

## **Abschlussbericht**

# **AnaKomA**

**– Halbtechnische Versuche zur Adaption der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung an außereuropäische Randbedingungen und deren Weiterentwicklung zur Nutzung des kommunalen Abwassers und des Biogases –**

**(Verbundprojekt: Exportorientierte FuE auf dem Gebiet Abwasser, Kernprojekt B 2.1, FKZ 02WA0547)**

September 2009



Das diesem Bericht zugrunde liegende Vorhaben wurde mit Mitteln des Bundesministeriums für Bildung und Forschung unter dem Förderkennzeichen 02WA0547 gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt beim Autor.

Passavant Roediger GmbH

Abt. Verfahrenstechnik

Herr Dr. Xiaohu Dia

Kinzigheimer Weg 104-106

63450 Hanau

Leibniz Universität Hannover

Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (ISAH)

Prof. Dr.-Ing. K.-H. Rosenwinkel, Dr.-Ing. D. Weichgrebe, Dr.-Ing. I. Urban, L. Hinken

Welfengarten 1

30167 Hannover

## Inhaltsverzeichnis

=====

<b>1 Ziele und Aufgabenstellung</b>	<b>1</b>
<b>2 Voraussetzungen zur Projektdurchführung</b>	<b>2</b>
<b>3 Planung und Ablauf des Vorhabens</b>	<b>3</b>
<b>4 Wissenschaftlicher und technischer Stand der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung</b>	<b>5</b>
4.1 Einsatzgebiete	5
4.2 Notwendige Rahmenbedingungen	6
4.3 Verfahren zur anaeroben Kommunalabwasserbehandlung	7
4.3.1 UASB-Reaktor	7
4.3.2 Vor- und Nachbehandlungsschritte	10
<b>5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen</b>	<b>11</b>
<b>6 Ergebnisse</b>	<b>12</b>
6.1 Entwicklung der halbtechnischen Versuchsanlage	12
6.1.1 Reaktoraufbau	12
6.1.2 Messprogramm	15
6.1.2.1 Untersuchungen auf der Kläranlage Herrenhausen, Hannover	15
6.1.2.2 Untersuchungen auf der Kläranlage Zenein, Kairo	16
6.2 Ergebnisse der Untersuchungen auf der Kläranlage Herrenhausen, Hannover	16
6.2.1 Kläranlage Herrenhausen	17
6.2.2 Leistungsfähigkeit der technische Ausrüstung	17
6.2.2.1 Dreiphasenabscheider	17
6.2.2.2 Ablaufrinne	20
6.2.2.3 Zulaufverteilung	20
6.2.3 Leistungsfähigkeit der Biomasse	21
6.2.3.1 Randbedingungen	21
6.2.3.2 Leistungsfähigkeit der Biomasse	22
6.2.3.3 Krankheitserreger	30
6.3 Ergebnisse der Untersuchungen auf der Kläranlage Zenein, Kairo	30
6.3.1 Kläranlage Zenein	30
6.3.2 Anlagenaufbau und Inbetriebnahme	30
6.3.3 Anlagenbetrieb	32
6.3.4 Ergebnisse	34

---

6.4Methanemissionen	36
6.4.1 Methanemissionen von UASB-Reaktoren zur kommunalen Abwasserbehandlung	36
6.4.2 Möglichkeiten der Methanelimination	39
6.4.2.1 Reduktion der Löslichkeit	40
6.4.2.2 Strippung des Biogases	40
6.4.2.3 Mikrobielle Umsetzung des Methans	41
6.5Zusammenfassung und Bewertung	43
6.5.1 Technik	43
6.5.2 Anlagenbetrieb	45
6.5.3 Biologie	46
<b>7 Wichtigste Positionen des Zahlenmäßigen Nachweises</b>	<b>48</b>
<b>8 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit</b>	<b>49</b>
<b>9 Voraussichtlicher Nutzen</b>	<b>51</b>
<b>10Während der Durchführung des Vorhaben dem ZE bekannt gewordener Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen</b>	<b>52</b>
<b>11Veröffentlichungen</b>	<b>53</b>
<b>12Literaturverzeichnis</b>	<b>54</b>
<b>Anhang</b>	<b>57</b>

## 1 Ziele und Aufgabenstellung

Ziel des Projektes war es, anaerobe Verfahrenstechniken zur Kommunal-Abwasserbehandlung (AnaKomA) an außereuropäische Randbedingungen und Verhältnisse anzupassen und weiterzuentwickeln, um Bewässerungswasser aus kommunalem Abwasser zu gewinnen. Gerade anaerob behandeltes Kommunalabwasser ist auf Grund der Konservierung der Nährstoffe Stickstoff und Phosphor entsprechend des Ziels des Kernprojektes „Hygienisierung und Wasserwiederverwendung“ für den Einsatz in der landwirtschaftlichen Verwertung in trockenen Regionen besonders interessant. Neben der Wiederverwendung des Wassers ist auch die Gewinnung und Nutzung des bei der anaeroben Abwasserbehandlung anfallenden Biogases im Sinne des Ansatzes der erneuerbaren Energien von Interesse. Das gebildete Biogas besteht, je nach Ausgangssubstrat aus ca. 2/3 Methan sowie Kohlendioxid und geringen Spuren ( $\ll 1\%$ ) anderer Gase. Somit werden die im Abwasser nicht nutzbaren Kohlenstoffverbindungen in ein energetisch nutzbares Gas umgewandelt, das zu seiner Nutzung keiner weiteren Aufbereitung bedarf. Die im Abwasser enthaltenen Pflanzennährstoffe können im Falle einer Nutzung des Ablaufes zur Bewässerung als kostenloser Dünger genutzt und somit wieder verwendet werden.

Die anaerobe Kommunalabwasserbehandlung sollte im Rahmen dieses Vorhabens mit prozessstabiler Anlagentechnik kombiniert werden, um einfach zu bedienende Modulanlagen für den Export zu entwickeln. Die einzelnen Ziele und Aufgaben der Fa. Passavant-Roediger GmbH sind im Folgenden kurz zusammengefasst:

- Aufbau und Entwicklung einer Demonstrationsanlage für die kommunale Abwasserreinigung basierend auf eigenen Erfahrungen und Voruntersuchungen des Projektpartners (Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover ISAH), die ebenfalls im Rahmen des Vorhabens durchgeführt wurden
- Erprobung der Anlage und der eingesetzten Verfahren sowohl in Deutschland als auch in Ägypten mit dem jeweiligen Abwasser und unter realen klimatischen Bedingungen
- Nutzung der gewonnenen Erkenntnisse über die Reinigungsleistungen und Betriebsparameter der Demonstrationsanlage zur weiteren Entwicklung von modularen Anaerobanlagen für den Export in subtropische und tropische Länder
- Bereitstellung von Daten aus dem Betrieb der Demonstrationsanlage zur Entwicklung eines Bemessungsmodells durch das ISAH

## 2 Voraussetzungen zur Projektdurchführung

Das durchgeführte Projekt ist Teil des Verbundvorhabens „Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und –entsorgung“. Im Rahmen des Vorhabens erfolgte ein Erfahrungsaustausch mit allen beteiligten Instituten und Firmen.

Die Fa. Passavant-Roediger GmbH verfügt als Anlagenbauer über langjährige Erfahrungen für alle wichtigen Aufbereitungsverfahren und auch speziell im Einsatz von UASB-Reaktoren. Das Spektrum der von der Fa. Passavant-Roediger GmbH abgedeckten Bereiche erstreckt sich von aeroben bis anaeroben und von kommunalen bis industriellen Abwasserreinigungsverfahren sowie der Aufbereitung und Nutzung von Biogas. Für den Bau der Demonstrationsanlage konnten viele Systemlösungen aus der Abwassertechnik und anderen Industriebereichen wie z.B., Verteilsysteme für die Flüssigphase, Pumpentechnik, Abscheider, Aggregate zur Gasammlung, -aufbereitung und -nutzung, Techniken zur Überschussschlammbehandlung sowie Mess-, Steuer- und Regeltechnik direkt verwendet werden. Bezüglich der angewandten Verfahrenstechnik wurde ein UASB-Reaktor (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) eingesetzt.

Im Unterauftrag hat die Fa. UCY Concepts (Inhaber: Dr. Johann Verink) einen Teil der Anlagenentwicklung und –betreuung übernommen. Herr Dr. Verink verfügt über langjährige Erfahrungen im Bereich der Anaerobtechnik und insbesondere beim Einsatz dieser Technik in Entwicklungsländern. Ein von ihm patentierter Dreiphasenabscheider aus Propylen-Folie wurde im Rahmen des Vorhabens im UASB-Reaktor erprobt (siehe z.B. EP 1 296 896 B1, Vorrichtung zur Dreiphasentrennung bei der Behandlung von Abwasser und Schlamm) und eingesetzt.

Direkter Projektpartner der Fa. Passavant-Roediger GmbH ist das Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover (ISAH). Das ISAH befasst sich seit vielen Jahren intensiv mit der Anaerobtechnik. Neben der Durchführung von wissenschaftlichen Forschungsarbeiten, verfügt es, insbesondere durch den engen Kontakt zu industriellen Großanlagen, über entsprechende fachliche Kompetenz. Ein wissenschaftlicher Mitarbeiter hat daher die Auswertung der in diesem Vorhaben entstandenen Daten der Versuchsanlage übernommen.

Enge Zusammenarbeit besteht mit der Universität Kairo (Department of Public Works; Research Group: Environmental and Sanitary Engineering), deren Mitarbeiter die Versuchsanlage vor Ort betreuen.

### 3 Planung und Ablauf des Vorhabens

Der Arbeitsplan war in erster Linie untergliedert in die Untersuchungen in Deutschland und anschließende Untersuchungen in Ägypten. Der Ablauf des Vorhabens ist in Tabelle 1 dargestellt.

Zunächst erfolgte der Aufbau der Demonstrationsanlage. Die maximale Anlagengröße orientierte sich dabei inklusive der installierten Technik an den Abmessungen eines Überseecontainers (40·10·10 ft), in dem der gesamte Reaktor und die dazugehörige Ausrüstung untergebracht wurde.

Anschließend erfolgte eine erste Erprobungsphase in Deutschland. Der Dreiphasenabscheider wurde vor Ort auf der Kläranlage Herrenhausen (Hannover) zusammengesetzt. Im Rahmen der Untersuchungen wurden unterschiedliche Abscheider eingesetzt und erprobt. Darüber hinaus erfolgte eine Prüfung hinsichtlich Dichtigkeit und Funktionstüchtigkeit der Container-Anlage. Mit dem gesamten Reaktor wurden zudem erste Erfahrungen Ergebnisse zum anaeroben Abbau von Kommunalabwasser in Deutschland gesammelt.

Im nächsten Abschnitt erfolgte der Container-Transport nach Ägypten. Hierzu konnte dieser auf ein Containerschiff verladen werden, für den Transport auf dem Landweg wurden übliche LKWs eingesetzt. Nach dem Aufbau und der Inbetriebnahme der Containerversuchsanlage auf der Kläranlage Zenein (Kairo) erfolgte der Betrieb in Ägypten unter realen Bedingungen mit dem Ziel, die eingesetzte Technik zu erproben, die Reinigungsleistungen und Gasausbeuten zu ermitteln sowie die erforderlichen Randbedingungen und Voraussetzungen zu bestimmen. Parallel zu den Untersuchungen erfolgte die Auswertung der gewonnen Erkenntnisse.

Im Gegensatz zur Planung haben sich Verzögerungen insbesondere bei der Koordination mit dem ägyptischen Partner sowie beim ägyptischen Zoll ergeben. Die Koordination des Projektes und die Zusammenarbeit mit der Universität Kairo konnte durch ein Projekttreffen im August 2007 in Hannover mit einem Vertreter der Universität Kairo, sowie den Projektleitern und –bearbeitern am ISAH und bei Passavant-Roediger GmbH verbessert werden. Es ergaben sich weitere Verzögerungen, da die Kläranlage finanziell am Projekt beteiligt werden wollte, da andere Länder sich hier im Vorfeld großzügig gezeigt haben. Die Inbetriebnahme der Anlage konnte nach einer Transportdauer von mehreren Monaten schließlich im August 2008 erfolgen.

Während des Anlagenbetriebs in Ägypten entstanden weitere Probleme bei der Gewährleistung einer regelmäßigen Anlagenwartung sowie bei der Durchführung der erforderlichen Analytik. Es wurde deutlich, dass regelmäßige Termine vor Ort notwendig sind, um einen kontinuierlichen Anlagenbetrieb zu gewährleisten. Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens erfolgte dies in erster Linie durch den Unterauftragnehmer (UCY, Dr. Verink), der in regelmäßigen Abständen die Kläranlage Zenein besuchte, und die Anlagen wartete und überprüfte.





## 4 Wissenschaftlicher und technischer Stand der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung

Im folgenden Abschnitt werden wesentliche Besonderheiten und Verfahren der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung dargestellt und zusammengefasst. Diese wurden gemeinsam von der Fa. Passavant-Roediger GmbH und dem ISAH erarbeitet. Aus diesem Grund ist dieser Abschnitt in beiden Abschlussberichten (Vorhaben 02WA0547 und Vorhaben 02WA0546, Hinken et al., 2009) identisch.

Die Technologie der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung unterscheidet sich in den wesentlichen Basispunkten nicht von der Industrieabwasserbehandlung. In beiden Fällen wird über den anaeroben Abbau Biogas gewonnen und aufgrund der geringen Überschussschlammproduktion muss für einen ausreichenden Rückhalt der aktiven Biomasse im System gesorgt werden. Der am häufigsten eingesetzte Reaktortyp in der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung ist der UASB-Reaktor (siehe Abschnitt 4.3.1). Gegenüber den Anlagen zur Industrieabwasserbehandlung mit dort üblichen Raumbelastungen von bis zu 10 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) [Meyer, 2004], liegen die maximalen Raumbelastungen von Kommunalanlagen bei 4 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d), so dass diese im direkten Vergleich eher als Schwachlastanlagen zu bezeichnen sind.

### 4.1 Einsatzgebiete

Aufgrund des hohen Temperatureinflusses auf die anaeroben Prozessschritte ist der Einsatz dieser Technologie vor allem in den wärmeren Klimaten dieser Erde (Tropen und Subtropen) sinnvoll, wo die Jahresmitteltemperatur über 20 °C liegt. In Abbildung 1 sind die Eliminationsraten mehrerer UASB-Anlagen aus verschiedenen Quellen zusammengetragen. Auch wenn die Abwasserzusammensetzung sowie die Beschickung der Anlagen recht unterschiedlich ist, lässt sich hier jedoch sehr deutlich der Einfluss der Temperatur ablesen.

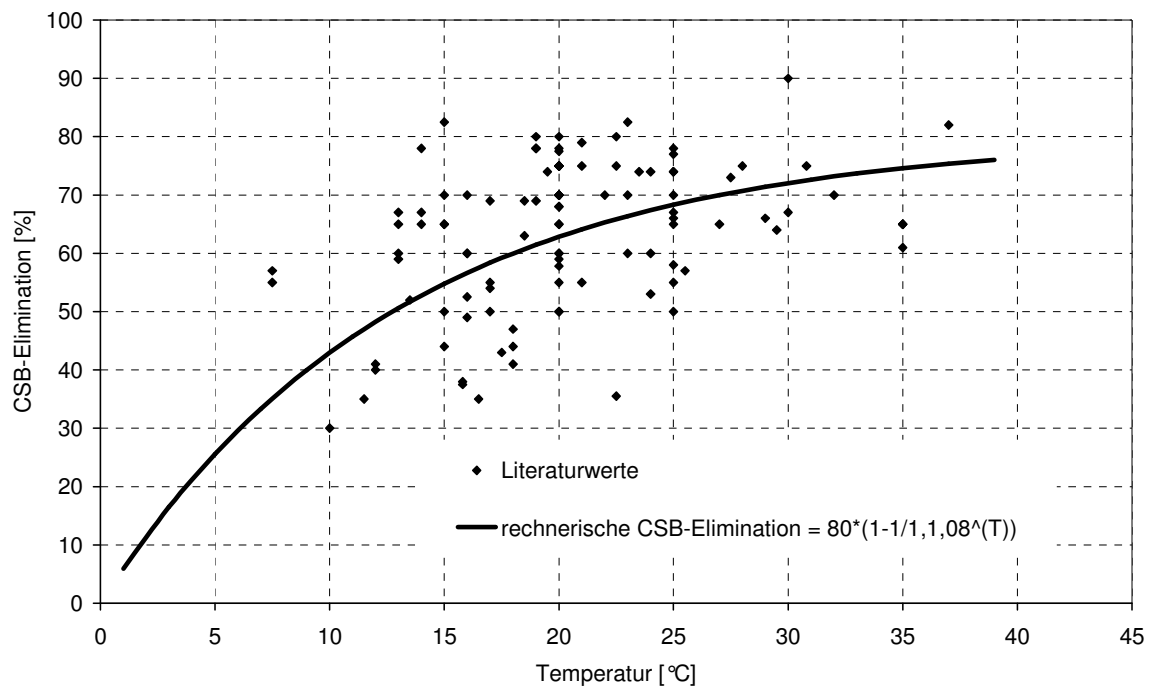


Abbildung 1: CSB-Eliminationsraten verschiedener UASB-Anlagen zur Kommunalabwasserbehandlung [Mergaert et al., 1992; Singh, 1999; Elmitwalli et al., 1999; Monroy et al., 2000; Seghezzeo, 2004; Abdel-Halim, 2005]

## 4.2 Notwendige Rahmenbedingungen

Tabelle 2 zeigt Werte zur Beurteilung, unter welchen Rahmenbedingungen eine anaerobe Kommunalabwasserbehandlung sinnvoll ist. Hier bekommt neben der Temperatur und der Nährstoffversorgung vor allem die CSB-Konzentration des Abwassers eine wichtige Rolle, da bei sehr niedrigen CSB-Konzentrationen nahezu das gesamte gebildete Biogas in Lösung verbleibt.

Tabelle 2: Eignung des kommunalen Abwassers zur anaeroben Reinigung [GTZ, 1998; Cakir und Stenstrom, 2005; Urban, 2009]

Kriterium	Optimum für anaerobe Reinigung kommunalen Abwassers
CSB	> 400 mg/L [GTZ, 1998] > 300 mg BSB <sub>∞</sub> /L [Cakir und Stenstrom, 2005] > 1000 mg/L (nur C-Abbau) [Urban, 2009]
Temperatur	18 – 35 °C; besser > 20°C
Zulauf	kontinuierlich
Nährstoffe	CSB:N:P:S 350:5:1:1
Toxische Verbindungen, Schwebstoffe	Geringe Konzentrationen
Mikronährstoffe	Alle vorhanden
Feststoffgehalt	Vorschaltung von 6 mm-Siebrechen ausreichend

### 4.3 Verfahren zur anaeroben Kommunalabwasserbehandlung

Viele der aus dem Industriebereich bekannten anaeroben Verfahren eignen sich auch zur Kommunalabwasserbehandlung. Ein guter Überblick über den Stand der Technik der verschiedenen Reaktortypen zur Industrieabwasserreinigung ist bei Meyer (2004) sowie Bischofsberger et al. (2005) zu finden. Da im Rahmen dieses Vorhabens der Einsatz eines UASB-Reaktors zur Kommunalabwasserbehandlung untersucht wurde, wird diese Technologie im Folgenden im Detail vorgestellt.

#### 4.3.1 UASB-Reaktor

Der weltweit am häufigsten zu findende Reaktortyp zur anaeroben Kommunalabwasserbehandlung ist der UASB-Reaktor (**Up**flow **A**naerobic **S**ludge **B**lanket). Dieser Reaktor wurde ursprünglich in den 1970er Jahren in den Niederlanden zur Behandlung stark CSB-haltiger Abwässer entwickelt [Lettinga et al., 1980].

Die Idee dieses Reaktorkonzepts ist, sowohl einen optimalen Kontakt zwischen Abwasser und Biomasse als auch deren maximalen Rückhalt sicherzustellen. Der Reaktoraufbau ist in Abbildung 2 dargestellt. Da das Abwasser den Reaktor von unten nach oben durchfließt und sich im unteren Teil das Schlammbed befindet, kann ein guter Kontakt zwischen Abwasser und Biomasse gewährleistet werden. Um trotz Durchmischung des Abwassers mit der Biomasse eine gute Abscheideleistung zu erreichen, ist der Reaktor mit einer Drei-Phasen-Trennung ausgerüstet, in der Biogas, Wasser und Biomasse voneinander getrennt werden. In der Gasfassung wird das Biogas vom Schlamm-Wasser-Gemisch getrennt; im Absetzbereich sedimentiert die Biomasse und sinkt zurück in das Schlammbed. Hierdurch wird in einem UASB-Reaktor die Aufenthaltszeit des Schlammes

von der hydraulischen Verweilzeit entkoppelt. Auf diese Weise können die für eine anaerobe Abwasserbehandlung notwendigen hohen Schlammalter erreicht werden.

