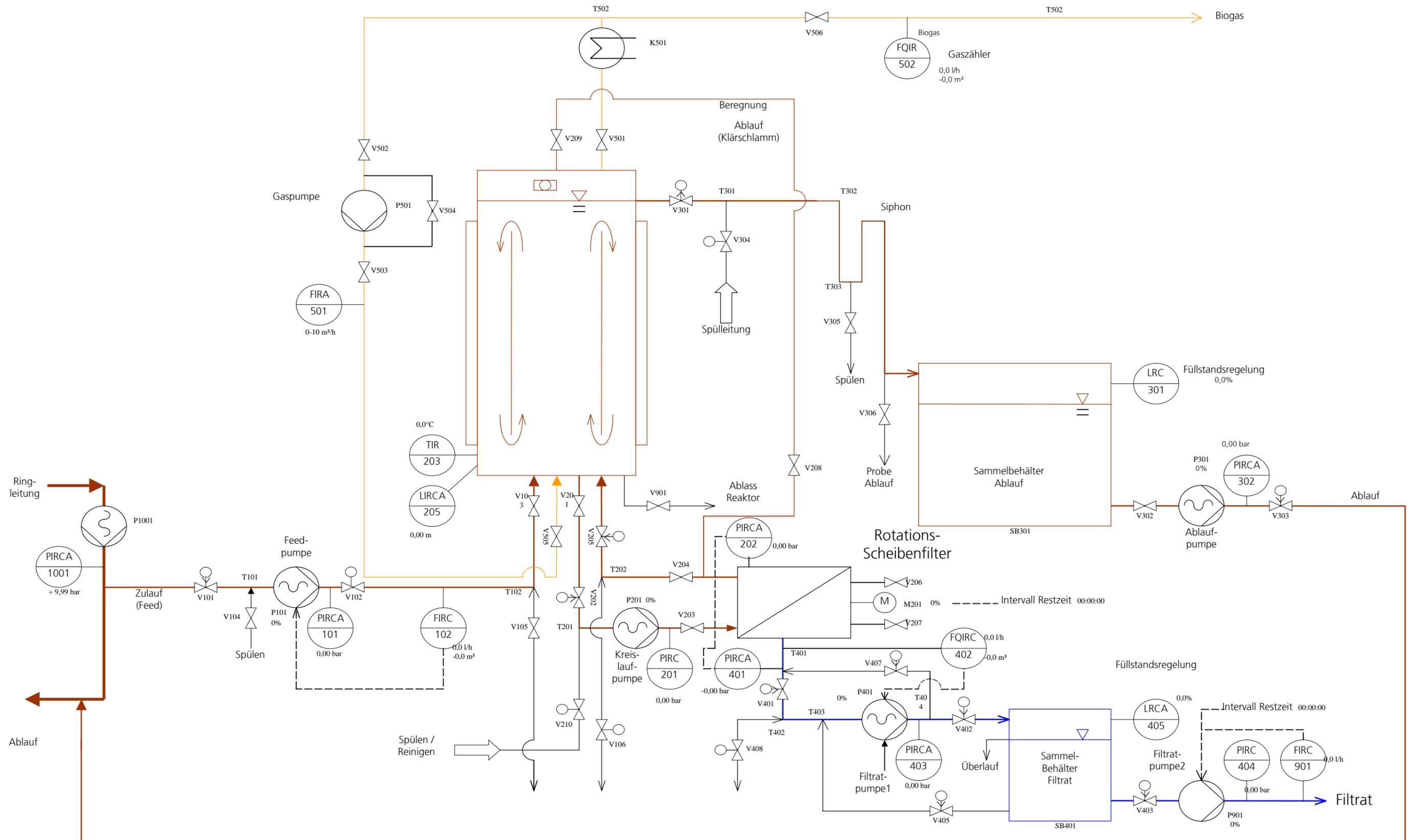
Für eine praktische Umsetzung der Forschungsergebnisse ist zu berücksichtigen, dass bei einer zu weitgehenden Eindickung des Klärschlammes im Reaktor betriebliche Probleme auftreten können, die auf eine verminderte Fließfähigkeit zurückzuführen sind. Der in diesem Zusammenhang kritische Trockensubstanzgehalt hängt von der Zusammensetzung des Klärschlammes ab und ist daher für jeden Klärschlamm separat zu bestimmen. Beim Heidelberger Klärschlamm liegt dieser im Bereich von etwa 70 g/l TR.

Ein weiteres Ergebnis dieser Untersuchungen ist, dass für eine Bewertung des Abbaus von Klärschlamm am realen System, in dem die Zusammensetzung des zulaufenden Schlammes ständig variiert, am sinnvollsten kontinuierlich erfasste Biogasmengen herangezogen werden. Stickstoffkonzentrationen, die im Filtrat gemessen werden, können auch einen guten Hinweis auf den Abbaugrad des Klärschlammes geben.

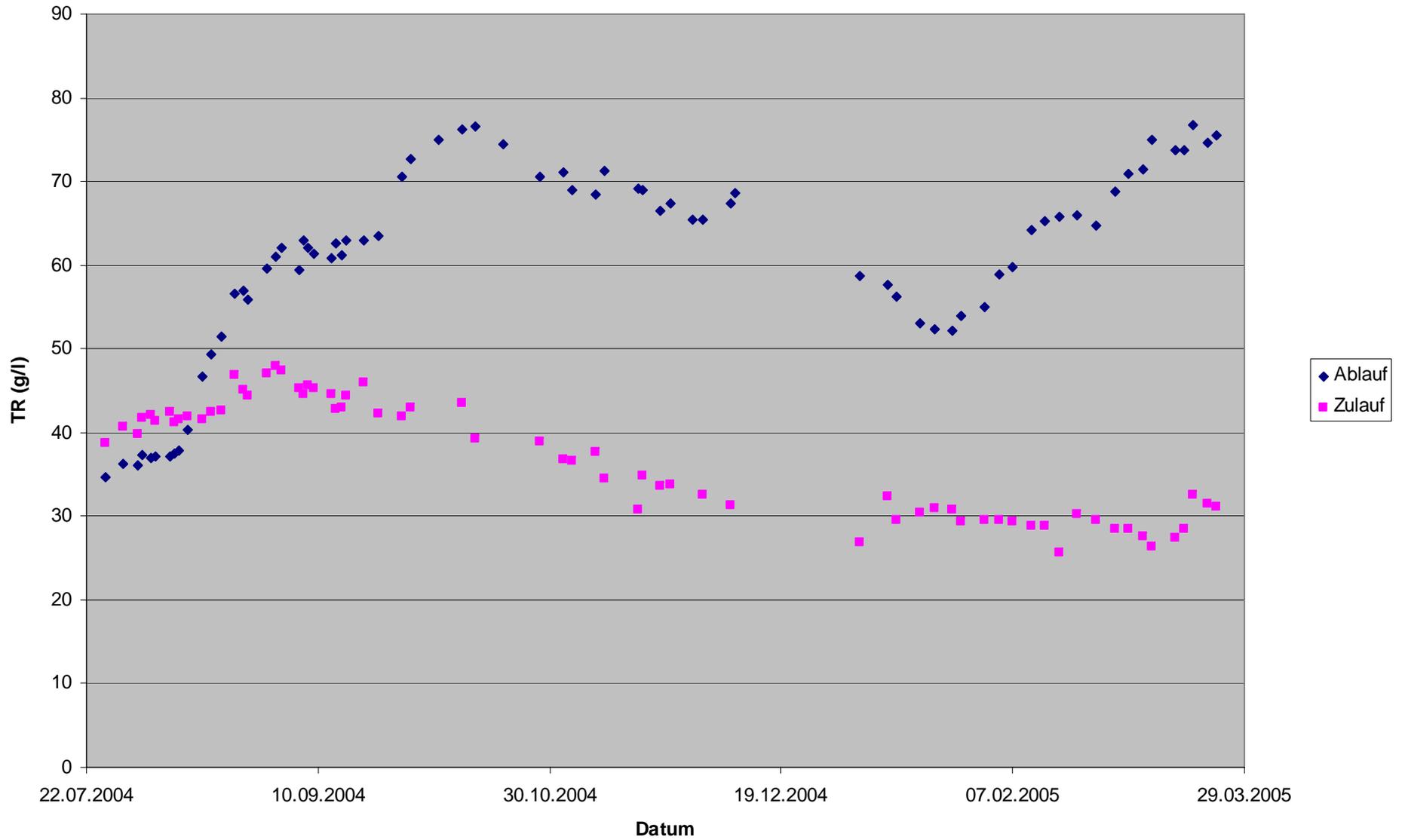
Bei Versuchen zur Ammoniakstrippung zeigte sich, dass durch Anheben der Temperatur des Schlammwassers auf eine Erhöhung des pH-Werts mit Chemikalien verzichtet werden konnte. 80 bis 90 % des im Wasser gelösten Ammoniums konnten auf diese Weise eliminiert werden. Dies reduziert die Rückbelastung der Kläranlage durch das Schlammwasser erheblich.