Durch den einfachen Aufbau und wenige bzw. keine bewegliche Teile im Reaktor ist der Reaktor vergleichsweise wartungs- und verschleißarm, was den Einsatz dieses Verfahrens vor allem in Entwicklungsländern interessant macht. Zudem kann der Reaktoraufbau auch mit alternativen und am Einsatzort vorzufindenden Materialien realisiert werden (z.B. Teichanlage). Die einzigen anfälligen Teile dieses Reaktortyps sind die Pumpen für die Beschickung und eventuelle Rezirkulation sowie Anlagen zur anschließenden Nutzung des entstehenden Gases.

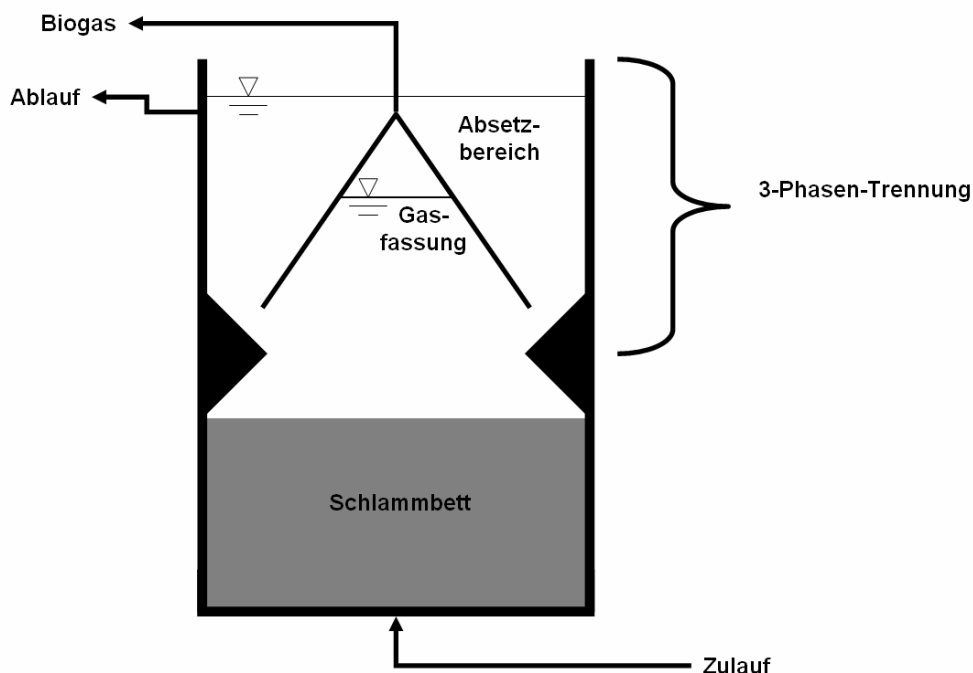


Abbildung 2: Aufbau eines UASB-Reaktors

In der Industrieabwasserbehandlung ist dieser Reaktortyp vorzugsweise mit Biomasse in Form von Pellets bzw. Granulars im Einsatz. Unter den richtigen Randbedingungen (Temperatur, Feststoff-Konzentration im Zulauf) können sich auch bei der Kommunalabwasserbehandlung Granulars bilden. Liegt die Biomasse als Granular vor, wird der Reaktor mit einem möglichst gleichmäßigen hydraulischen Regime und Aufstromgeschwindigkeiten von  $> 0,5$  m/h gefahren, um die zur Granulierung fähigen Organismen gezielt zu fördern.

Bildet die Biomasse keine Granulars sondern Flocken aus, so werden die Reaktoren mit einer geringeren Aufstromgeschwindigkeit betrieben. Auf diese Weise kann die Biomasse trotz geringerer Sinkgeschwindigkeit zurückgehalten werden. Die Aufstromgeschwindigkeit und die Ausbildung der Drei-Phasen-Trennung sind beim Einsatz von Flockenschlamm bzw. suspendierter Biomasse aufgrund des drohenden Schlammabtriebs ausschlaggebende Parameter für die Eliminationsleistung der Anlage.

Neben der Aufstromgeschwindigkeit ist die Verteilung des Abwassers im Schlammbett ein wichtiger Parameter für den optimalen Kontakt zwischen Biomasse und Substrat. Die Anzahl der Einlassöffnungen sollte in Abhängigkeit von der Struktur der Biomasse gewählt werden. Richtwerte für die Einlassöffnungen wurden von Lettinga (1995) angegeben, diese sind in Tabelle 3 zusammengefasst.

Die Reaktorhöhe eines UASB-Reaktors richtet sich nach dem Verhältnis der flächenbezogenen Gasbildung und der Leistung der Gasfassung. Übliche Reaktorhöhen im Industriebereich sind 4,5–7 m [Meyer, 2004]. Sperling und Chernicharo (2005) geben für Reaktoren mit Flockenschlamm eine ideale Reaktorhöhe von 4-5 m an. Dabei entfallen auf den Dreiphasenabscheider 1,5-2 m und auf den Bereich des Schlammbedts 2,5-3,5 m. Weitere Richtwerte zur Reaktordimensionierung finden sich in Tabelle 4.

Tabelle 3: Verteilung der Einlassöffnungen in Abhängigkeit von der Biomassenstruktur und Raumbelastung nach Lettinga (1995)

Biomassenstruktur	Raumbelastung [kg CSB/(m <sup>3</sup> ·d)]	Fläche pro Einlassöffnung [m <sup>2</sup> ]
Flockenschlamm (20 – 40 g/L TR)	< 1,0 – 2,0	1,0 – 2,0
	> 3,0	2,0 – 5,0
	< 2,0	0,5 – 1,0
Flockenschlamm (> 40 g/L TR)	< 1,0	0,5 – 1,0
	1,0 – 2,0	1,0 – 2,0
	> 2,0	2,0 – 3,0
Granulars	2,0 – 4,0	0,5 – 2,0
	> 4,0	> 2,0

Das entscheidende Merkmal eines UASB-Reaktors ist der Dreiphasenabscheider. Hier bestehen verschiedene Ausführungsmöglichkeiten. Im Rahmen des Vorhabens wurden unterschiedliche Typen eingesetzt und untersucht. Als Material wurden Polypropylen-Stegplatten eingesetzt. Die Ausführung dieser Abscheiders erfolgte entsprechend des Patents von Dr. Verink (UCY Concepts) (Patent-Nr. EP 1 296 896 B1).

Tabelle 4: Design-Parameter für UASB-Reaktoren zur Kommunalabwasserbehandlung nach Sperling und Chernicharo (2005)

<b>Zulaufverteilung</b>	
Durchmesser der Zulaufrohre [mm]	75 - 100
Durchmesser an der Austrittsöffnung [mm]	40 - 50
Bodenfreiheit der Austrittsöffnung [m]	0,1 – 0,15
<b>Gasfassung</b>	
Minimale Gasbildung [ $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ]	1,0
Maximale Gasbildung [ $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ]	3,0 – 5,0
<b>Phasentrennung</b>	
Überlappung der Gasfallen [m]	0,1 – 0,15
	Bischofsberger et al., 2005: 0,2
Minimale Neigung der Gasfallen	45°
Optimale Neigung der Gasfallen	50° - 60°
Höhe des Abscheiders [m]	1,5 – 2,0
<b>Reaktorablauf</b>	
Tiefe der getauchten Wand [m]	0,2 – 0,3
Anzahl der Ablaufrinnen [ $1/\text{m}^2$ ]	1 - 2

### 4.3.2 Vor- und Nachbehandlungsschritte

Da anaerobe Verfahren maximal eine CSB-Elimination von 70 % erreichen, empfiehlt sich die Einbindung dieses Schrittes in ein Gesamtkonzept. In Sperling und Chernicharo (2005) findet sich eine umfangreiche Sammlung von Verfahrenskombinationen.

Während der anaeroben Reinigungsprozesse des kommunalen Abwassers gehen nicht unerhebliche Mengen Biogas ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ ) in Lösung und werden mit dem Ablauf aus dem System geführt. Fließt das Wasser in den Vorfluter oder wird als Bewässerungswasser genutzt, gelangt das Gas in die Atmosphäre. Da Methan ein erhebliches Treibhausgaspotential besitzt, ist ein wesentlicher Nachbehandlungsschritt die Reduzierung der gelösten Methankonzentrationen im Ablauf des Reaktors. Möglichkeiten hierzu wurden im Rahmen des Vorhabens verglichen und diskutiert und werden unter 6.4.2 zusammengestellt und bewertet.

## 5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Mit diesem Vorhaben ist Passavant-Roediger GmbH Teil des Forschungsverbunds „Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und –entsorgung“ (Teil II: Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, Kernprojekt B: Hygienisierung und Wasserwiederverwendung). Im Rahmen des Verbundes erfolgten die Zusammenarbeit und der Informationsaustausch mit den beteiligten Instituten und Firmen.

Wie bereit in Abschnitt 2 erläutert, wurde insbesondere mit dem Projektpartner, dem Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover, eng zusammengearbeitet. Das ISAH übernahm die wissenschaftliche Begleitung dieses Teilvorhabens und ermittelte im Rahmen des eigenen Vorhabens die notwendigen Grundlagen.

Darüber hinaus erfolgte eine Zusammenarbeit mit Mitarbeitern der Kläranlage Zenein sowie der Universität Kairo (Department of Public Works; Research Group: Environmental and Sanitary Engineering), die die Anlagenbetreuung in Kairo übernahmen.

## 6 Ergebnisse

### 6.1 Entwicklung der halbtechnischen Versuchsanlage

In diesem Verbundprojekt war es Aufgabe von Passavant-Roediger GmbH, eine modulare anaerobe Abwasserreinigungsanlage zum Export in tropische/subtropische Regionen zu entwickeln und eine halbtechnische Versuchsanlage zu bauen. Die Versuchsanlage sollte parallel zu den Versuchen des ISAH in Ägypten unter realen Einsatzbedingungen betrieben werden. Diese Versuchsanlage wurde im ersten Teil des Vorhabenszeitraums in Deutschland von der Fa. Passavant-Roediger GmbH gemeinsam mit der Fa. UCY-Concepts entwickelt und aufgebaut.

#### 6.1.1 Reaktoraufbau

Die gesamte Versuchsanlage befindet sich in einem ISO-Container (Länge = 40 ft). Abbildung 3 zeigt ein Bild der Anlage auf dem Gelände der Kläranlage Herrenhausen. In Abbildung 4 und Abbildung 5 sind die vermasste Seitenansicht sowie der Schnitt durch den Reaktor dargestellt. Im kleineren vorderen Teil des Containers sind die Pumpen und die benötigte Steuerungstechnik untergebracht. Der Großteil des Containers (knapp 50 m<sup>3</sup>) wird als Reaktor genutzt.



Abbildung 3: UASB-Containerversuchsanlage auf dem Gelände der Kläranlage Herrenhausen



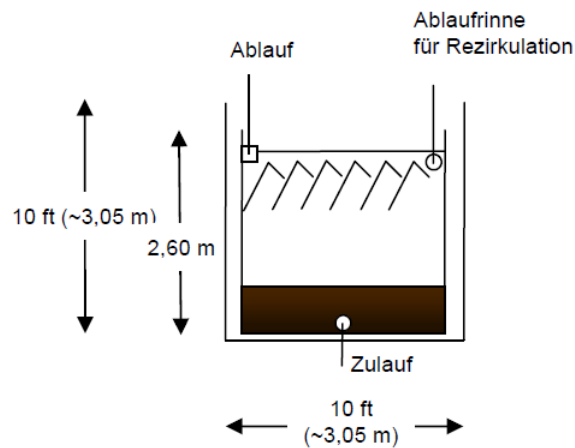


Abbildung 4: Schnitt durch den Reaktorteil der UASB-Containerversuchsanlage

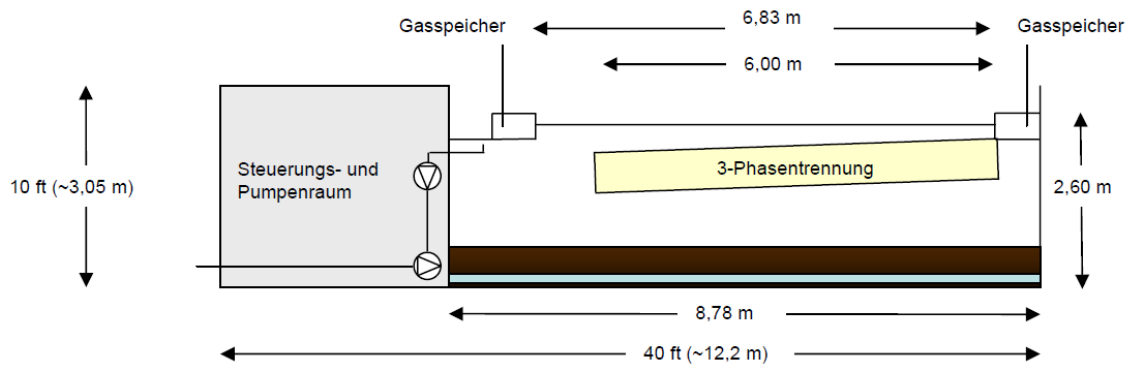


Abbildung 5: Seitenansicht der UASB-Containerversuchsanlage

Der Zulauf zur Anlage wurde für die Versuche mittels einer Tauchpumpe aus einer Ringleitung vom Ablauf der Vorklärung entnommen. Im Pumpenraum sind zwei Pumpen eingebaut, die als Zulauf- und Rezirkulationspumpen betrieben werden können (Abbildung 7, links). Bei beiden Pumpen handelt es sich um Netzsch-Mohnopumpen, die in Abhängigkeit von der Drehzahl 3,6 bis 12,5 m<sup>3</sup>/h fördern können.

Die Beschickung des Reaktors erfolgt mittig am Boden über die gesamte Reaktorlänge. Die Beschickungsleitung ist zu diesem Zweck über die gesamte Länge mit Düsen (Durchmesser: 20 mm) in einem Abstand von 0,5 m ausgestattet (1 Düse/m<sup>2</sup>). Der Abzug des Rezirkulationsstroms erfolgt über ein getauchtes Rohr an der Wasseroberfläche; dieses wird ebenfalls in der Mitte des Containers wieder in den Reaktor gespeist.

Der Ablauf des Containers fließt über eine Überlaufrinne aus dem Reaktor. Die Überlaufrinne ist mit Löchern ausgestattet. Diese Löcher sind gleichmäßig über die gesamte Ablaufstrecke verteilt und haben abhängig von der angebrachten Höhe verschiedene Durchmesser (20 mm (oben), 10 mm und 6 mm (unten)), so dass auch bei

geringen Wassermengen ein gleichmäßiger Abfluss gewährleistet wird. Der Ablauf wurde im Rahmen der Untersuchungen der jeweiligen Kläranlage wieder zugeführt.

Der Dreiphasenabscheider besteht aus Polypropylen-Stegplatten verschiedener Stärken, die mit Kunststoffschrauben verbunden werden. Im Rahmen des Vorhabens wurden unterschiedliche Dreiphasenabscheider-Typen eingesetzt, die sich in der Anordnung der Folien im Material und in ihrer Flexibilität unterschieden. (Abbildung 6). Bei der flexiblen Abscheidekonstruktion lässt je nach Anforderung die Neigung der Abscheideplatten entsprechend verändern (Harmonium-Bauweise).

Die Längsneigung des Abscheiders beträgt ca. 3 %. Außerdem wurde ein flexibles System getestet, bei dem sich die Neigung der Abscheideplatten aufgrund einer beweglichen Anordnung des Systems in Form von Scheren einstellen ließ. Diese Nutzung von Folien (auch Folienplatten) für die Dreiphasentrennung ist von UCY Concepts patentiert (Patent-Nr. 1296896).

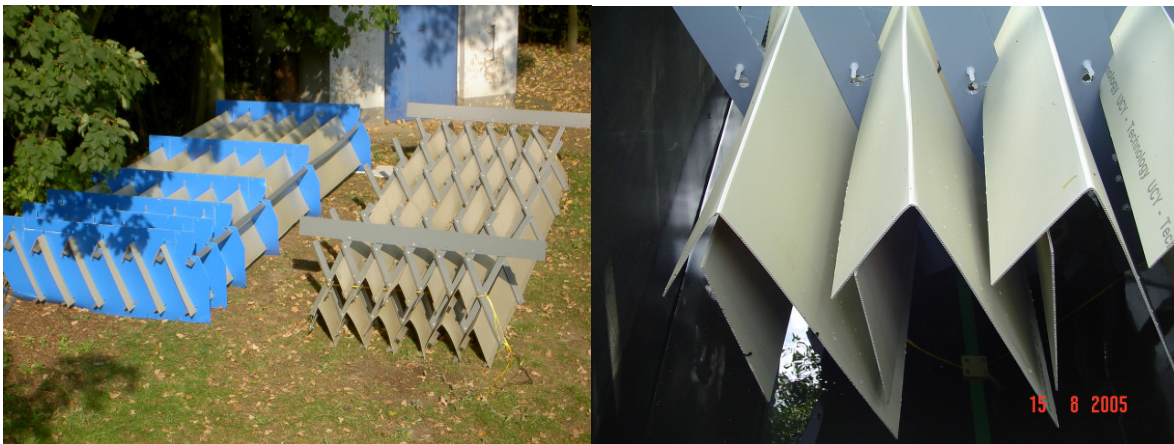


Abbildung 6: Getestete Ausführungen des Dreiphasenabscheiders

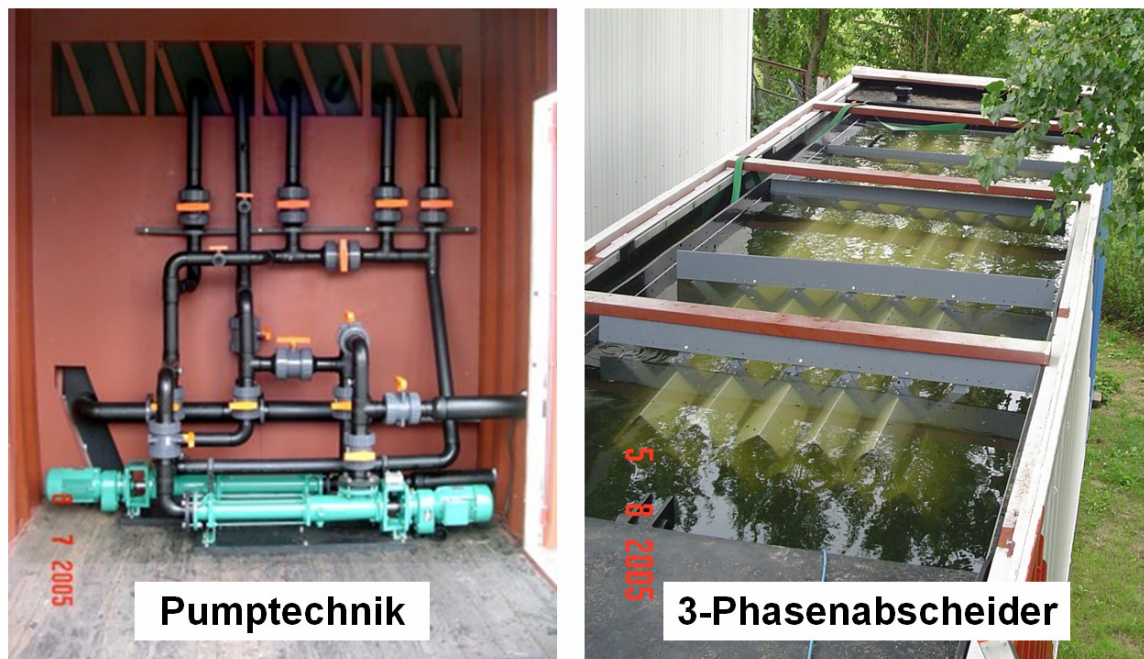


Abbildung 7: Technikraum und 3-Phasenabscheider in der Versuchsanlage

Am Boden des Reaktors befindet sich zudem ein Schlitten, der mit Hilfe eines Motors bewegt werden kann. Mit Hilfe dieses Schlittens ist eine variable Zulaufbeschickung des Reaktors möglich. Zudem können hiermit Messsonden optional ein Datenprofil über die gesamte Reaktorlänge aufzeichnen. Weiterhin kann mit diesem Schlitten sedimentierter Schlamm aufgewirbelt und somit der Kontakt zwischen Biomasse und Abwasser verbessert werden.