Bei der Auslegung einer solchen Strippanlage sollte zunächst die bei der Biogasverwertung anfallende Restwärme verwendet werden, um das Schlammwasser aufzuheizen. Dann ist unter Kosten- und Energiegesichtspunkten abzuwägen, ob und wie viel Lauge zum Anheben des pH-Werts eingesetzt wird und wie groß die Strippkolonne ausgelegt wird. Hierbei spielt insbesondere die Kapazität der Kläranlage zur Stickstoffelimination eine große Rolle, weil hierdurch die tolerierbare Restkonzentration an Ammonium im Schlammwasser bestimmt ist.

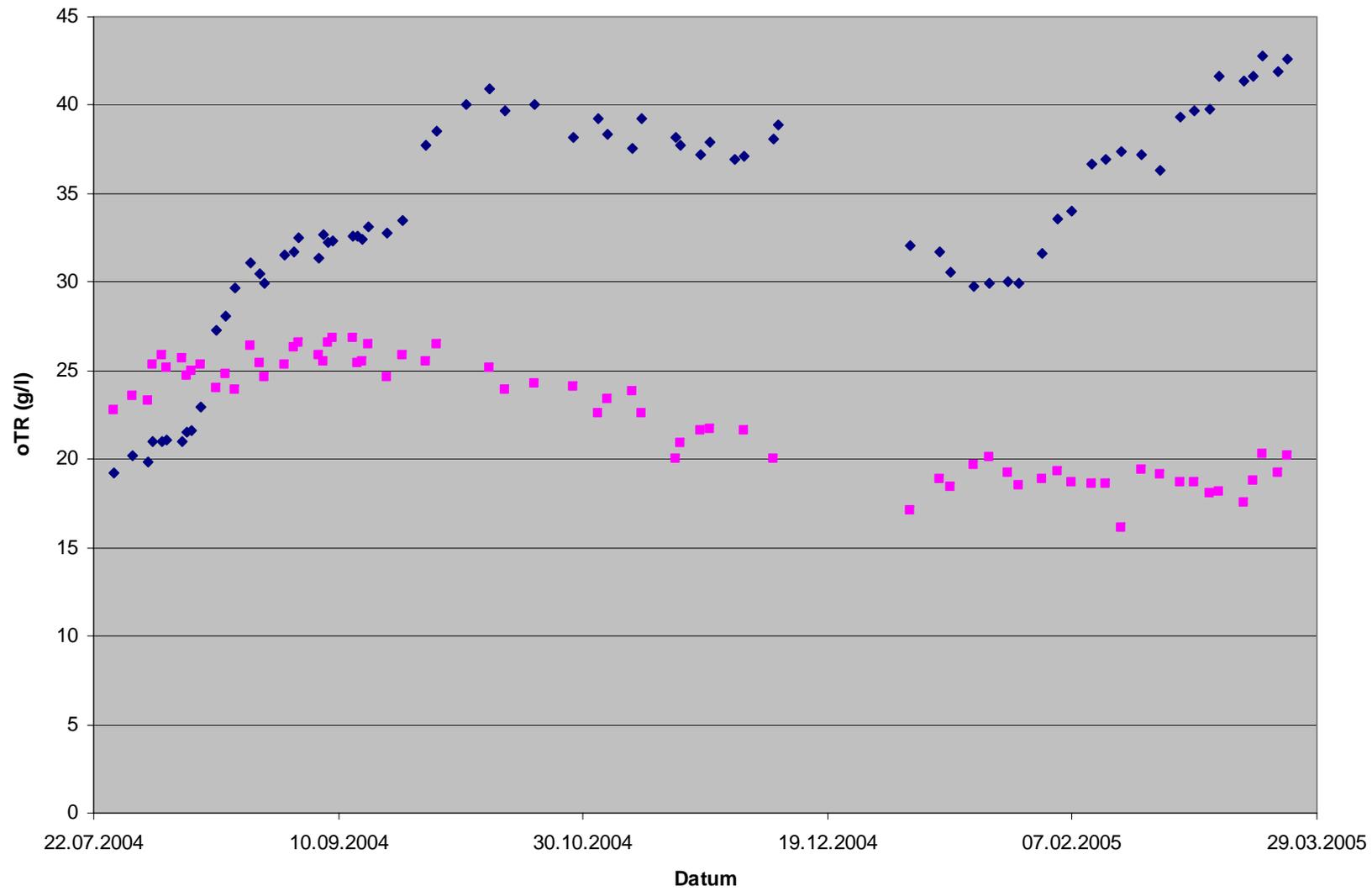
# Anhang 1: Schema der Pilotanlage



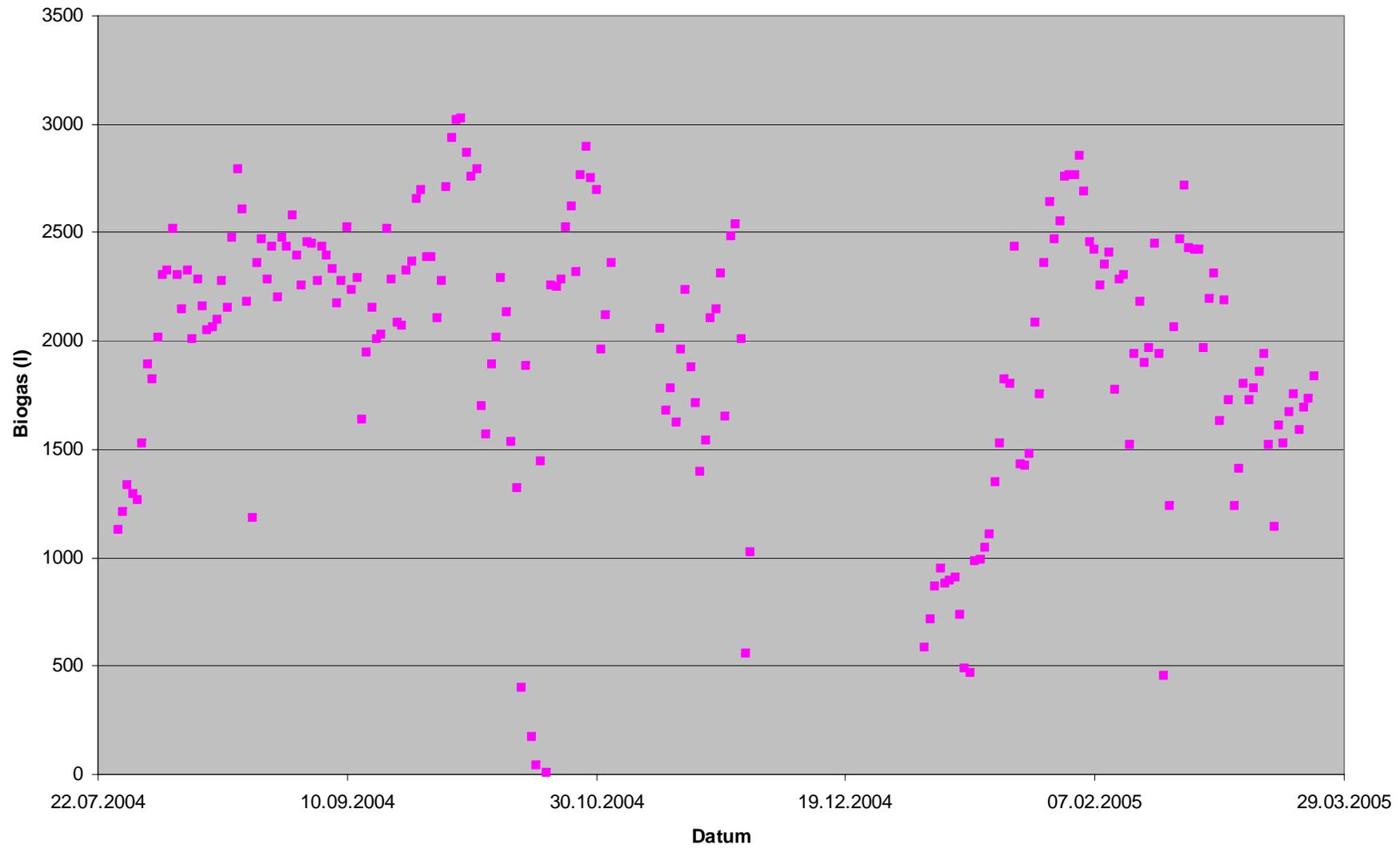
Anhang 2: Trockensubstanzgehalt im Zulauf und Ablauf der Pilotanlage im Verlauf der Zeit



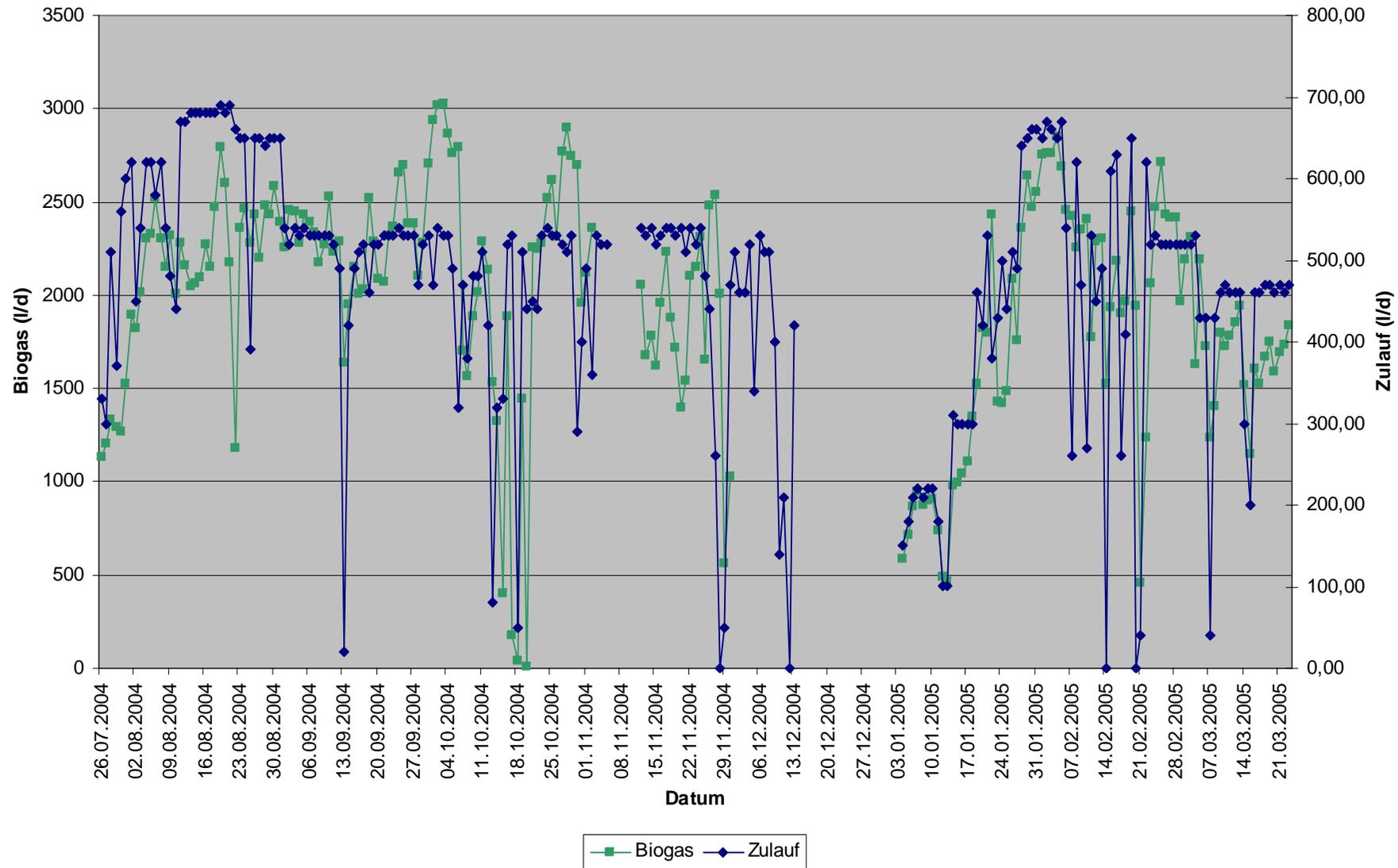
Anhang 3: Organischer Trockensubstanzgehalt im Zulauf und Ablauf der Pilotanlage im Verlauf der Zeit



Anhang 4: Tägliche Biogaserträge der Pilotanlage im Verlauf der Zeit



Anhang 5: Täglicher Biogasertrag und Zulaufmenge der Pilotanlage im Verlauf der Zeit



Anhang 6: Tägliche Zulaufmenge und Filtratabzug der Pilotanlage im Verlauf der Zeit