## 6.1.2 Messprogramm

### 6.1.2.1 Untersuchungen auf der Kläranlage Herrenhausen, Hannover

Der Durchfluss und die Wasserstände sowie die Temperatur, das Redoxpotential und der pH-Wert wurden im Rahmen der Versuche in Hannover kontinuierlich über den Steuerrechner aufgezeichnet.

Zur Ermittlung des CSB wurden täglich Stichproben aus dem Zu- und Ablauf des Containers genommen und mit Hilfe von Küvetten-Tests der Fa. Hach-Lange analysiert. Von beiden Probenahmestellen wurden sowohl der homogenisierte als auch der filtrierte CSB bestimmt; die Filtration erfolgte mit Hilfe von Cellulose-Nitrat-Filtern der Porengröße  $0,45 \mu\text{m}$ . Die Konzentration von organischen Säuren im Zu- und Ablauf wurde während des Untersuchungszeitraumes zweifach unter Verwendung eines Gaschromatographen analysiert.

Der Gehalt an Trockensubstanz wurde stichprobenartig in unregelmäßigen Abständen bestimmt. Die Probe wurde mit Hilfe eines Rohres über die ganze Containerhöhe genommen.

Die produzierte Gasmenge wurde mit Hilfe eines Gasmengenzählers (Trommelgaszähler der Fa. Ritter) kontinuierlich gemessen und mindestens täglich abgelesen. Die Zusammensetzung des Gases wurde mit Hilfe eines Gaschromatographen bestimmt.

Um Aussagen über die Keimelimination des Reaktors machen zu können, wurde außerdem die Gesamtzahl an Bakterien mit Hilfe von so genannten Paddle-Testern (Firma Hach) abgeschätzt. Dabei handelt es sich um eine semi-quantitative Methode, mit der die Veränderung an verschiedenen Stellen oder zu verschiedenen Zeiten bestimmt werden kann.

### 6.1.2.2 Untersuchungen auf der Kläranlage Zenein, Kairo

Da der Schwerpunkt der Untersuchungen in Ägypten in erster Linie auf dem Anlagenbetrieb vor Ort lag und Umsatzleistungen mit den halbtechnischen Anlagen im Rahmen der Untersuchungen des Projektpartners ermittelt wurden (Hinken et al., 2009 Abschlussbericht des Vorhabens 02WA0546), wurde das Untersuchungsprogramm auf der Kläranlagen Zenein auf die wesentlichen Untersuchungen reduziert und an die Laborvoraussetzungen vor Ort angepasst. Vom ISAH wurde für die Untersuchungen in Kairo ein Versuchs- und Probenplan ausgearbeitet, der vor Ort abgestimmt und diskutiert wurde (Anhang 1).

Im Wesentlichen wurden die folgenden Daten erfasst:

- Der Durchfluss  $Q$ , die produzierte Gasmenge  $Q_{\text{gas}}$ , der pH-Wert im Zulauf und Ablauf des Reaktors sowie die Temperatur wurden erfasst.
- Die CSB-Konzentration wurde etwa 1 Mal/Woche in Stichproben aus dem Zulauf sowie aus dem Ablauf des Reaktors untersucht, dabei wurde sowohl der filtrierte als auch der homogenisierte CSB analysiert. Zur Überprüfung der Messergebnisse wurde etwa monatlich die  $\text{BSB}_5$ -Konzentration für den Zulauf und den Ablauf bestimmt.
- Etwa 2 Mal/Monat wurde die Biomasse im Reaktor auf die Parameter TS (Trockensubstanz) und oTS (organische Trockensubstanz) untersucht.
- Um die Nährstoffkonzentration des Abwassers zu bestimmen, wurden darüber hinaus etwa 1 Mal/Monat die  $\text{NH}_4\text{-N}$  und die  $\text{P}_{\text{ges}}$ -Konzentration im Zulauf und im Ablauf des Reaktors analysiert.

## 6.2 Ergebnisse der Untersuchungen auf der Kläranlage Herrenhausen, Hannover

Die ersten Versuche mit der halbtechnischen Versuchsanlage fanden während der Monate August bis Oktober 2005 auf dem Klärwerk Hannover-Herrenhausen statt. Im Rahmen der Untersuchungen wurde zunächst die komplette Versuchsanlage auf Funktionsfähigkeit und Dichtigkeit überprüft sowie insbesondere der Abscheider getestet. Hierzu wurde der Dreiphasenabscheider in den oberen Teil des UASB-Reaktors gesetzt und an wenigen Stellen fixiert, damit ein schneller Austausch der Module möglich ist.

Darüber hinaus wurden zusätzlich zu den im Antrag geplanten Tests erste Untersuchungen zur Leistungsfähigkeit der anaeroben Kommunalabwasserreinigung bei niedrigen Temperaturen durchgeführt. Die Anlage wurde für diese Untersuchungen vor Ort zu je einer Hälfte mit Faulschlamm aus dem Faulbehälter und Brauchwasser der Kläranlage gefüllt. Diese Versuchsphase hatte eine Dauer von etwa 55 Tagen.

### 6.2.1 Kläranlage Herrenhausen

Die Untersuchungen wurden mit kommunalem Abwasser auf der Kläranlage Hannover-Herrenhausen (~450.000 EW) durchgeführt. Das Abwasser wurde aus dem Ablauf der Vorklärung entnommen. Die Abwasser-Charakteristik für den Zulauf der Kläranlage und den Ablauf der Vorklärung sind in Tabelle 5 für den Untersuchungszeitraum 2005 zusammengestellt.

Tabelle 5: Abwasserzusammensetzung der Kläranlage Hannover-Herrenhausen (zusammengestellt aus Daten der Eigenüberwachung der Stadtentwässerung, 2005)

	Q	CSB	NH <sub>4</sub> -N	Org. N	P <sub>ges</sub>
Konzentration		[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]
Zulauf KA		1084	44	29	14
Ablauf VK		573	40	22	10
Frachten bzw.	[m <sup>3</sup> /d]	[kg/d]	[kg/d]	[kg/d]	[kg/d]
Zulauf KA	~ 58.000	~63.000	~2500	~1700	~800
Ablauf VK	~ 58.000	~33.000	~2300	~1300	~570

Phosphor und Stickstoff liegen - wie bei kommunalem Abwasser üblich - in ausreichenden Konzentrationen vor, so dass eine Zudosierung von Nährstoffen nicht erforderlich ist. Die Feststoffgehalt im Rohabwasser liegt durchschnittlich bei 590 mg/l und im Ablauf der Vorklärung 295 mg/l [Abdel-Halim, 2005]. Feststoffgehalte in dieser Größenordnung beeinflussen die Leistungsfähigkeit eines Reaktors in der Regel nicht.

### 6.2.2 Leistungsfähigkeit der technische Ausrüstung

#### 6.2.2.1 Dreiphasenabscheider

Die Aufgabe des Dreiphasenabscheiders ist es, das Gemisch aus Wasser, Biogas und Schlamm voneinander zu trennen. Mit Hilfe dieses Abscheiders soll der Schlamm wieder zurück in den unteren Teil des Reaktorraums geführt werden, das gereinigte Wasser diesen im oberen Bereich (an den Längsseiten) verlassen und das im Rahmen der anaeroben Umsetzungsprozesse gebildete Biogas (an den Querseiten) gesammelt und ebenfalls im oberen Teil des Reaktors aus dem System geführt werden.

Der Dreiphasenabscheider wurde vor Ort aus Kunststoffstegplatten zusammengebaut und konnte aufgrund seines geringen Gewichtes mit vier Personen von Hand in den Container

gesetzt werden (Abbildung 8). Da es sich bei dieser Konstruktion um ein schwimmendes System handelt, war lediglich die Fixierung an einigen Stellen erforderlich, um ein einwandfreies Ableiten des Gases zu garantieren.



Abbildung 8: Einsetzen des Dreiphasenabscheiders

### **Gasabscheidung**

Zunächst wurden im Rahmen des Vorhabens die unterschiedliche Dreiphasentrennungen bezüglich ihrer Fähigkeit untersucht, das Gas abzuscheiden, aufzufangen und abzuleiten. Zu diesem Zweck wurden in der Mitte des mit Brauchwasser gefüllten Beckens zwei Rohrbelüfter installiert, die mit Druckluft beaufschlagt wurden. Das hierzu verwendete Gebläse hat eine Leistung von  $3 \text{ m}^3/\text{h}$ , was für die erforderliche Untersuchung mehr als ausreichend ist. Da die Belüftung nicht gleichmäßig über die gesamte Fläche der Dreiphasenabscheidung erfolgt, sondern nur maximal  $1 \text{ m}^2$  beanspruchte, lag die Gasflächenbeschickung bei  $3 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$  bzw.  $72 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ , was theoretisch einer CSB-Raumbelastung von  $\sim 40 \text{ kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$  entspricht. In der kommunalen anaeroben Abwasserreinigung werden diese Raumbelastungen nicht erreicht. Da bei der Belüftung die Luft ohne Probleme aufgefangen und abgeleitet wurde und keine Probleme bezüglich Gasaustritten an ungewollten Stellen auftraten, ist die Abscheidefähigkeit hinsichtlich des Gases für den Einsatz in der Anlage geeignet und damit der Einsatz des Dreiphasenabscheiders ohne Einschränkung möglich. Auch im industriellen Bereich wäre der Einsatz dieser Art der Dreiphasenabscheidung möglich.

Wichtig beim Einsatz dieses Abscheiders ist, dass der Dreiphasenabscheider unter Neigung eingebaut wird, damit eine Abführung des Gases garantiert werden kann. Die verwendete Neigung von 20 cm auf 6 m hat sich als ausreichend herausgestellt. Gegen Ende des Untersuchungszeitraumes verrutschte der Gasabscheider im Container, so dass die zur Abführung des Gases erforderliche Neigung nicht mehr gegeben war und sich das Gas unter dem Abscheider ansammelte. Diese Erfahrungen zeigten, dass eine feste Fixierung des Abscheiders im Container notwendig und eine stärkere Querverstrebung empfehlenswert ist, da durch Gasakkumulation an bestimmten Stellen letztendlich ungewollte Gasaustritte auftreten können (siehe Abbildung 9). Als Stärke der Gasabscheidung bzw. des Materials ließ sich feststellen, dass der Dreiphasenabscheider

dem durch die Akkumulation entstehenden Druck standgehalten hat. Es wurden mehr als 100 l Gas unter dem Abscheider gehalten, was einem Vielfachen der üblichen Belastungen entspricht.



Abbildung 9: Durch Gasakkumulation gebeulter Dreiphasenabscheider

### Schlammabtrennung

Während der Untersuchungen wurde die Anlage mit Zulaufmengen von 1,15 m<sup>3</sup>/h und 2,3 m<sup>3</sup>/h belastet. Der TS-Gehalt im Reaktor lag im Mittel bei 10 g/l. Die Abbildung 10 zeigt die CSB<sub>part</sub>-Konzentration für den Zulauf und Ablauf. Es wird deutlich, dass ein ausreichender Biomassenrückhalt gewährleistet werden kann und weitere Belastungssteigerungen hinsichtlich der Schlammabtrennung möglich sind. Lediglich gegen Ende der Untersuchungen stieg die CSB<sub>part</sub>-Konzentration im Ablauf an. Ein Grund dafür kann das beschriebene Verrutschen des Dreiphasenabscheiders sein.

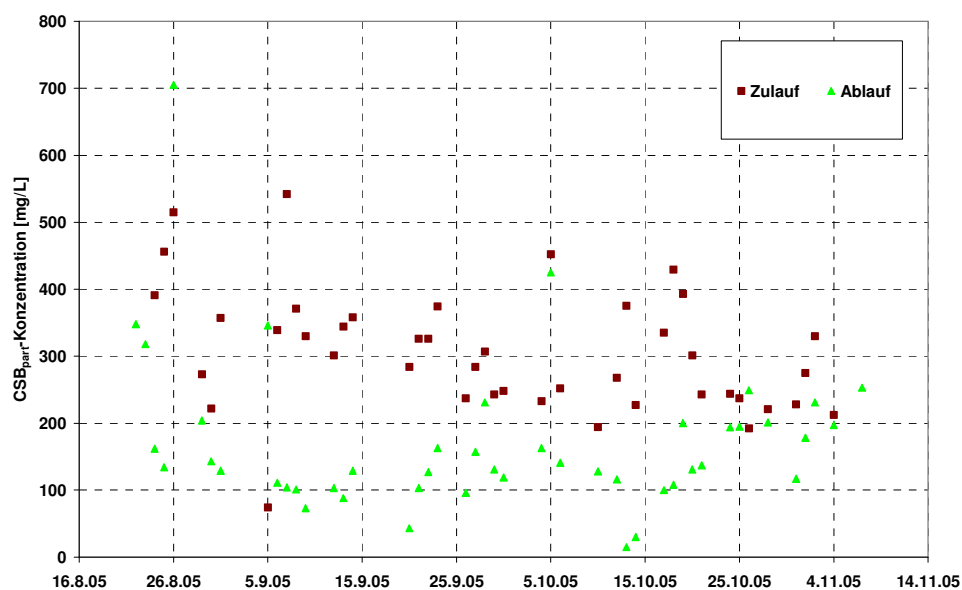


Abbildung 10: CSB<sub>part</sub>-Konzentration im Zu- und Ablauf des Reaktors [mg/l]

### 6.2.2.2 Ablaufrinne

Aufgrund von Laub und Feststoffen im Abwasser setzten sich die Löcher der Ablaufrinne immer wieder zu. Dadurch stieg der Wasserspiegel im Container an und das Gas wurde verdrängt, was zu vermeintlich höheren Gasproduktionen führte. Wurden die Löcher gereinigt, konnte das Abwasser frei ablaufen und der Wasserspiegel sank. Mit Hilfe eines Tauchschildes in Form einer weiteren Kunststoffolie (Abbildung 11) konnte dieses Problem jedoch einfach und rasch behoben werden.



Abbildung 11: Tauchschild vor dem Ablauf des UASB-Reaktors

### 6.2.2.3 Zulaufverteilung

Neben der beschriebenen Zulaufverteilung über eine mittig am Boden angebrachte Beschickungsleitung wurde im Rahmen der Untersuchungen zudem eine flexible Zulaufverteilung über den am Reaktorboden installierten Schlitten erprobt. Eine genaue Beschreibung der patentierten Konstruktion findet sich in EP 2 029 252 A1 „Vorrichtung zur Abwasserbehandlung sowie eine mit einer solchen Vorrichtung ausgestattete Anlage“. Bei einer Beschickung über diesen Schlitten kann eine bessere Durchmischung von Substrat und Biomasse gewährleistet und damit höhere Umsatzleistungen und Gaserträge erreicht werden. Eine bewegliche Zulaufverteilung ist jedoch verschleißanfälliger. Es ist daher in Abhängigkeit von den Randbedingungen vor Ort zu prüfen, inwieweit die bessere Durchmischung durch den höheren Wartungsaufwand gerechtfertigt werden kann.



## 6.2.3 Leistungsfähigkeit der Biomasse

### 6.2.3.1 Randbedingungen

#### Temperatur

Durch die Ausnutzung der Umgebungstemperaturen im Sommer sollte die Reaktortemperatur ohne zusätzliche Wärmequelle auf ein möglichst hohes Niveau gebracht werden. In der Praxis wurden Temperaturen zwischen 15 °C und 18 °C erreicht, wobei die Temperatur zum Ende mit dem Einsetzen der kalten Jahreszeit abnahm.

Die Temperatur im Reaktor wurde an zwei Stellen gemessen – an der Wasseroberfläche und in der Nähe des Reaktorbodens. Der Verlauf dieser Temperaturen über die Betriebszeit des Reaktors ist in Abbildung 12 dargestellt. Über den gesamten Versuchszeitraum waren die Temperaturen für den anaeroben Abbau sehr niedrig und lagen unter 20 °C. Die Temperaturen nahe der Wasseroberfläche lagen meist höher als die am Boden des Containers, da der obere Teil des Containers von den Außentemperaturen und der Sonneneinstrahlung stärker beeinflusst wird.

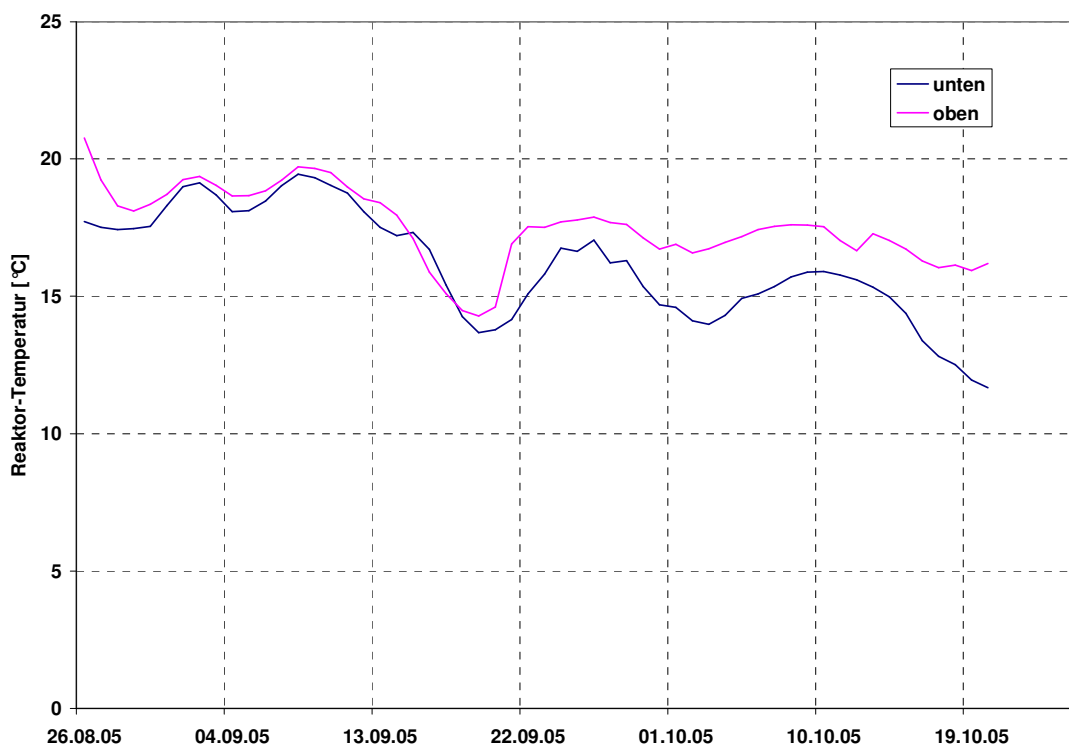


Abbildung 12: Temperaturverlauf im UASB-Reaktor

#### pH-Wert und Redoxpotential

Der Verlauf des pH-Wertes und des Redoxpotentials ist in Abbildung 13 dargestellt. Der pH-Wert in der Anlage lag während des gesamten Untersuchungszeitraumes im neutralen Bereich zwischen 7,0 und 7,3 und entsprach damit den Anforderungen der anaeroben Prozesse.

Das Redoxpotential, das ein Maß für die Bereitschaft zur Oxidation bzw. Reduktion eines Stoffes ist, lag zwischen -450 mV und -480 mV. Veränderungen beim Redoxpotential konnten bei der Bewegung des Schlittens auf dem Reaktorboden festgestellt werden. Das Redoxpotential sinkt ab, da die Mikroorganismen besser mit bereits gebildetem Substrat versorgt werden und es kurzzeitig zu vermehrten Reduktionsprozessen kommt. Es konnte außerdem beobachtet werden, dass das Redoxpotential bei geringeren Rezirkulationsmengen höher ist als bei höheren Rezirkulationsmengen.

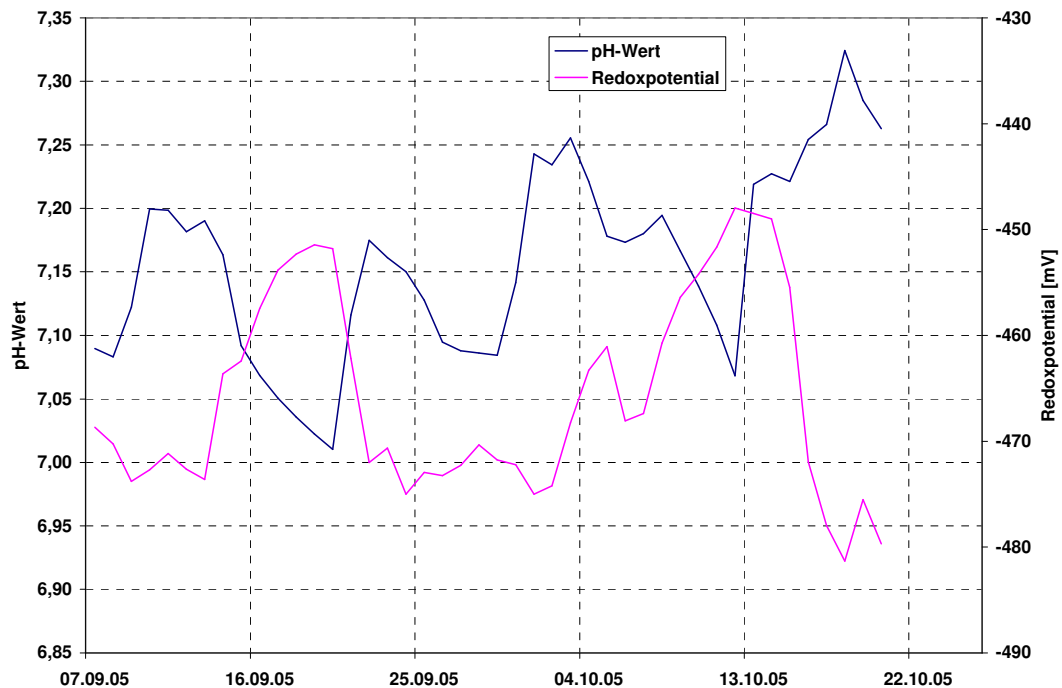


Abbildung 13: pH-Wert und Redoxpotential in der Anlage während des Untersuchungszeitraumes in Deutschland

### 6.2.3.2 Leistungsfähigkeit der Biomasse

#### Belastung

Die Zulaufpumpe förderte während der Versuchsphase zwischen 1,15 m<sup>3</sup>/h und 2,3 m<sup>3</sup>/h. Bei einem Beckenvolumen von 48,8 m<sup>3</sup> entspricht dies einer Aufenthaltszeit von 42,4 h bzw. 21,2 h. Für Fördermengen unter 2,3 m<sup>3</sup>/h wurde im Intervall viertelstündig gefördert. Die Rezirkulationspumpe förderte zwischen 4,8 m<sup>3</sup>/d und 9,6 m<sup>3</sup>/h. Die Ausstrom-Geschwindigkeit im Reaktor, der eine Grundfläche von knapp 20 m<sup>2</sup> besitzt, liegt daher zwischen 0,3 m/h und 0,6 m/h.

Der TS-Gehalt im Reaktor beträgt während des Untersuchungszeitraums relativ konstant bei 10 g/l mit einem organischen Anteil von 65 %. Die Schlammbelastungen errechnen sich zu 0,035-0,11 kg CSB/(kg oTS·d).

Die Raumbelastung liegt je nach Zulaufvolumen zwischen 0,23 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) und 0,74 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d). Diese Werte liegen unterhalb der in der Praxis üblichen

Raumbelastungen von 0,8-1,5 kg BSB<sub>5</sub>/(m<sup>3</sup> d) [Bischofsberger et al., 2005], die für höhere Abwassertemperaturen (> 20 °C) angegeben werden.

### CSB-Abbau

Die CSB-Konzentration im Zulauf und im Ablauf des Reaktors während der Versuchsphase in Deutschland sind in Abbildung 14 dargestellt. Die durchschnittlichen CSB-Konzentrationen über den Versuchszeitraum sowie die Eliminationsraten zeigt Tabelle 6.

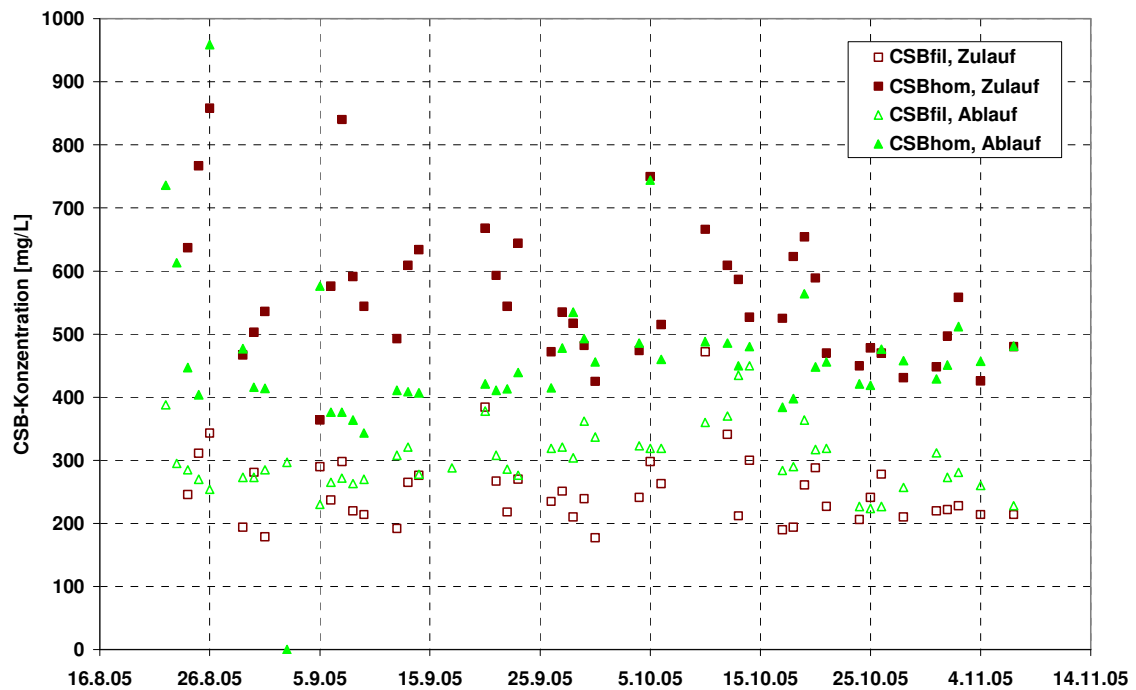


Abbildung 14: CSB-Konzentrationen im Zu- und Ablauf des Reaktors während der Untersuchungen in Deutschland

Tabelle 6: Zu- und Ablaufkonzentrationen (Mittelwerte) sowie Abbaugrade des UASB-Reaktors (26.8.-7.11.2005)

		$CSB_{\text{hom}}$	$CSB_{\text{fil}}$	$CSB_{\text{part}}$
August	Zulauf [mg/l]	591	248	343
	Ablauf [mg/l]	563	271	292
	<b>Abbaugrad [%]</b>	<b>4,7</b>	<b>-9,6</b>	<b>14,9</b>
September	Zulauf [mg/l]	561	250	311
	Ablauf [mg/l]	431	299	132
	<b>Abbaugrad [%]</b>	<b>23,2</b>	<b>-19,8</b>	<b>57,7</b>
Oktober	Zulauf [mg/l]	545	267	278
	Ablauf [mg/l]	471	312	159
	<b>Abbaugrad [%]</b>	<b>13,6</b>	<b>-17,0</b>	<b>43,0</b>
November	Zulauf [mg/l]	490	219	271
	Ablauf [mg/l]	475	260	215
	<b>Abbaugrad [%]</b>	<b>3,1</b>	<b>-18,7</b>	<b>20,7</b>
Gesamt	Zulauf [mg/l]	551	254	297
	Ablauf [mg/l]	464	298	166
	<b>Abbaugrad [%]</b>	<b>15,8</b>	<b>-17,6</b>	<b>44,2</b>

Die Konzentrationen des  $CSB_{\text{hom}}$  und des  $CSB_{\text{part}}$  liegen im Ablauf niedriger als im Zulauf, was zeigt, dass ein ausreichender Feststoffrückhalt gewährleistet wird und ein gewisser anaerober Umsatz stattfindet. Insgesamt sind die Eliminationsraten sehr gering, was auf die geringen Umsatzraten bei Temperaturen  $< 20\text{ °C}$  zurückzuführen ist. In den Laborversuchen vom ISAH wurde gezeigt, dass bei Temperaturen zwischen  $15$  und  $20\text{ °C}$  maximal  $30\%$  des CSB umgesetzt werden kann (siehe Urban, 2009, Hinken et al., 2009). Für den filtrierte CSB liegen die Konzentrationen im Ablauf der halbtechnischen Containerversuchsanlage über den CSB-Zulauf-Konzentrationen. Dies ist darauf zurückzuführen, dass bei der Hydrolyse der Anteil des gelösten CSB erhöht wird. Im Rahmen der anaeroben Umsetzungsprozesse entstehen organische Säuren, die ggf. nicht vollständig zu Methan umgesetzt werden. Während der Versuchsphase wurden daher sowohl der Zulauf als auch der Ablauf auf organische Säuren (Essigsäure, Propionsäure, Isobuttersäure, Buttersäure, Isovaleriansäure, Valeriansäure, Capronsäure) untersucht (siehe Tabelle 7).

Tabelle 7: Organische Säuren im Zu- und Ablauf der Anlage

Datum Probe	30.08.2005		12.09.2005	
	Zulauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]	Zulauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]
Summe	35,6	97,2	29	112,6
Essigsäure	31,5	87	21,7	105,2
Propionsäure	1,8	1,8	4,3	2,2
Isobuttersäure	0	2,9	0,4	1,3
Buttersäure	1	0,2	1,4	1,1
Isovaleriansäure	1,1	4,7	0,6	2,8
Valeriansäure	0,2	0	0,5	0
Capronsäure	0	0,8	0	0
errechneter CSB der org. Säuren	40	110	40	130
Summe organischer Säuren als Essigsäureäquivalent	34	94	27	110

Die Essigsäure macht etwa 90 % der gesamten organischen Säuren aus. Insgesamt liegt die Konzentration der organischen Säuren im Ablauf (95-110 mg CSB/l) deutlich höher liegt als im Zulauf (25-35 mg CSB/l). Es wird deutlich, dass im Reaktor anaerobe Umsetzungsprozesse stattfinden und bis zur acetogenen Phase ablaufen; eine vollständige Umsetzung der Säuren zu Methan jedoch nicht erfolgt. Diese Säuren machen etwa ein Drittel der  $CSB_{fil}$ -Ablaufkonzentration aus.

### **Gasertrag und -zusammensetzung**

Die Gasproduktion während des Untersuchungszeitraumes ist in Abbildung 15 dargestellt. Sie nimmt im Laufe der Untersuchungen von knapp 60 l<sub>N</sub>/h auf 4 l<sub>N</sub>/h mit fallender Temperatur ab, was auf die geringere Aktivität und die erhöhte Gaslöslichkeit bei niedrigen Temperaturen zurückzuführen ist.

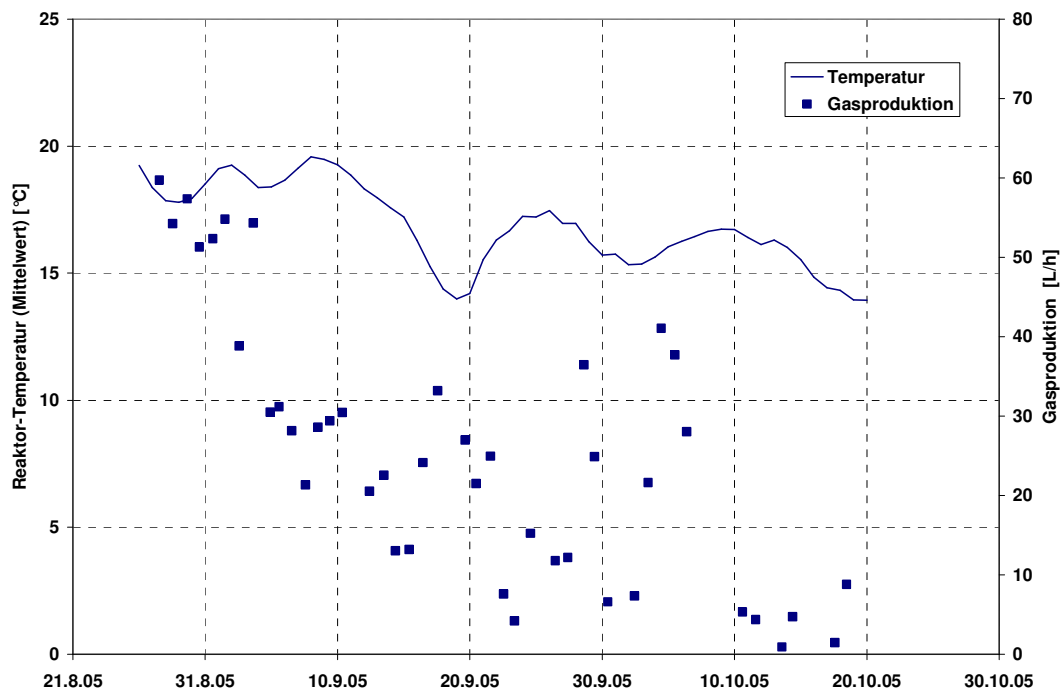


Abbildung 15: Mittlere Gasproduktion während des Untersuchungszeitraumes

Das gebildete Biogas setzt sich zu 92,3 Vol.-% und etwa zu 6,5 Vol.-% aus Kohlendioxid zusammen. Der im Verhältnis zu  $\text{CO}_2$  hohe  $\text{CH}_4$ -Anteil begründet sich mit der besseren Löslichkeit von  $\text{CO}_2$  bei diesen Temperaturen. Für die anaerobe kommunale Abwasserreinigung kann daher im gebildeten Biogas (gasförmig) mit Methangehalten von 80-95 Vol.-% gerechnet werden.

Neben die über die Gasmessung erfassten Gase verlassen wesentliche Gasmengen (insbesondere  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ) zudem in gelöster Form im Ablauf den Reaktor. Die Löslichkeit der Gase im Abwasser nimmt mit sinkender Temperatur zu. Eine analytische Erfassung des gelösten Methans über den CSB war in verschiedenen Vergleichsmessungen nicht möglich, da das Methan sofort ausgast. Dennoch können hohe Konzentrationen an Methan im Ablauf vorliegen und im Ablauf freigesetzt werden. Diese Methanmengen dürfen bei der Bewertung des Verfahrens nicht vernachlässigt werden, da Methan ein hohes Treibhauspotential besitzt. Auf diese Problematik wird daher in Abschnitt 6.4 eingegangen, verschiedene Nachbehandlungsverfahren werden in 6.4.2 vorgestellt und diskutiert.

Um die Zusammensetzung des Gases zu bestimmen, das im Reaktor bei den anaeroben Prozessen gebildet wurde, müssen zusätzlich die im Wasser gelösten Gasmengen betrachtet werden. Der berechnete Methananteil an der Gesamtgasmenge lag während des ganzen Zeitraumes zwischen 45 Vol. % und 60 Vol. %. Dieser Prozentsatz entspricht in etwa den Literaturwerten, die in Abhängigkeit der Abwasserinhaltsstoffe zwischen 50 % und 70 % liegen.

### Kenndaten

Die in Abbildung 16 aufgetragenen Verläufe der Temperatur und Methanbildung geben wieder, dass beim Einsatz mesophiler Schlämme vor allem die Reaktortemperatur die Methanbildung beeinflusst. Ein Einfluss der Aufenthaltszeit bzw. Schlammbelastung ist dahingegen aus der vorliegenden Datenlage nicht nachweisbar.

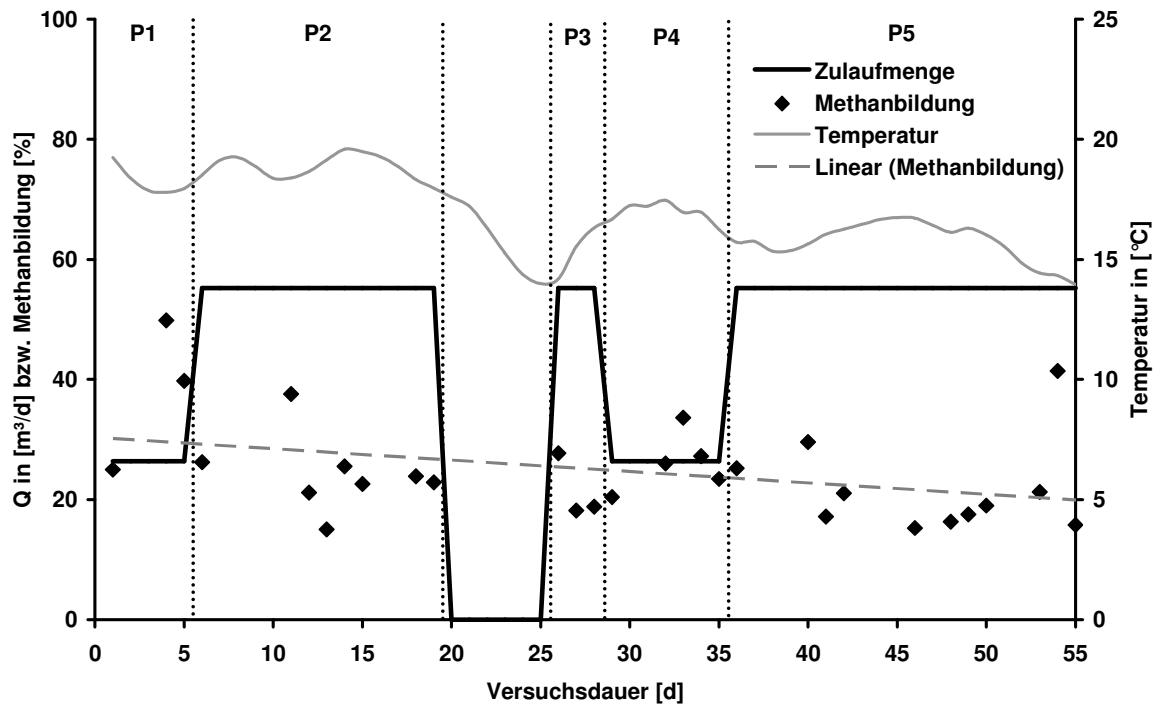


Abbildung 16: Methanbildung der halbtechnischen Containerversuchsanlage

Trotz der relativ hohen Aufenthaltszeiten des Abwassers im Reaktor fällt der Gasertrag aus dem eingetragenen CSB ( $\eta_{\text{CH}_4}$ ) im Vergleich zu den Technikumsanlage relativ gering aus (siehe Tabelle 8). Mit diesen parallel betriebenen Versuchsanlagen konnten Werte zwischen 90 und 180 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg CSB<sub>ZU</sub> erreicht werden (Urban, 2009; Hinken et al., 2009). Da die Gasfassung nicht die gesamte Grundfläche des Reaktors abdeckte, sondern nur etwa 90 %, entwich nicht nur das im Ablauf gelöste Methan in die Atmosphäre, sondern zusätzlich noch der Anteil der gebildeten Gasblasen, der nicht über die Gasfassung erfasst wurde. Rechnerisch ergibt dies einen Biogasverlust von ca. 10 % des erfassbaren Biogases zusätzlich zum gelösten Anteil des CH<sub>4</sub> im Ablauf des Reaktors. Bezogen auf den abgebauten CSB konnten im Mittel 150 l<sub>N</sub> Gas/kg CSB<sub>eli</sub> durch den Gaszähler erfasst werden.

Tabelle 8: Kenndaten der Betriebsphasen der halbtechnischen Versuchsanlage in Deutschland

	HRT	$v_{H_2O}$	T	$B_R$	$M_{oTR}$	SLR	$\eta_{CH_4}$
	[h]	[m/h]	[°C]	[kg CSB/ (m <sup>3</sup> ·d)]	[kg]	[kg CSB/ (kg oTR·d)]	[l/kg CSB <sub>zu</sub> ]
Phase 1	45	0,31	18,2	0,32	326	0,05	133,70
Phase 2	22	0,38	18,8	0,63	335	0,09	85,31
Phase 3	22	0,38	15,3	0,66	339	0,10	75,58
Phase 4	45	0,46	17,0	0,28	350	0,04	91,57
Phase 5	22	0,62	15,7	0,64	371	0,09	76,29

### Bilanzierung

Ebenso wie für die Laboranlagen des ISAH (Urban 2009, Hinken et al., 2009) wird für die halbtechnische Containerversuchsanlage eine CSB-Bilanz erstellt. In der Bilanz wurden nur die Tage erfasst, für die Messwerte der relevanten Teilströme Zulauf, Ablauf und Biogas vorlagen. Fehlende Werte zum Schlammbett wurden interpoliert. Somit ergeben sich aus 55 Betriebstagen insgesamt 30 Tage, über welche die Bilanz erstellt werden kann. Abbildung 17 zeigt die zugehörigen Summenlinien.

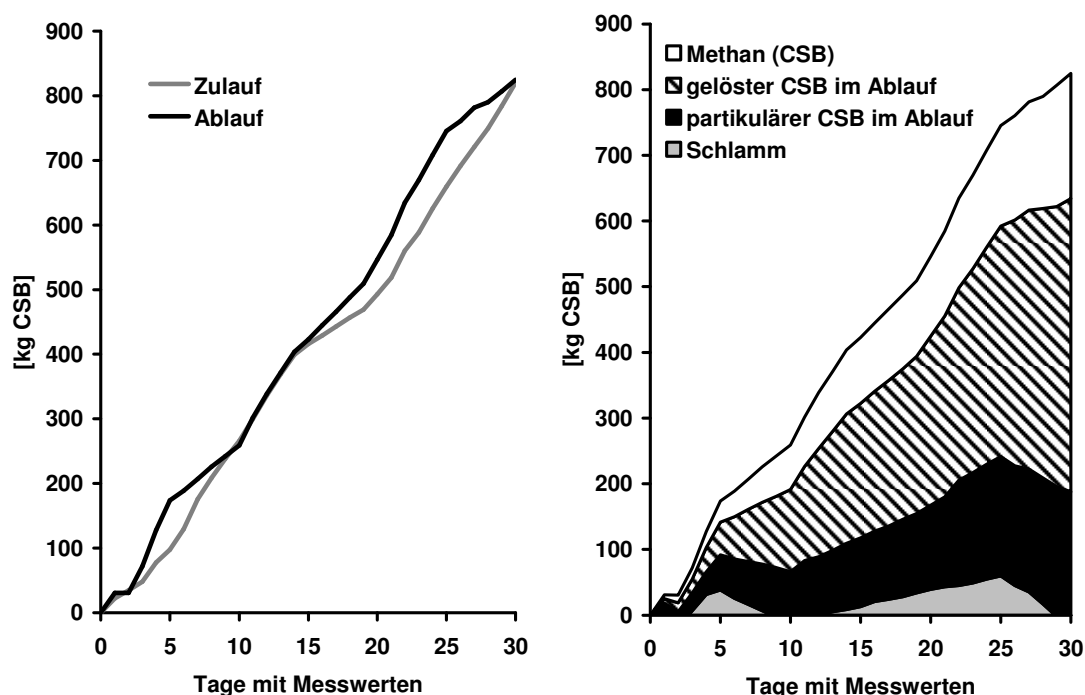


Abbildung 17: Summenlinie der halbtechnischen Containerversuchsanlage [Urban, 2009]

Aufgrund der geringen Datendichte ergibt sich für die Aufsummierung der Zu- und Abflüsse ein negativer Bilanzrest (Tabelle 9). Im Gegensatz zu den Laboranlagen war die hydraulische Aufenthaltszeit in der halbtechnischen Containerversuchsanlage



länger, so dass ein wesentlich größerer Anteil der Feststoffe hydrolysiert wurde. Während bei den Laboranlagen mit kleineren Aufenthaltszeiten der Anteil des in Feststoffen gebundenen CSB im Ablauf bei ca. 50 % liegt, liegt dieser in der halbtechnischen Containerversuchsanlage lediglich bei ca. 1/3.

Tabelle 9: Verbleib des eingetragenen CSB in der halbtechnischen Containerversuchsanlage

	Schlamm	Ablauf		Methan		Bilanzrest
		Partikulär	Gelöst	Biogas	Verlust	
[%]	-2,6	25,5	54,4	5,8	17,4	-0,6

### Umsatzraten

Wie Abbildung 18 zeigt, besteht beim Einsatz der halbtechnischen Containerversuchsanlage ein direkter Zusammenhang zwischen der Schlammbelastung der spezifischen Methanaktivität. Diese nimmt analog der Schlammbelastung zu. Der Anteil des in Methan umgewandelten  $CSB_{input}$  nimmt hingegen ab. Dies zeigt, dass der  $CSB_{part}$  zunächst hydrolysiert und zu organischen Säuren umgesetzt wird, bevor die Methanisierung stattfindet.

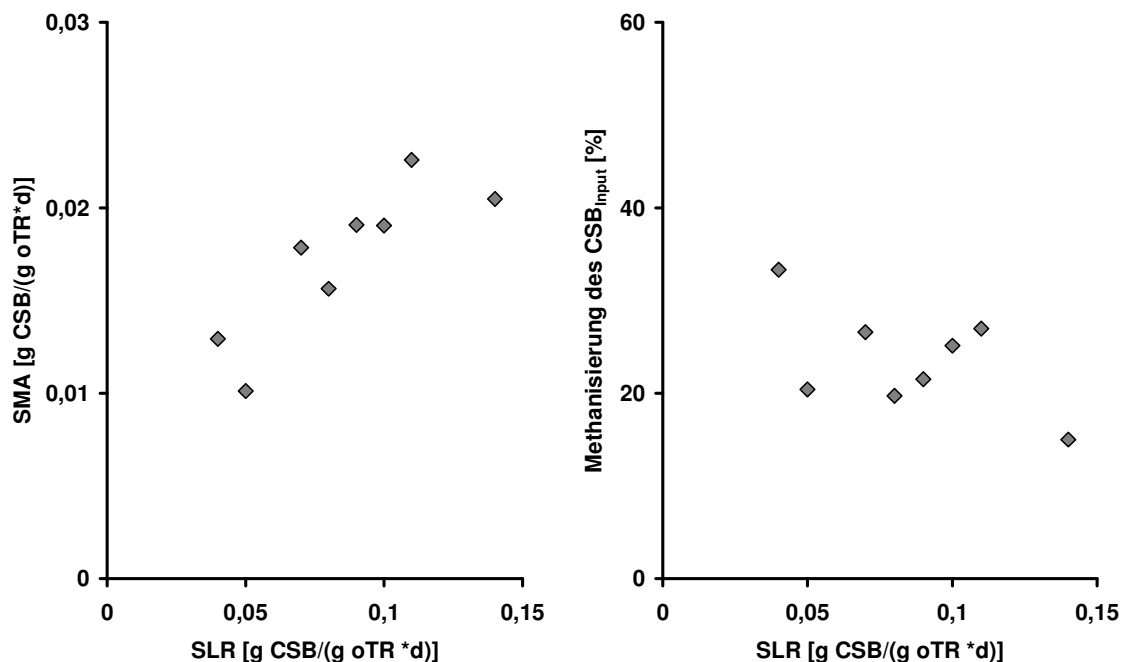


Abbildung 18: Auswirkung der Schlammbelastung (SLR) auf die spezifische Methanaktivität (SMA) und den Methanisierungsgrad des eingebrachten CSB

Auf Basis der Messwerte konnten die Hydrolyseraten für die drei Betriebsphasen mit stabilen Bedingungen ermittelt werden. Diese sind in Tabelle 10 zusammengefasst. Da

sich die Betriebsphasen der halbtechnischen Containerversuchsanlage fast nur in der Reaktortemperatur unterscheiden, kann hier sehr deutlich der Einfluss der Temperatur auf die Hydrolysekonstante beobachtet werden.

Tabelle 10: Hydrolysekonstanten während der Betriebsphasen der halbtechnischen Containerversuchsanlage

	Temperatur	CSB <sub>hydrolysiert</sub>	Hydrolyserate	Hydrolysekonstante
	[°C]	[kg/d]	[mg CSB/(l·d)]	[1/d]
Phase1	18,2		start up	
Phase2	18,8	8,56	171	0,0138
Phase3	15,3		2. start up	
Phase4	17,0	8,33	167	0,0129
Phase5	15,7	6,94	139	0,0101

### 6.2.3.3 Krankheitserreger

Die Elimination des Reaktors hinsichtlich Krankheitserreger wurde mit Hilfe von Paddle-Testern grob abgeschätzt. Es konnte eine Reduzierung von maximal einer Zehnerstelle beobachtet werden (in der Zulaufprobe  $\sim 10^7$ , in der Probe des Ablaufes um  $\sim 10^6$  Bakterien).

## 6.3 Ergebnisse der Untersuchungen auf der Kläranlage Zenein, Kairo

### 6.3.1 Kläranlage Zenein

Die Untersuchungen in Ägypten haben auf der Kläranlage Zenein (Kairo) stattgefunden. Die Anlage wurde auf eine Abwassermenge von 330.000 m<sup>3</sup>/d ausgelegt. Es handelt sich um eine aerobe Belebungsanlage zur Kohlenstoffelimination. Dem Belebungsbecken vorgeschaltet sind eine Rechen- und Siebanlage, eine Art belüfteter Sandfang sowie ein Vorklärbecken (Aufenthalts 1,5 h). Der anfallende Überschussschlamm wird nicht auf der Kläranlage selbst behandelt, sondern zu einer weiteren Anlage (Abu Rawash) gepumpt, dort entwässert und dann in der Wüste abgelagert.

### 6.3.2 Anlagenaufbau und Inbetriebnahme

Im Juni 2008 wurde der Transport von Deutschland nach Ägypten mit erheblichen Verzögerungen abgeschlossen und die Anlage vor Ort aufgebaut. Die halbtechnische Anlage wurde im August 2008 in Ägypten angeschlossen (Abbildung 19).



Abbildung 19: Containerversuchsanlage auf der Kläranlage Zenein

Die Beschickung erfolgt mit Rohabwasser. Der Zulauf des Containers war zunächst auf eine hydraulische Aufenthaltszeit von etwa 8 h eingestellt. Die Temperatur liegt zu Beginn der Untersuchungen bei etwa 25-30 °C, die CSB-Zulaufkonzentration im Mittel bei 600-800 mg CSB<sub>hom</sub>/l bzw. < 200 mg CSB<sub>fil</sub>/l. Der pH-Wert im Zulauf liegt zwischen bei etwa 7,3 und damit im optimalen Bereich für die anaeroben Prozesse. Weitere Angaben zum Zulauf sind in Tabelle 11 zusammengestellt.

Tabelle 11: Zusammenstellung von Konzentrationen im Zulauf (Mittelwert über Versuchszeitraum)

Parameter	NH <sub>4</sub> -N	P <sub>ges</sub>	BSB <sub>5</sub>	TS
Zulaufkonzentration [mg/l]	15-20	0,5-1,0	250-300	1.000

Über den gesamten Zeitraum wurde der Reaktor mit Rohabwasser beschickt. Der Zulaufleitung war ein Sieb vorgeschaltet, mit dem grobe Feststoffgehalte zurückgehalten wurden. Dieses Sieb wurde regelmäßig gereinigt, um Verstopfungen zu vermeiden.

Die Werte in Tabelle 11 zeigen, dass dieses Abwasser mit einem TS-Gehalt von im Mittel 1 g/l relativ feststoffreich ist. Grund hierfür ist die Zurückführung von Überschussschlamm in den Abwasserstrom vor der Vorklärung aufgrund defekter Pumpen.

Bei nicht, oder gering versäuertem Abwasser beträgt der durchschnittliche Mindestbedarf an Nährstoffen:

$$\text{CSB}_{\text{abbaubar}} : \text{N} : \text{P} = 350 : 5 : 1.$$

Für das betrachtete Abwasser liegen die Werte entsprechend Tabelle 11 bei etwa

$$\text{CSB}_{\text{abbaubar}} : \text{N} : \text{P} = 300 : 15 : 0,5-1.$$

Die Nährstoffkonzentration im eingesetzten Rohabwasser ist für die anaerobe Abwasserreinigung ausreichend. Die Messwerte für die Laboranlagen (Hinken et al., 2009) zeigen, dass auch die  $P_{\text{ges}}$ -Konzentration in der Regel höher (bei 5-10 mg/l) liegen.

Als Inokulum sollte zunächst Primärschlamm aus der Vorklärung eingesetzt werden. Da der Aufwand für die Bereitstellung dieses Inokulums sehr hoch war, wurde der Reaktor stattdessen mit Rohabwasser beschickt. Innerhalb kurzer Zeit (1 Monat) hat sich ein Schlammbett aufgebaut.

### 6.3.3 Anlagenbetrieb

Der Anlagenbetrieb der Containerversuchsanlage und der beiden Laboranlagen (siehe Abschlussbericht ISAH) wurde vom Projektpartner, der Universität Kairo (Department of Public Works; Research Group: Environmental and Sanitary Engineering), durchgeführt. Im Gegensatz zu deutschen Universitäten ist es jedoch in diesem Fall nicht üblich, dass wissenschaftliche Mitarbeiter, Techniker und studentische Hilfskräfte den Anlagenbetrieb durchführen und überprüfen. Die Aufgaben vor Ort wurden dagegen an das Kläranlagenpersonal übergeben, die damit für die Durchführung der Analytik und die Anlagenwartung zuständig war.

Hinsichtlich Laboranalytik zeigte sich, dass die Bedingungen vor Ort für die Probenanalyse nicht den Bedingungen in Deutschland entsprachen. Das Labor ist zwar vergleichsweise gut mit Geräten ausgestattet und auch das Laborpersonal ist relativ gut ausgebildet, es fehlt jedoch häufig an dem erforderlichen Verbrauchsmaterial (neben Chemikalien z.B. auch Handschuhe, Probenflaschen). Die Bestimmung der CSB-Konzentration erfolgte zunächst über Titration, wobei die eingesetzten Büretten sehr ungenau waren. Um die Analysequalität zu verbessern, wurde vom ISAH ein Photometer zur Verfügung gestellt. Doch auch die Beschaffung der notwendigen Küvetten in Ägypten erforderte einen erheblichen Zeitaufwand. Die Qualität der Analytik sollte auch durch entsprechende Einweisungen und Diskussion verbessert werden. Das Laborpersonal zeigte sich insgesamt an dem Verfahren sehr interessiert und anderen Methoden gegenüber aufgeschlossen, erwartete aber in jedem Fall Anweisungen durch die ägyptischen Ingenieure, wenn Problemlösungen geändert bzw. angepasst werden sollten. Eine eigenständige Fehleranalyse erfolgte nur in sehr eingeschränktem Maße.

Die Inbetriebnahme und der Anlagenaufbau der Versuchsanlage erfolgte gemeinsam mit dem Betriebspersonal vor Ort. Insbesondere sprachliche Schwierigkeiten machten die Zusammenarbeit häufig schwierig und führten zu Missverständnissen. Darüber hinaus sind Ersatzteile in der Regel nicht einfach zu bekommen: Ein für die Reparatur einer Pumpe erforderlicher Stator konnte nur in Deutschland besorgt werden. Die Besorgung einer für die halbtechnische Versuchsanlage erforderlichen Tauchpumpe dauerte etwa zwei Tage. Zunächst mussten in verschiedene kleinere Geschäften die Pumpe und danach weitestgehend passende Anschlusssteile besorgt werden. Letztendlich mussten an einigen Punkten improvisiert werden, um die Anlagen erfolgreich in Betrieb nehmen zu können.

Im September erfolgte zudem die Einweisung der ägyptischen Arbeiter in den Anlagenbetrieb der Laboranlagen und der Containerversuchsanlage (Abbildung 20). In diesem Zusammenhang wurde der Anlagenaufbau erklärt, die Änderungen von bestimmten Einstellungen besprochen und auf mögliche Probleme und Fehlerquellen hingewiesen. Den Arbeitern wurde ein entsprechendes Merkblatt ausgehändigt, die erforderlichen Tabellen wurden vom ägyptischen Projektpartner ins Arabische übersetzt. Zudem wurde die Probennahme besprochen und gemeinsam durchgeführt. Auch in diesem Zusammenhang zeigte sich, dass Änderungen in der Arbeitsroutine durch die ägyptischen Ingenieure angeordnet werden müssen, was eine direkte Zusammenarbeit häufig schwierig machte. Insgesamt erfolgten die Arbeiten nur auf Anweisung ohne selbstständiges Erkennen und Beheben von Problemen.



Abbildung 20: Probennahme zur Bestimmung des Feststoffgehaltes (links), Ablesen der Gasuhr (Mitte), Pumpenreparatur

Nach der Inbetriebnahme und Einweisung erfolgte der eigenständige Betrieb der Versuchsanlagen vor Ort. Die Analysenergebnisse machen jedoch deutlich, dass in vielen Fällen eine hohe Anzahl von Proben auf verschiedene Parameter untersucht wurde, aber die Überprüfung und das Hinterfragen der Werte fehlte. Zudem sind die Mitarbeiter vor Ort nicht ausreichend mit den Umsetzungsprozessen vertraut. Auf diese Weise konnte auf Prozessänderungen nicht rechtzeitig reagiert werden.

Darüber hinaus wurde deutlich, dass sich die automatische Datenaufnahme einiger Werte und die Pumpensteuerung über einen Computer, wie sie in der halbtechnischen Versuchsanlage vorhanden war und eingesetzt wurde, für den Einsatz eher ungeeignet ist, da das Betriebspersonal vor Ort i. d. R. nicht mit Computern vertraut ist. Das Ablesen von Werten auf dem Bildschirm (Zulauf, Temperatur) durch das Betriebspersonal der Kläranlage wurde so gut wie nicht durchgeführt, eine Umstellung z.B. der Zulaufwassermenge war dementsprechend nicht kurzfristig möglich.

Trotz diesen Schwierigkeiten wurde die Anlage jedoch über einen Zeitraum von etwa einem halben Jahr kontinuierlich betrieben und vergleichsweise regelmäßig beprobt. Um einen erfolgreichen Betrieb solcher Anlagen in Ägypten über längere Zeiträume zu

gewährleisten und den Anlagenbetrieb an die Randbedingungen anpassen zu können, ist es notwendig die folgenden Randbedingungen zu erfüllen:

- Die Betriebs- und Laborpersonal vor Ort sind für die Umsetzungsprozesse zu sensibilisieren. Durch ein grobes Verständnis der anaeroben Umsetzungsprozesse können sie beispielsweise Fehlmessung erkennen und diese entsprechend wiederholen/verbessern.
- Die Arbeiter sind zudem mit der Anlagentechnik noch weiter vertraut zu machen. Sie müssen zudem lernen, selbstständig anfallende Fehler und Probleme zu erkennen und zu beheben. Häufig handelt sich bei den Arbeitern vor Ort nur um Hilfsarbeiter. Für einen erfolgreichen Anlagenbetrieb ist eine angepasste Techniker Ausbildung erforderlich, um z.B. Reparaturen von Pumpen oder Gasmengenmessern kostengünstig und schnell vor Ort durchführen zu können.
- Die Ingenieure vor Ort müssen sich sehr viel intensiver mit der Datenauswertung beschäftigen, als sie es im Rahmen dieses Vorhabens getan haben. Durch den direkten Kontakt kann z.B. auf Überlastungen oder Schlammabtrieb umgehend reagiert werden. Eine Datenauswertung in Deutschland erfordert immer einen entsprechenden Zeitaufwand beim Datentransfer und bei der Kommunikation.
- Der jetzige Anlagenbetrieb hat zudem gezeigt, dass derzeit vor allem klare einfache Anweisungen von den ägyptischen Ingenieuren notwendig sind. Probennahme, Datenablesen und bestimmte Wartungsarbeiten sind darüber hinaus regelmäßig zu zeigen und zu üben.

#### 6.3.4 Ergebnisse

Insgesamt lief die Containerversuchsanlage über einen Zeitraum von etwa 6 Monaten stabil. Sowohl der Dreiphasenabscheider als auch die Zulaufverteilung funktionieren ohne größere Probleme.

In Tabelle 12 sind die unterschiedlichen Belastungsphasen während der Untersuchungen in Ägypten zusammengestellt. In den Monaten Dezember bis Februar wurde die Belastung aufgrund der Temperaturen etwa halbiert, um weiterhin einen guten CSB-Abbau zu gewährleisten. Insgesamt liegen die Raumbelastungen aufgrund der höheren Temperaturen über den Belastungen bei den Untersuchungen in Deutschland. Sie liegen jedoch unter üblichen Raumbelastungen anaerober Anlagen zur Kommunalabwasserbehandlung von 0,8-1,5 kg BSB<sub>5</sub>/(m<sup>3</sup> d) [Bischofsberger et al., 2005]. Bezogen auf den BSB<sub>5</sub>, der im Zulauf zur halbtechnischen Containerversuchsanlage bei im Mittel 300 mg/l lag, beträgt die Raumbelastung 0,4-0,8 kg BSB<sub>5</sub>/(m<sup>3</sup> d).

Die Feststoffkonzentration im Reaktor wurde regelmäßig (etwa 2 Proben/Monat) analysiert. Die Ergebnisse schwanken sehr stark, was auf Fehler bei der Probennahme oder auf Ungenauigkeiten bei der Analytik zurückgeführt werden kann. Im Mittel liegen die oTR-Konzentrationen bei etwa 6,5 g/l. Die Feststoffmasse im Reaktor beträgt damit etwa

317 kg oTS und liegt unter den Werten während der Untersuchungen in Hannover. Eine Veränderung über die Zeit lässt sich aufgrund der schwankenden Daten nicht feststellen.

Tabelle 12: Kenndaten der Betriebsphasen der halbtechnischen Versuchsanlage in Ägypten

	<b>Q<sub>Zu</sub></b> [m <sup>3</sup> /h]	<b>HRT</b> [h]	<b>T</b> [°C]	<b>Raumbelastung</b> [kg CSB/(m <sup>3</sup> ·d)]	<b>Bemerkung</b>
Phase A (August – November 2008)	5-6	8-10	23-30	1,8-2,1	Mit mobiler Abwasserverteilung (ohne Rezirkulation)
Phase B (Dezember 2008 – Februar 2009)	2,4	20	18-20	0,9	Rezirkulation: 1,6 m <sup>3</sup> /h
Phase C (März – April 2009)	3	16	22-25	1,1	

Die Schlammbelastung liegt während des Untersuchungszeitraums bei 0,14-0,32 kg CSB/(kg oTR·d). Die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor war während der Untersuchungen in Ägypten mit etwa 0,12-0,3 m/h vergleichsweise gering, da für die Durchmischung der Biomasse mit dem Substrat die mobile Abwasserverteilung eingesetzt wurde. Der Gasertrag in der halbtechnischen Containerversuchsanlage wurde nur unregelmäßig erfasst. Er lag jedoch während des gesamten Versuchszeitraums sehr niedrig bei maximal 35 l/kg CSB<sub>ZU</sub>. Ein Grund dafür kann die unvollständige Abdeckung der Reaktoroberfläche sein, die dazu führte, dass das Gas nicht vollständig erfasst wurde.

Die CSB-Zu- und Ablaufkonzentrationen sowie der Temperaturverlauf über den Versuchszeitraum sind in Abbildung 21 dargestellt. Trotz hoher Schwankungen der Messwerte, ist erkennbar, dass sowohl ein guter Feststoffrückhalt als auch eine Umsetzung des filtrierte CSB stattfindet. Im Mittel konnten Abbaugrade von 80 % für den Gesamt-CSB und von etwa 60 % für die filtrierte CSB erreicht werden. Aufgrund der geringen Messdatendichte können keine Abhängigkeiten zwischen Eliminationsleistung und Schlammbelastung bzw. Temperatur gefunden werden, auch eine Bilanzierung ist nicht möglich.

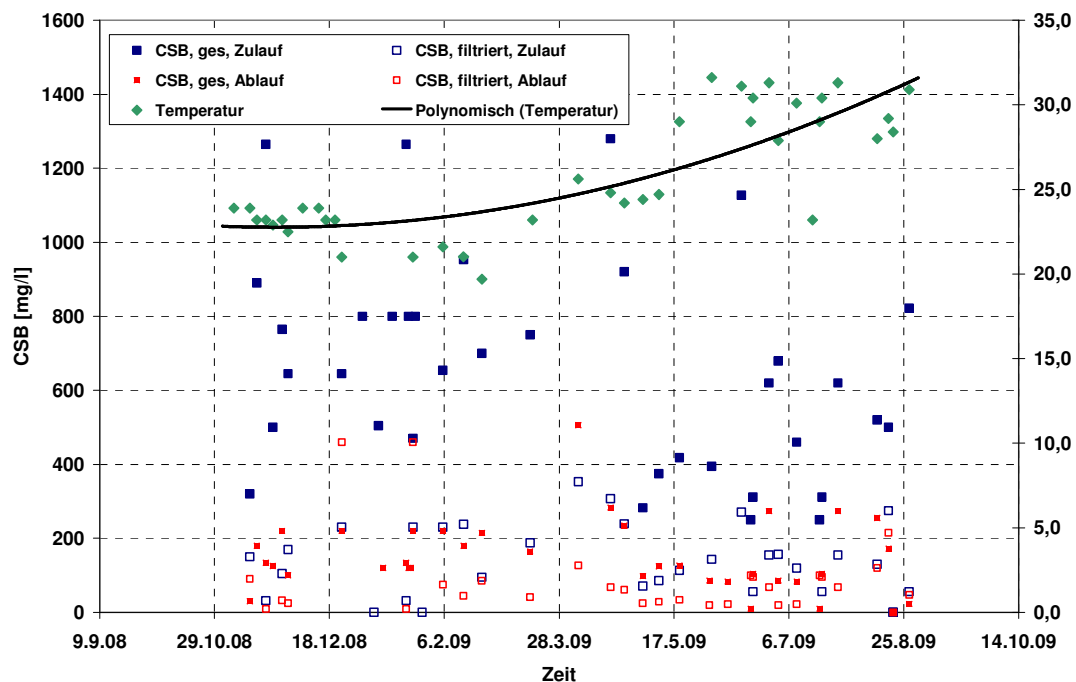


Abbildung 21: CSB-Zu- und Ablaufkonzentrationen [mg/l] während der Versuchsphase in Ägypten

## 6.4 Methanemissionen

### 6.4.1 Methanemissionen von UASB-Reaktoren zur kommunalen Abwasserbehandlung

Der Einsatz von einfachen und preiswerten anaeroben Reinigungssystemen wie den UASB-Reaktoren gehört in Zukunft zu wichtigen Methoden der Abwasserreinigung in Entwicklungsländern. Aufgrund der entsprechenden Gassammeleinrichtungen wird das Gas nicht freigesetzt, sondern steht zur Nutzung zur Verfügung. Abgesehen von Leckagen und Undichtigkeiten setzen jedoch auch diese Reaktoren weitere Methanemissionen frei. Nicht unerhebliche Mengen des Gases gehen während der Reinigungsprozesses in Lösung und werden mit dem Ablauf aus dem System geführt. Fließt das Wasser in den Vorfluter oder wird als Bewässerungswasser genutzt, gelangt das Gas in die Atmosphäre. Aufgrund des hohen Treibhausgaspotentials können diese Emissionen nicht vernachlässigt werden.

Wird der Einfluss von Methan mit dem von Kohlendioxid für kurze Zeitspannen (20 Jahre) verglichen, so besitzt Methan ein 56-fach höheres Treibhauspotential als  $\text{CO}_2$ . Je länger die betrachteten Zeitspannen werden, desto geringer wird der Vergleichswert zu  $\text{CO}_2$ . In der Regel wird der Vergleichswert für einen Zeitraum von 100 Jahren angegeben, das GWP von Methan liegt dann beim 21fachen des Potentials von Kohlendioxid (Zeitraum von 500 Jahren: 6,5fach) [Stoffmeister und Wendlandt, 2004].



Die Löslichkeit von Methan im Wasser ist vergleichsweise gering. Sie lässt sich mit Hilfe des Henry-Gesetzes beschreiben [Meyer, 2004]:

$$S_i = K_H \cdot p_i$$

mit:  $S_i$  = Konzentration des Gases i im Wasser [mol/l]  
 $K_H$  = Henry-Konstante [mol/(l·bar)]  
 $p_i$  = Partialdruck des Gases (i) in der Gasphase [bar]

Die Henry-Konstante ist abhängig von der Art des Gases und der Temperatur. Bei 35 °C betragen die Konstanten für Methan und Kohlendioxid  $1,16 \cdot 10^{-3}$  bzw.  $2,67 \cdot 10^{-2}$  ml/(l·bar). Berechnen lassen sich diese Werte mit Hilfe folgender Formel [Abdel-Halim, 2005]:

$$\log K_H = a/T - b + c \cdot T$$

mit: T = Temperatur in Kelvin (= °C + 273)  
und den Konstanten

	a	b	c
CH <sub>4</sub>	2370,4	16,33	0,0185
CO <sub>2</sub>	2385,73	14,0184	0,01526

Die Löslichkeiten der beiden wesentlichen Bestandteile des Biogases (CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>) in Abhängigkeit von der Temperatur sind in Abbildung 22 (bei Atmosphärendruck von 1,01325 bar und einem Methananteil im Gas von 95 %) dargestellt.

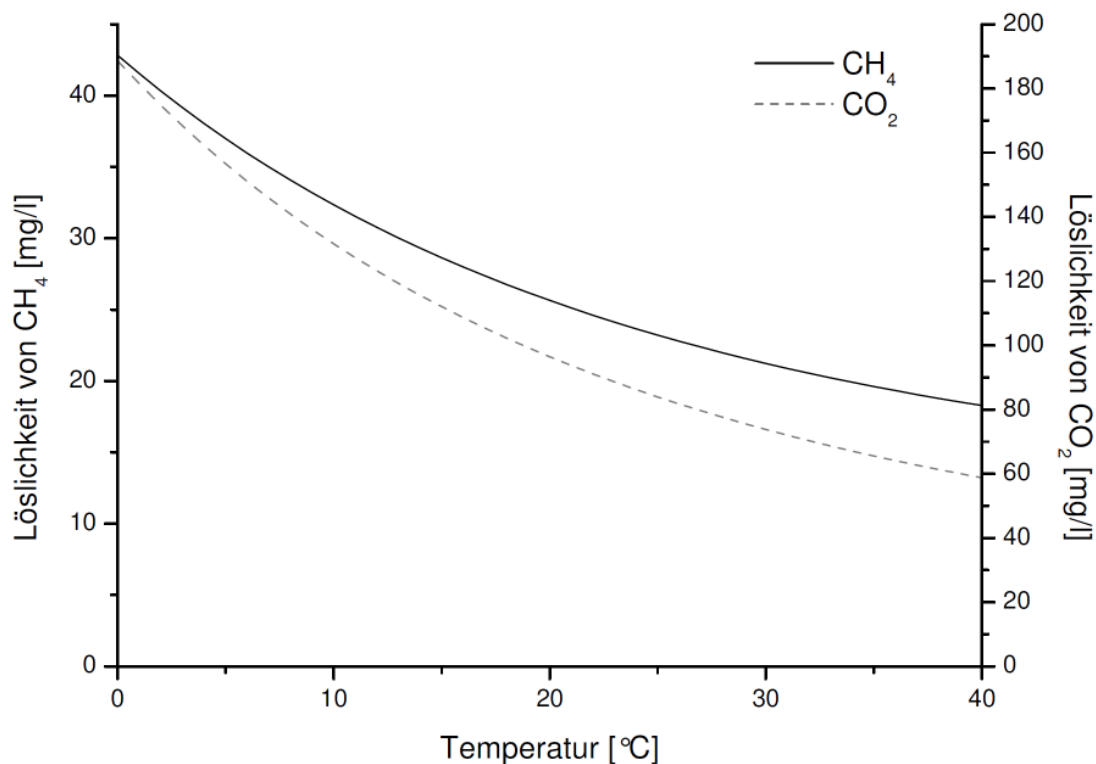


Abbildung 22: Löslichkeit der Gase bei einem Methananteil von 95 % und einem CO<sub>2</sub>-Anteil von 5 % (Normaldruck)

Die Sättigungskonzentration von Methan beträgt bei 30 °C ~21 g/m<sup>3</sup> und bei 20°C knapp 26 g/m<sup>3</sup>.

Sowohl Methan als auch Kohlendioxid sind Treibhausgase, die aus der Lösung gehen und damit in die Atmosphäre gelangen, wenn das Wasser zu Bewässerungszwecken verwendet wird. Diese Kohlendioxid-Emissionen sind bei der Bilanzierung einer anaeroben Kommunalabwasserbehandlungsanlage für den Treibhauseffekt nicht relevant – sie gelten als klimaneutral, da das Kohlendioxid aus der Atmosphäre entnommen wurde und dem natürlichen Kohlenstoffkreislauf zuzurechnen ist [Butz, 1997]. Das Methan dagegen trägt zum Treibhauseffekt bei. Daher ist eine Elimination oder wesentliche Reduzierung der Konzentrationen erforderlich.

Da die Methankonzentration im Ablauf eines Reaktors nahe der Sättigungskonzentration liegen sollte, hängen die Methan-Emissionen des UASB-Reaktors wesentlich von der Zulaufmenge bzw. von der hydraulischen Aufenthaltszeit im Reaktor ab. Je kleiner die Aufenthaltszeit ist, desto höher ist die Ablaufmenge und damit auch die Fracht an im Wasser gelöstem Methan.

Der UASB-Reaktor, der im Rahmen dieses Vorhabens betrachtet wird, hat ein Volumen von knapp 50 m<sup>3</sup>. In Deutschland wurde er bei Temperaturen von durchschnittlich 17°C und hydraulischen Aufenthaltszeiten von 21-42 h gefahren. In Ägypten lag die

Abwassertemperatur zu Beginn Untersuchungen bei etwa 25 °C, die Aufenthaltszeit wurde auf etwa 8 h eingestellt.

In Tabelle 13 sind die in diesem System entstehenden maximalen Methankonzentrationen und -frachten im Ablauf des Reaktors zusammengefasst.

Tabelle 13: Methanfrachten im Ablauf des Anaerobcontainers bei verschiedenen Randbedingungen/Einstellungen

Volumen	Temperatur	HRT	Max. Methan- konzentration	Methan- emissionen	Methan- emissionen	CO <sub>2</sub> - Äquivalent
[m <sup>3</sup> ]	[°C]	[h]	[mg/l]	[kg/h]	[t/a]	[t/a]
Betrieb in Deutschland						
50	17	21	27,4	0,063	0,55	~11,6
50	17	42	26,8	0,032	0,28	~5,9
Betrieb in Ägypten						
50	25	8	23,2	0,145	1,27	~26,7

Der Anteil der gelösten Methanmenge kann bei geringen Temperaturen und kurzen Aufenthaltszeiten 80 % der gesamten Methanmenge erreichen. Da die Methanfracht im Wesentlichen durch die Zulaufmenge beeinflusst wird, ist die Behandlung von hoch konzentrierten Abwässern in einem solchen Reaktor sinnvoller. Bei geringen Aufenthaltszeiten, dünnen Abwässern und geringen Temperaturen wird durch die großen Mengen gelösten Biogases die Gewinnung von nutzbarem Biogas erheblich reduziert und in die Atmosphäre freigesetzt. Als minimale Grenzwerte für die anaerobe Kommunalabwasserreinigung werden daher 400 mg CSB/l [GTZ, 1998] bzw. 300 mg BSB<sub>∞</sub>/l [Cakir und Stenstrom, 2005] angegeben. Nach Urban, 2009 sind die Treibhausgasemissionen anaerober Umsetzungsprozesse bei 20 °C und ohne Nachbehandlung der gelösten Methankonzentrationen erst bei 1000 mg/l geringer als die Emissionen vergleichbarer aerober Verfahren. Um niedrigere Treibhausgasemissionen zu erreichen, muss mehr als 65 % des gebildeten Methans erfasst und verwertet werden [Urban, 2009]. Die Behandlung und Nutzung des gelösten Methans im Ablauf ist zur Reduzierung der Treibhausgasemissionen notwendig.

#### 6.4.2 Möglichkeiten der Methanelimination

Wie in Abschnitt 6.4.1 gezeigt werden konnte, können aus dem Ablauf eines UASB-Reaktors erhebliche Methanmengen freigesetzt werden. Aus diesem Grund muss eine entsprechende Nachbehandlungsmöglichkeit zur Reduzierung bzw. Elimination dieser Methanmengen gefunden werden. Im Rahmen dieses Vorhabens wurden daher mögliche physikalische Verfahren theoretisch betrachtet und eine umfangreiche Literaturrecherche zur mikrobiellen Methanelimination/-reduzierung durchgeführt. Die Ergebnisse werden im Folgenden zusammenfassend vorgestellt und diskutiert.

### 6.4.2.1 Reduktion der Löslichkeit

Eine Variante zur Minimierung der Gasverluste ist die Reduzierung der Löslichkeit des Methans, die abhängig ist vom Umgebungsdruck und der Wassertemperatur. Saake (1986) beschreibt eine Möglichkeit im Zusammenhang mit dem anaeroben Belebungsverfahren. Hier wird einem Anaerobreaktor eine Vakuumentgasung nachgeschaltet. Über eine Vakuumpumpe wird im luftdichten Sedimentationsbecken ein Unterdruck erzeugt und somit durch die entstehende Ausgasung der Methangehalt im Ablauf reduziert. Ein solches System lässt sich auch mit einem UASB-Reaktor verknüpfen. Der Wirkungsgrad des Verfahrens ist linear abhängig von dem im Entgasungstank erreichten Unterdruck. Dies bedeutet, dass bei einem Druck von 0,5 bar im Entgasungstank ca. 50 % des gelösten Methans erfasst werden können. Bei einer ökologischen und energetischen Betrachtung dieser Nachbehandlungsstufe ist der zusätzliche Energiebedarf der Vakuumpumpen zu berücksichtigen [Urban, 2009].

Die zweite Variante zur Verringerung der Löslichkeit der Gase ist die Anhebung der Wassertemperatur. Aufgrund der großen Abwassermengen ist eine Aufheizung des Abwassers um 20°C mit dem gebildeten Biogas alleine nicht möglich. Untersuchungen von El-Mashad et al. (2004) hingegen zeigen jedoch, dass über Solarkollektoren die Abwassertemperatur z.B. in Ägypten um 10-20°C angehoben werden kann. Somit können ohne zusätzlichen Energieeinsatz 30 % des im Ablauf gelösten Methans zurückgewonnen werden. Dieses Verfahren ist vor allem in (sub)tropischen Klimaten mit einer über das ganze Jahr gleichmäßigen Sonnenbestrahlung sinnvoll. Ein ähnlicher Ansatz wird in Spanien zur Desinfektion von vorgereinigtem Abwasser genutzt. Hier läuft das Abwasser über eine Solartreppe um über eine möglichst lange Einwirkzeit der UV-Strahlen die Keimzahlen weitestgehend zu reduzieren [Malato et al., 2007]. Nachteilig sind die höhere Investitionskosten.

### 6.4.2.2 Strippung des Biogases

In der industriellen Abwasserreinigung und auch der Wasserversorgung werden verschiedenen Verfahren zum Austreiben (Strippen) von im Wasser gelösten Gasen eingesetzt. Hierbei wird das zu behandelnde Wasser -vorzugsweise- mit Umgebungsluft belüftet und somit ein Gasaustausch im Wasserkörper erreicht. In Bretschneider et al. (1997) sind einige in der Wasserversorgung genutzte Adsorptionsverfahren mit ihren spezifischen Energieverbräuchen und erforderlichen Vordrücken im Zulauf angegeben. Der Wirkungsgrad dieser Verfahren kann durch eine Erhöhung des Luftvolumenstroms im Reaktionsraum gesteigert werden. Durch die zusätzlich notwendige Gebläseleistung steigt jedoch der Energiebedarf entsprechend an [Urban, 2009].

Wird das gestrippte Methan ebenso wie das im Reaktor aufgefangene Methan einer energetischen Verwertung zugeführt, so kann dieser Energieertrag wiederum dem Energieverbrauch der Strippung entgegen gerechnet werden. Bei einer 50 % Desorption und energetischen Verwertung des Methans könnte ein zusätzlicher Energieertrag von 40-70 kWh/(1.000 m<sup>3</sup>) erreicht werden. Attraktiv werden diese Verfahren beispielsweise,

wenn sie mit der oben beschriebenen solaren Erwärmung des Abwassers kombiniert werden [Urban, 2009].

### 6.4.2.3 Mikrobielle Umsetzung des Methans

Eine weitere Möglichkeit, Methan aus dem Abfluss des UASB-Reaktors zu eliminieren besteht darin, das enthaltene Methan mit Hilfe entsprechender Bakterien mikrobiell umzusetzen. Für diese Umsetzung von Methan sind die methanotrophen Bakterien zuständig.

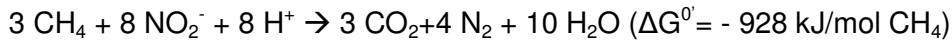
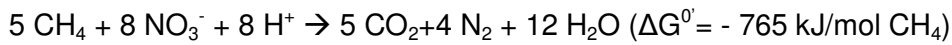
#### Denitrifikation mit Methan als Kohlenstoffquelle

Einige denitrifizierende Bakteriengruppen sind befähigt, Methan als Elektronendonator zu nutzen. Die Denitrifikation mit Methan kann daher eine gute Möglichkeit sein, das Methan nicht nur aus dem Wasser zu eliminieren, sondern es auch gleichzeitig zu nutzen, um die zum Teil hohen Stickstoffkonzentrationen zu reduzieren.

In der Vergangenheit wurden Untersuchungen zur Denitrifikation mit Methan aus unterschiedlichen Gründen durchgeführt. In der Regel wurde mit Methan eine neue Kohlenstoffquelle gesucht, da die im Abwasser enthaltenen Konzentrationen häufig nicht ausreichend sind. In diesem Fall müssen aus externen Quellen entsprechende Stoffe zudosiert werden. Die Vorteile von Methan als Kohlenstoffquelle für die Denitrifikation liegen darin, dass es leicht zudosierbar, kostengünstig und beinahe restlos eliminierbar ist, da es nur eine geringe Wasserlöslichkeit besitzt [Wilhelm, 2001; Thalasso et al., 1997; Mason, 1977; Wisotzky und Bardtke, 1992; Sollo et al., 1976]. Außerdem ist es auf Kläranlagen in der Regel vorhanden, da es im Faulbehälter produziert wird [Davies, 1973]. Werner (1993) fasste jedoch auch einige Nachteile der Denitrifikation mit Methan zusammen. In den Untersuchungen konnten nur geringe Denitrifikationsraten festgestellt werden; die Methanausnutzung war ebenfalls sehr niedrig. Zudem werden hohen Mengen an Überschussschlamm produziert und es bedarf einer aufwendigen Verfahrens- und Sicherheitstechnik [Sollo et al., 1976].

Nach den Angaben von Thalasso sind durchschnittlich 6 mol Methan notwendig um 1 mol  $\text{NO}_3\text{-N}$  zu eliminieren, dies entspricht einem Methanverbrauch von etwa 7 g  $\text{CH}_4/\text{g NO}_3\text{-N}$ . Um das gelöste Methan (30 °C: 21,23 mg/l, 20 °C: 25,65 mg/l) zu eliminieren, sind daher zwischen 3,0 mg/l  $\text{NO}_3\text{-N}$  und 3,7 mg/l  $\text{NO}_3\text{-N}$  erforderlich. Entsprechende Mengen Ammonium müssen vorher nitrifiziert werden. Diese wäre bei kommunalem Abwasser mit den entsprechenden Stickstoffkonzentrationen möglich. Die Angaben der Denitrifikationsraten liegen zwischen 1-5 mg  $\text{NO}_3\text{-N}/(\text{l}\cdot\text{h})$ , was einem Methanabbau von etwa 7-35 mg  $\text{CH}_4/(\text{l}\cdot\text{h})$  entspricht. Liegen Methankonzentration von ~25 mg/l vor, so werden theoretisch 0,6-2,9 h benötigt, um diese abzubauen. Für diese Annahmen wird vorausgesetzt, dass die Bakterien nur auf das Methan als Kohlenstoffquelle zurückgreifen. In den genannten Untersuchungen war das Methan immer im Überschuss vorhanden und wurde in der Regel nicht vollständig abgebaut. Werner (1993) weist jedoch auf eine schlechte Methanausnutzung hin: Nur knapp 10 % des zur Verfügung gestellten Methans wurden bei seinen Untersuchungen verwendet.

In neueren Untersuchungen wurden die Umsetzungsprozesse wie folgt beschrieben (Raghoebarsing et al., 2006):



Die Prozesse werden derzeit jedoch nur im Labormaßstab untersucht. Im Moment erscheint es noch nicht möglich zu sein, die Ergebnisse der unterschiedlichen Untersuchungen großtechnisch und im Rahmen eines Low-Cost-Projektes in der Praxis umzusetzen.

### Mikrobielle Oxidation von Methan

Die vollständige Methanoxidation unter aeroben Bedingungen ist insbesondere für die Minimierung der Restgasemissionen in Deponien untersucht worden [Felske, 2003; Stegmann, 2003; Streese, 2005]. Scherer (2000) beschäftigte sich mit den Problemen von methanhaltigen Grundwässern: Da die bakterielle Oxidation von im Wasser gelösten Methan hohe Mengen an Sauerstoff erfordert und zudem die Bildung großer Mengen schleimartiger Biomasse gebildet werden, entstehen Probleme in den Filtern zur Trinkwasseraufbereitung. Bei entsprechenden Sauerstoffkonzentrationen war die vollständige Methaneliminierung möglich. Im Gegensatz zu methanhaltigen Grundwässern sind die Methankonzentrationen im Ablauf des UASB-Reaktors sehr viel höher: Sie betragen mit 25,7 mg/l (20 °C) bzw. 21,3 mg/l (30 °C) etwa das 10fache der von Scherer betrachteten Konzentrationen. Die Bildung entsprechender Mengen an Biomasse muss daher berücksichtigt werden.

Insgesamt lässt sich feststellen, dass mit Hilfe der Methanoxidation ein Großteil des Methans zu Kohlendioxid und Wasser umgesetzt werden kann. Aufgrund der Biomassenentwicklung würden Biofilter in ihrer Leistungsfähigkeit rasch abnehmen. Beim Einsatz einer Art Belebungsbecken sind die Abdeckung des gesamten Beckens und die Kreislaufführung des Gases in der Praxis nur schwer zu realisieren. Soll die Methanoxidation in einem offenen Becken durchgeführt werden, bestehen Probleme beim Sauerstoffeintrag. Es muss gewährleistet werden, dass der Sauerstoff direkt in Lösung geht, da sonst ein Teil der gelösten Gase bereits durch Strippung aus dem System in die Atmosphäre gelangt. Eine blasenfreie Begasung kann mit Hilfe von Diffusionsschläuchen erfolgen. Die Verwendung dieser Schläuche ist jedoch aufgrund der Kosten und des Herstelleraufwandes für ein Low-Cost-System fragwürdig.

Ein weiterer Nachteil der Methanoxidation ist die hohe Biomassenentwicklung. Ein Vorteil der anaeroben Verfahren gegenüber den aeroben Verfahren liegt in der Bildung von geringeren Mengen an Biomasse, die mit geringeren Schlammbehandlungs- und Entsorgungskosten verbunden sind. Durch eine Nachbehandlungsstufe mit Methanoxidation würden zusätzliche Mengen an Schlamm gebildet werden, die Kosten nach sich ziehen. Bei dem entstehenden Schlamm handelt es sich zudem um EPS (extrazellulären polymeren Substanzen), die eine hoch hydratisierte, gelförmige Schleim-

Matrix darstellen (Wassergehalt bis zu 98 %) und die in der Regel wie ein Schwamm aufgebaut sind. Ob die Anwendung dieses Schlammes in der Landwirtschaft vorteilhaft ist, ist unklar: Aufgrund der Klebeeigenschaften der EPS könnten jedoch die Bodenstrukturen verändert und in ihrer Durchlässigkeit verringert werden. [Baum et al., 2005]

Insgesamt zeigt die Zusammenstellung, dass die mikrobielle Methanumsetzung beim jetzigen Stand der Forschung als nachgeschaltete Stufe für die anaerobe Abwasserbehandlung noch nicht eingesetzt werden kann, da eine praktische Anwendung und großtechnische Umsetzung der Prozesse in diesem Einsatzbereich (Ablauf einer anaeroben Kommunalabwasserbehandlung) bisher fehlt und die Prozessstabilität nur unzureichend untersucht ist. Die genannten physikalischen Verfahren zur Reduzierung der gelösten Methanmengen können derzeit einfacher und schneller in die Praxis umgesetzt werden.

## 6.5 Zusammenfassung und Bewertung

### 6.5.1 Technik

Im Rahmen des Vorhabens wurde ein flexibel einsetzbares Modul zur anaeroben Kommunalabwasserreinigung entwickelt, unter realen Bedingungen getestet und die Betriebssicherheit erprobt. Wie die Ergebnisse zeigen, ist die eingesetzte Technik robust und kann für den Einsatzzweck zuverlässig genutzt werden. Auch die Messtechnik (pH-Wert, Temperatur, Redoxpotential) lieferte in Deutschland im Dauereinsatz über den Untersuchungszeitraum kontinuierlich die erforderlichen Werte. Die Untersuchungen mit der entwickelten Versuchsanlage in Deutschland und Ägypten zeigen, dass ein kontinuierlicher Betrieb unter Praxisbedingungen möglich und die Anlage flexibel zur Abwasserbehandlung in Entwicklungsländern eingesetzt werden kann. Eine grobe Siebeinrichtung zur Abwasservorbereitung erwies sich als ausreichend.

Im Rahmen der Untersuchungen wurde eine flexible Zulaufverteilung über einen am Reaktorboden installierten Schlitten erprobt. Mit Hilfe dieser flexiblen Beschickung konnten die beste Biomassenversorgung mit Substrat und damit auch höhere Gaserträge erreicht werden. Der Einsatz einer solchen Beschickung ist daher zu empfehlen, der ggf. höhere Wartungsaufwand ist jedoch zu berücksichtigen.

Während des Untersuchungszeitraumes hat insbesondere der Dreiphasenabscheider hinsichtlich seiner Gas- und Schlammabtrennfähigkeit gute Ergebnisse gezeigt und ist aufgrund seiner einfachen Bauweise und des leichten Materials zu empfehlen. Schlammauswaschen (und damit verbundene Biomassenverluste) wurde während der gesamten Untersuchungen und bei Aufstromgeschwindigkeiten bis 0,6 m/h nicht beobachtet. Bis zu einer spezifischen Gasbeaufschlagung von  $3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  bzw.  $50 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$  wurde sämtliche Blasen durch die Dreiphasentrennung gesammelt.

Da es sich bei dem Dreiphasenabscheider um ein schwimmendes System handelt, können Längs- und ggf. eine Seitenneigungen variabel eingestellt und anschließend fixiert

werden. Der Materialaufwand wurde so weit wie möglich reduziert, dennoch kann eine ausreichende Stabilität gewährleistet werden. Um eine einwandfrei Positionierung des Abscheiders zu ermöglichen und die Stabilität der Flächen zu gewährleisten, sollten die Abstände zwischen den Querverstrebungen jedoch nicht zu groß werden ( $< 1,0$  m) bzw. entsprechend dickere Platten gewählt werden. Um lange Lebenszeiten zu erhalten und aufwendige Instandsetzungen zu vermeiden, sollte der Dreiphasenabscheider im konventionellen Reaktor fixiert werden.

Die Anwendung eines kompakten Containersystems, wie es im Rahmen des Vorhabens untersucht wurde, ist in Entwicklungsländern möglich und sinnvoll, da es einfach aufzubauen, flexibel einsetzbar sowie erweiterbar und auch der Transportaufwand vergleichsweise gering ist. Die notwendige Abwasservorbehandlung entspricht mit Rechen, Sieb, Sandfang und ggf. Vorklärung der Vorbehandlung einer klassischen kommunalen Kläranlage. Vorhandene Kläranlage können daher vergleichsweise einfach um eine Anaerobstufe ergänzt bzw. entsprechend umgerüstet werden.

Alternativ zur Containerbauweise können auch Teichsysteme entsprechend mit Zulaufverteilung und Dreiphasenabscheider ausgerüstet werden. Für die Teichbauweise ist zur Fixierung die Verwendung einer Halterung denkbar, wie sie in Abbildung 23 dargestellt ist. Die Abbildung 24 zeigt eine solche Anwendung des Abscheiders in einem Abwasserteich. In jedem Fall ist direkt vor Ort zu prüfen und abzuwägen, welche Randbedingungen und Voraussetzungen bereits gegeben sind und welches System am besten angepasst werden kann.

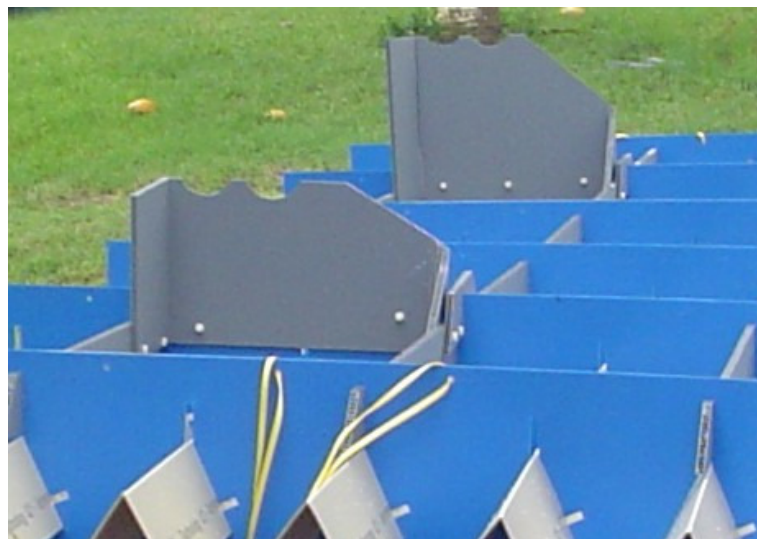


Abbildung 23: Halterung zur Fixierung des Abscheiders in einem Teich [Verink, 2006]





Abbildung 24: Anwendung des Dreiphasenabscheiders in einem Abwasserteich [Verink, 2006]

### 6.5.2 Anlagenbetrieb

Neben der Erprobung der Technologie diente der Einsatz der Anlage vor Ort dazu, den praktischen Betrieb einer Anaerobanlage in Ägypten zu erproben und zu bewerten. Hierzu waren die folgenden Fragestellungen von Bedeutung:

- Welcher Ausbildungsanspruch an das Betriebspersonal besteht und ab wann müssen Experten herangezogen werden?
- Welche einfachen Strategien zur Behebung von Störfällen, z.B. durch Überlastung der Anlage können eingesetzt werden?

Der Untersuchungszeitraum hat gezeigt, dass insbesondere die Ausbildung des Betriebspersonals erheblich verbessert werden muss. Häufig werden für die Wartungsarbeiten einfache Hilfsarbeiter eingesetzt, die auf Anweisung einzelne Anlagenteile regelmäßig überprüfen oder Werte ablesen, Störungen aber in der Regel nicht eigenständig erkennen und beheben können.

Ebenso muss das Laborpersonal mit den anaeroben Umsetzungsprozessen vertraut gemacht und ein Gefühl für die Messwerte bekommen, um die durchgeführte Analytik prüfen zu können, Fehlmessungen zu erkennen und bei Bedarf zu wiederholen und zu verifizieren.

Auch die zuständigen Anlagenbetreiber/Ingenieure vor Ort müssen stärker mit den anaeroben Umsetzungsprozessen vertraut gemacht werden. Ihnen muss erläutert werden, warum eine zeitnahe Datenauswertung erforderlich ist, welche Störungen auftreten können und wie diesen entgegengewirkt werden kann.

Zum heutigen Zeitpunkt ist es für deutsche Anlagenbauer und –betreiber insbesondere wichtig, sich mit den Strukturen vor Ort vertraut zu machen, die Analytik auf ein Minimum zu reduzieren, die durchgeführten Messungen regelmäßig vor Ort zu prüfen und einfache Anweisungen zu geben. Eine regelmäßige Kontrolle und Wartung der Anlagentechnik ist zudem erforderlich, um auf neue Störungen rechtzeitig zu reagieren und die

Wartungsarbeiten vor Ort zu optimieren. Es sind klare Anforderungen und Pflichtverteilungen mit verbindlichen Verantwortlichkeiten zu definieren.

### 6.5.3 Biologie

Neben der technischen Anlagenerprobung waren im Rahmen des Vorhabens erreichbare Reinigungsleistungen und die Randbedingungen zu bestimmen, unter welchen mit überwiegend kommunalem Abwasser die besten Ergebnisse erzielt werden können.

Während der Untersuchungen in Deutschland wurden bei Temperaturen von 15-19°C Eliminationsraten von im Mittel 15,8 % ( $CSB_{\text{hom}}$ ), -17,6 % ( $CSB_{\text{fil}}$ ) und 44,2 % ( $CSB_{\text{part}}$ ) erreicht. Die geringen Umsatzraten können auf die niedrigen Temperaturen ( $< 20^\circ\text{C}$ ) zurückgeführt werden. Die negative Eliminationsrate für den filtrierte CSB zeigt, dass der anaerobe Umsatz nur unvollständig abläuft. Der partikuläre CSB wird hydrolysiert und ggf. zu organische Säuren umgesetzt, eine vollständige Umsetzung zu Methan fehlt jedoch. Bei ähnlichen Temperaturverhältnissen lassen sich in der Literatur Abbauraten zwischen 16 % und 40 % finden. Der betrachtete Reaktor befand sich im Gegensatz zu den Anlagen aus der Literatur während der Untersuchungen noch in der Einfahrphase, als Inokulum wurde Faulschlamm aus einem kommunalen Faulbehälter eingesetzt. Die Gasausbeute ist mit 75-130 l/kg  $CSB_{\text{zu}}$  relativ gering, was mit einer unvollständigen Abdeckung des Reaktors durch den Dreiphasenabscheider begründet werden kann, der Methangehalt im Gas liegt aufgrund der höheren Löslichkeit von  $\text{CO}_2$  im Wasser bei  $> 90\%$ .

In Ägypten waren die Ergebnisse aufgrund der hohen Temperaturen etwas besser – die Eliminationsleistung für den homogenisierten CSB lag bei etwa 80 %, für den filtrierte bei 40-60 %. Aufgrund der geringen Datendichte und schlechten Analysenqualität sind die Werte kritisch zu betrachten, die hohen Eliminationsraten für den homogenisierten CSB sind auf den hohen Feststoffgehalt im Zulauf und dem guten Feststoffrückhalt im Reaktor zurückzuführen. Im Ablauf des Reaktors können CSB-Konzentrationen von 100-300 mg/l erreicht werden. In jedem Fall ist eine Nachbehandlung erforderlich, die sich nach dem vorgesehenen Wiederverwendungszweck richtet. Soll das Abwasser zur Bewässerung genutzt werden, so steht vor allem die Keimreduktion im Vordergrund. Hierfür eignen sich zum einem Abwasserteiche oder aber auch technische Desinfektionsverfahren wie z.B. Chlor oder UV-Strahlung. Soll das Abwasser hingegen in eine Vorflut eingeleitet werden, muss es auf die örtlichen Einleitungsgrenzwerte aufbereitet werden. Dieses beinhaltet vor allem eine Weiterreduzierung der CSB-Fracht sowie ggf. eine Reduktion der Stickstoff und der Phosphorfracht. Somit empfiehlt sich eine nachgeschaltete Belebungsstufe oder z.B. ein Tropfkörper.

Wie unter 6.4 erläutert, können erhebliche Methanmengen im Ablauf der Anlage gelöst und anschließend freigesetzt werden. Da Methan ein hohes Treibhauspotential besitzt, darf dieses nicht in die Atmosphäre gelangen, sondern muss vorher eliminiert werden. Eine Nachbehandlung zur Reduzierung der gelösten Methankonzentrationen im Ablauf des Reaktors ist erforderlich, um das Verfahren ökologisch einsetzen zu können.

---

Verschiedene mögliche Verfahren sind in 6.4.2 zusammengestellt; die einfachste Umsetzung und die besten Eliminationsraten kann mit den vorgestellten physikalischen Verfahren erreicht werden.

Außerdem konnte im Rahmen des Vorhabens unterschiedliche Inokula untersucht werden. Sowohl das Anfahren mit kommunalem Faulschlamm (Untersuchungen in Deutschland) als auch die Inbetriebnahme mit Rohabwasser (Ägypten) führt zu guten Ergebnissen. Die Bereitstellung von Pellets als Inokulum ist daher nicht notwendig.

## 7 Wichtigste Positionen des Zahlenmäßigen Nachweises

Die wichtigsten Positionen des zahlenmäßigen Nachweises sind entsprechend der Antragsstellung die Ausgaben für den Aufbau und die Bereitstellung der Containeranlage, Kosten für die Anlagenbetreuung (Unterauftrag an UCY Concepts und Uni Kairo für Anlagenbetrieb und –wartung) sowie für die Kosten für die wissenschaftliche Betreuung, Datenauswertung und Bericht (Unterauftrag an das ISAH). Darüber hinaus sind Kosten für Transport, Logistik, eigene Personalmittel, Verbrauchsmaterialien, Dienstreisen und Geschäftsbedarf angefallen.

Der Aufbau und die Bereitstellung der Containeranlage umfasste die Anschaffung eines entsprechenden 40'-Containers sowie dessen Umrüstung zu einem anaeroben UASB-Reaktors (Unterteilung in Reaktor und Steuerungs-/Pumpeneinheit, Einbau eines Beschickungssystems und einer Ablaufrinne, Bereitstellung der erforderlichen Verrohrung). Hierzu gehörte auch die Bereitstellung der erforderlichen Pumpen (Zulaufpumpe und Rezirkulationspumpe), der Anlagensteuerung (Rechner, Messkarten) und die erforderliche Messtechnik (Erfassung von Redoxpotential und pH-Wert). Darüber hinaus musste für einen erfolgreichen Anlagenbetrieb ein geeigneter Dreiphasenabscheider gebaut und in die Anlage integriert werden. Für die Inbetriebnahme in Hannover und in Ägypten war das Legen von Rohrleitungen erforderlich, um die Anlage mit dem entsprechenden Abwasser (Ablauf Vorklärung bzw. Rohabwasser) beschicken zu können und den Ablauf wieder zurück in den Abwasserstrom zu leiten. Neben der eigentlichen Anlagenkonstruktion bzw. -bau sind im Rahmen des Vorhabens Kosten für den Anlagentransport sowie Zollgebühren angefallen. Darüber hinaus fallen Kosten für die Demontage und den Rücktransport der halbtechnischen Containeranlage an.

Der Unterauftrag an UCY Concepts umfasste den Anlagenaufbau und die Ausrüstung der Anlagen mit der erforderlichen Mess- und Steuerungstechnik und Dreiphasenabscheider. Von UCY Concepts (Dr. Verink) wurde darüber hinaus die Inbetriebnahme der Demonstrationsanlage und die Anlagenbetreuung in Hannover und Kairo durchgeführt. UCY Concepts übernahm die Vorbereitung des Anlagentransports, die regelmäßige Anlagenwartung (in Hannover und Kairo) und war damit für die Gewährleistung eines kontinuierlichen Anlagenbetriebs verantwortlich.

Das ISAH hat im Rahmen dieses Unterauftrags die wissenschaftliche Begleitung des Containerversuchsanlagenbetriebs durchgeführt. Hierfür wurden die erforderlichen Betriebs- und Messprogramme zur Untersuchung der Leistungsfähigkeit der Demonstrationsanlage erstellt und die anfallenden Ergebnisse ausgewertet, mit Ergebnissen aus eigenen Untersuchungen verglichen sowie im Abschlussbericht zusammengestellt. Das ISAH hat darüber die Gesamtkoordination des Vorhabens zwischen den beteiligten Projektpartnern und insbesondere hinsichtlich der Zusammenarbeit mit der Universität Kairo übernommen.

## 8 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit

Die Verfahren zur anaeroben Abwasserbehandlung gewinnen in zunehmendem Maße bei der Behandlung von kommunalem Abwasser in tropischen und subtropischen Ländern an Bedeutung. Die eingesetzten Anlagen werden jedoch häufig mit sehr geringen Raumbelastungen gefahren und erreichen nur geringe Umsatzraten. In vielen Kleinstanlagen ist außerdem keine Gasfassung oder –Verwertung vorhanden. Zudem fehlen umfangreiche belastbare Datensätze über längere Zeiträume.

Aus diesem Grund war es notwendig, im Rahmen dieses Vorhabens ein Kompaktsystem zu entwickeln, das einfach und schnell in tropischen und subtropischen Ländern aufgebaut und eingesetzt sowie erweitert werden kann. Um außerdem belastbare Datensätze zu gewinnen, wurde vom Projektpartner ISAH über den gesamten Versuchszeitraum Untersuchungen in Laboranlagen ( $V = 100\text{ l}$ ) durchgeführt. Diese Ergebnisse wurden in den Versuchszeiträumen mit Hilfe der halbtechnischen Containerversuchsanlage verifiziert. Die Untersuchungen in Deutschland zeigten, dass bei Temperaturen  $< 20^\circ\text{C}$  ein Einsatz dieses Verfahrens zwar grundsätzlich möglich aber nicht sinnvoll ist und nur Eliminationsleistungen von  $15,8\%$  ( $\text{CSB}_{\text{hom}}$ ) erreicht werden können. Durch die umfassende Bewertung des Verfahrens (siehe 6.4) hinsichtlich Treibhausgasemissionen werden die Einsatzgebiete des Verfahrens auf bestimmte Temperaturen ( $> 20^\circ\text{C}$ ) und Abwasserkonzentrationen ( $\text{CSB} > 1.000\text{ mg/l}$ ) eingeschränkt. Auf diese Weise kann eine ökologisch sinnvolle Anwendung des Verfahrens gewährleistet werden.

Im Rahmen des Vorhabens wurde zur Inbetriebnahme Biomasse aus einem Faulbehälter (Deutschland) sowie Rohabwasser (Ägypten) eingesetzt. Auf diese Weise konnte gezeigt werden, dass ein Inokulum industrieller Biomassen zum Anfahren des Systems nicht erforderlich ist. Ein aufwendiger Antransport eines solchen Inokulums ist daher nicht notwendig. Es ist vielmehr sinnvoll, auf eine Biomasse vor Ort zurückzugreifen und damit die Inbetriebnahme von Anaerobanlagen weiter zu erleichtern. Für den Einsatz von Rohabwasser erwies sich die Vorbehandlung mit einem groben Sieb als ausreichend.

Mit der Versuchsanlage wurde ein flexibler und modular erweiterbarer Reaktor für den Einsatz in Entwicklungsländern entwickelt. Bei dem eingesetzten Abscheider handelt es sich um ein innovatives System aus Propylen-Stegplatten, das leicht zusammengebaut und eingesetzt werden kann und den praktischen Anforderungen stand hält. Mit Hilfe des Abscheiders konnte eine gute Feststoff-Ablaufqualität und eine hohe Gasfassung erreicht werden. Darüber hinaus wurde eine neuartige bewegliche Zulaufverteilung erprobt, die zu einer besseren Durchmischung von Substrat und Biomasse führt und damit die Umsatzleistungen einer Anlage verbessern kann.

Durch den einfachen und gut nachvollziehbaren Aufbau der Containerversuchsanlage war die Inbetriebnahme in Ägypten mit Hilfe von Hilfsarbeitern vor Ort möglich; ein kontinuierlicher Anlagenbetrieb konnte bis zum Ende des Vorhabens über 6 Monate

gewährleistet werden. Im Rahmen des Vorhabens wurde die Anlagenwartung in regelmäßigen Abständen durch Dr. Verink (UCY Concepts) durchgeführt, da vor Ort zwar die notwendigen Proben genommen und analysiert wurden, dem Betriebspersonal für einen eigenständigen Anlagenbetrieb und eine Anlagenwartung jedoch die notwendige Ausbildung fehlte. Die Untersuchungen zeigen, dass für einen optimierten und an die Abwasserzusammensetzung angepassten Anlagenbetrieb, eine umfangreiche Einarbeitung der Arbeiter notwendig ist. Steuerungsprobleme konnten von Personal vor Ort nicht gelöst werden. Es ist notwendig, dass eine Datenauswertung vor Ort erfolgt, um rechtzeitig auf die Probleme reagieren zu können. Zudem können sprachliche Schwierigkeiten und kulturelle Unterschiede zu Problemen führen.

## 9 Voraussichtlicher Nutzen

Im Rahmen des Vorhabens wurde – entsprechend der Antragsstellung – ein Kompaktsystem zur anaeroben Kommunalabwasserbehandlung entwickelt, mit der die Ergebnisse der Laboranlagen aus dem Teilvorhaben 02WA0546 halbtechnisch untersucht und verifiziert werden konnte. In Abhängigkeit von den Randbedingungen vor Ort kann der Automatisierungsgrad der Anlagen angepasst werden und die Steuerung der Anlage automatisch oder manuell erfolgen. Nach Optimierung der vorhandenen Anlagentechnik und Verfahrenstechnik können ab 2010 von Passavant-Roediger-Anlagenbau schlüsselfertige Anlagen vertrieben werden.

Der verwendete und erprobte Reaktor in einem 40'-Container kann vergleichsweise leicht an den jeweiligen Einsatzort transportiert werden. Für die Inbetriebnahme des Systems ist nur wenig Technik erforderlich, so dass es schnell aufgebaut und eingesetzt werden kann. Darüber hinaus lässt sich das System modular erweitern.

Mit dem eingesetzten Dreiphasenabscheider wurden im Rahmen des Vorhabens sehr gute Erfahrungen gemacht. Es ließ sich zeigen, dass sowohl die Gasabscheidung als auch die Feststoffabtrennung sehr gut funktioniert. Der Abscheider verursacht aufgrund des leichten Materials nur geringe Transportkosten und ermöglicht einen angepassten Zusammenbau direkt vor Ort. Eine Vermarktung des Abscheiders ist sowohl im Rahmen der Kompaktanlage als auch als separates Modul zum Einsatz in bereits vorhandenen Becken oder Teichanlagen möglich.

Insgesamt besteht sowohl für das entwickelte Kompaktsystem als auch für den Dreiphasenabscheider ein großes Anwendungspotential, da in vielen subtropischen und tropischen Ländern das Abwasser nur unzureichend behandelt wird und eine Gaserfassung beim Einsatz von anaeroben Prozessen häufig fehlt, so dass wertvolles Biogas nicht genutzt wird und zudem erheblich zum Treibhauseffekt beiträgt. Voraussetzung für die ökologische Anwendung anaerober Prozesse ist die Erfassung der anfallende Gasmengen (Gasphase und gelöste Gase). Das entwickelte Kompaktsystem kann einen Beitrag zum Einsatz anaerober Verfahrenstechnik und zur Verbesserung vorhandener Anlagen liefern. Eine angepasste Nachbehandlungsstufe in Abhängigkeit der Anforderungen ist jedoch in jedem Fall erforderlich. Soll das behandelte Abwasser zur Bewässerung eingesetzt werden, ist neben einer Keimelimination, ggf. eine Reduzierung der Rest-CSB-Gehalte und insbesondere eine Verfahrensstufe zur Nutzung oder ggf. Elimination des gelösten Methans vorzusehen.

## **10 Während der Durchführung des Vorhaben dem ZE bekannt gewordener Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen**

Wesentliche Untersuchungen zur kommunalen Abwasserreinigung in subtropischen und tropischen Ländern wurden von von Sperling und Chernicaró durchgeführt. In ihren Arbeiten sind Design-Parameter zur Zulaufverteilung, Gasfassung, Phasentrennung und Reaktorablauf für UASB-Reaktoren zur Kommunalabwasserbehandlung zusammengestellt. Darüber hinaus untersuchten und bewerten sie die Ablaufqualitäten von UASB-Reaktoren mit unterschiedlichen biologischen Nachbehandlungsanlagen hinsichtlich Keimen und Wasserwiederverwertung.

Umfangreiche Untersuchungen zur anaeroben Kommunalabwasserreinigung wurden zudem von Seghezzo durchgeführt. Bei Abwassertemperaturen von 16,5 bis 21,6°C und CSB-Konzentrationen von 224,2 mg/l für Rohabwasser und 152,6 mg/l für vorgeklärtes Abwasser konnten Ablaufkonzentration von 68,5 mg CSB/l erreicht werden.

Eine Bewertung der anaeroben Abwasserreinigung erfolgt zudem 2005 von Cakir und Stenstrom, die aerobe und anaerobe Abwasserbehandlungsverfahren miteinander vergleichen und die Treibhausgasemissionen ermitteln. Sie kommen zu dem Schluss, dass ein Einsatz anaerober Verfahren aufgrund hoher Methanemissionen aus der Flüssigphase erst ab CSB-Zulaufkonzentrationen von 600 mg/l sinnvoll sind. Eigene Ergebnisse zeigen, dass eine Nachbehandlung zur Reduzierung der Methankonzentrationen in der Flüssigphase in jedem Fall erforderlich ist (siehe Abschnitt 6.4).



## 11 Veröffentlichungen

Die Ergebnisse des Projektes wurden ganz oder zu Teilen in folgender Form veröffentlicht. Hierbei handelt es sich sowohl um Tagungen als auch um Zeitschriften- und Schriftreihenbeiträge.

Bei den folgenden Veröffentlichungen wurde nur kurz das Reaktorprinzip vorgestellt. Die wesentlichen Ergebnisse stammen aus den Untersuchungen des Projektpartners ISAH.

K.-H. Rosenwinkel, D. Weichgrebe, I. Urban, L. Hinken, S. Yueceer: Anaerobic Technologies for the Treatment and Energy Production from Industrial and Agricultural Resources - State of the Art, 7. Int. Symposium on Waste Management Problems in Agro-Industries, AGRO 2006 Amsterdam RAI, Netherland, 27.-29.09.2006

Urban, I.; Rosenwinkel, K.-H. ANAKOMA , 4. Beiratssitzung des deutschen ecosan - Projektbeirates, 24.09.2007, Eschborn

Urban, I.; Weichgrebe, D.; Rosenwinkel, K.-H. (2007): Anaerobic treatment of municipal wastewater using the UASB-technology, Water Science & Technology Vol. 56, No. 10, pp. 37–44, 2007

Weichgrebe, D., Urban, I., Friedrich, K. (2008): Energy- and CO<sub>2</sub>-Reduction potentials by Anaerobic Treatment of Wastewater and Organic Kitchen Wastes in Consideration of Different Climatic Conditions, Waster Science & Technology Vol. 58, No. 2, pp. 379-384, 2008

Im Rahmen der Dissertation werden wesentliche Ergebnisse der Versuchsphase in Deutschland vorgestellt, die Arbeit wird in 2009 veröffentlicht. Darüber hinaus ist eine gemeinsame Veröffentlichung zu den Ergebnissen des Vorhabens mit dem ISAH geplant.

Urban, I.: Anaerobe Kommunalabwasserbehandlung - Einsatz und Bemessung von UASB-Reaktoren, Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover, Heft 143, Hannover, 2009

## 12 Literaturverzeichnis

- Abdel-Halim, W. S. (2005): Anaerobic Municipal Wastewater Treatment; ISAH-Schriftenreihe Nr. 133, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz Universität, Hannover
- Baum, C.; Passow, U.; Siebers, D. (2005): Verfahren zur selektiven Anreicherung von natürlichen extrazellulären polymeren Substanzen (EPS); Stiftung Alfred-Wegener-Institut für Polar- und Meeresforschung (AWI);  
http://www.awi-bremerhaven.de/TT/tep-anreicherung/index-d.html; Zugriff 11/2005
- Bischofsberger, W. Dichtl, N., Rosenwinkel, K.-H., Seyfried, C. F., Böhnke, B. (2005): Anaerobtechnik; Springer Verlag, Berlin
- Bretschneider, H.; Lecher, K.; Schmidt, M. (1993): Taschenbuch der Wasserwirtschaft, 7. Auflage; Paul Parey Verlag, Hamburg/Berlin
- Butz, W. (1997): Klimarelevanz von Deponiegasemissionen; in: Rettenberger/Stegmann (Hrsg): Neue Aspekte bei der Deponiegasnutzung; Economica-Verlag; Bonn, 1997
- Cakir und Stenstrom (2005): Greenhouse gas production: A comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology; Water Research 39, p. 4197-4203
- Chernicharo, C.A.L. (2006): Post-treatment options for the anaerobic treatment for domestic wastewater, Reviews in Environmental Science and Biotechnology, Volume 5, No. 1
- Davies, T. (1973): Isolation of bacteria capable of utilizing methane as a hydrogen donor in the process of denitrification; Water Research, 7, S. 575-579; 1973
- El-Mashad, H. M.; van Loon, W. K. P.; Zeeman, G.; Bot, G. P.A.; Lettinga, G. (1987): Design of a solar thermophilic anaerobic reactor for small farms; Biosystems Engineering 87 (3)
- Elmitwalli, T., Zandvoort, M. H., Zeeman, G., Bruning, H., Lettinga, G. (1999): Low temperature treatment of domestic sewage in upflow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors; Water, Science and Technology, Vol. 39 No. 5
- Felske, C. (2003): Minimierung von Restgasemissionen aus Siedlungsabfalldeponien durch Methanoxidation in Deponieabdeckschichten; Forum Siedlungswasserwirtschaft und Abfallwirtschaft Universität Essen, Heft 20; Aachen, 2003
- GTZ (1998): Promotion of anaerobic technology for the treatment of municipal and industrial sewage and wastes; Supraregional Sector Project, Final Report, GTZ/TBW, Eschborn/Frankfurt
- Hinken, L., Weichgrebe, D., Rosenwinkel, K.-H., und Urban, I. (2009): AnaKoma Laborversuche zur Adaption der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung an außereuropäische Randbedingungen und deren Weiterentwicklung zur Nutzung des kommunalen Abwassers und des Biogases. Abschlussbericht zum BMBF-Forschungsvorhaben 02WA0546, Leibniz Universität Hannover

- Lettinga, G. (1995): Anaerobic reactor technology: reactor and process design; International Course on anaerobic treatment. Wageningen Agricultural University/IHE Delft, Wageningen, 17.-28.07.1995
- Lettinga, G., v. Velsen, A. F. M., Hobma, S. W., De Zeeuw, W., Klapwijk, A., (1980): Use of upflow sludge blanket reactor concept for biological waste water treatment, especially for anaerobic treatment, *Biotechnol. Bioengineer.* 22
- Malato, S.; Blanco, J.; Alarcon, D.C.; Maldonado, M.I.; Fernandez-Ibanez, P.; Gernjak, W. (2007): Photocatalytic decontamination and disinfection of water with solar collectors; *Catalysis Today* 122
- Mason, I. (1977): Methane as carbon source in biological denitrification; *Journal Water Pollution Control Federation*, 49; S. 855-857; 1977
- Mergaert, K., Vanderhaegen, B., Verstraete, W. (1992): Applicability and Trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater, *Water Research* Vol. 26, No. 8
- Meyer, H. (2004): Leistungsfähigkeit anaerober Reaktoren zur Industrieabwasserreinigung; ISAH-Schriftenreihe Nr. 128, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz Universität, Hannover
- Monroy, O., Fama, G., Meraz, M., Montoya, L., Macarie, H., (2000): Anaerobic digestion for wastewater treatment in Mexico: State of the technology; *Water Research* Vol. 34, No. 6,
- Raghoebarsing et al. (2006): A microbial consortium couples anaerobic methane oxidation to denitrification, *NATURE*, Vol. 440, 13, April 2006
- Saake, M. (1986): Abscheidung und Rückhalt der Biomasse beim anaeroben Belebungsverfahren und in Festbett-Reaktoren, *Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover*, Heft 68
- Scherer, E. (2000): Methanhaltige reduzierte Grundwässer - Charakterisierung und Aufbereitung mittels Desorption und biologischer Oxidation in Schnellfiltern; *Wissenschaftliche Schriftenreihe Umwelttechnik*, Band 9; Verlag Dr. Köster; Berlin, 2000
- Seghezzo, L. (2004): Anaerobic Treatment of domestic wastewater in subtropical regions; Wageningen University, Wageningen
- Seghezzo, L. (2004): Anaerobic Treatment of domestic wastewater in subtropical regions; Wageningen University, Wageningen
- Singh, K. S. (1999): Municipal Wastewater Treatment By Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors; University of Regina, Regina
- Sollo, F.; Müller, H.; Larson. T. (1976): Denitrification of wastewater effluents with methane; *Journal Water Pollution Control Federation*, 48, S. 1840-1842; 1976
- Stegmann, R. (2003): Mikrobielle Verminderung von Methanemissionen; BMBF-Verbundvorhaben, Abschlussbericht; Technische Universität Hamburg-Harburg; Hamburg, 2003

- Stottmeister, U. und Wendlandt, K.D. (2004): Das technische Potenzial ungewöhnlicher Prokarioten - Methanoxidierende Bakterien; Abhandlungen der Sächsischen Akademie der Wissenschaften zu Leipzig, Technikwissenschaftliche Klasse, Band 1, Heft 2; Leipzig, 2004
- Streese, J. (2005): Abbau von Methan in aktiv durchströmten Biofiltern; Hamburger Berichte, Band 25; Technische Universität Hamburg-Harburg; Verlag Abfall aktuell; Hamburg, 2005
- Thalasso, F., Vallecillo, A.; García-Encina, P.; FDZ-Polanco, F. (1997): The use of methane as a sole carbon source for wastewater denitrification; Water Research 31, No.1 (1997); S. 55-60
- Urban, I. (2009): Anaerobe Kommunalabwasserbehandlung - Einsatz und Bemessung von UASB-Reaktoren, Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover, Heft 143, Hannover
- von Sperling, M., Chernicharo, C.A.L. (2005): Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions (Volume One); IWA Publishing, London
- Von Sperling, M.; de Andrada, J.B.G. (2006): Simple wastewater treatment (UASB reactor shallow polishing ponds, coarse rock filter) allowing compliance with different reuse criteria", Waster Science and Technology, Vol. 54, No. 11-12
- Werner, M. (1993): Deponiegas zur Denitrifikation von Sickerwasser aus Mülldeponien; Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität Braunschweig, Heft 53, Braunschweig, 1993
- Wilhelm, C. (2001): Untersuchungen zur in-situ-Denitrifikation mit Methan als Kohlenstoffquelle in einem horizontal durchströmten Festbettreaktor; Akademische Edition Umweltforschung, Publikationsreihe des interdisziplinären Umwelt-Forums der RWTH Aachen, Band 17/2001; Shaker Verlag; Aachen, 2001
- Wisotzky, R. und Bardtke, D. (1992): Denitrifikation von Trinkwasser mit Methan als Elektronendonator; gwf-Wasser/Abwasser 133 (10); S. 550-560

## Anhang

### 1) Versuchs- und Probenplan für die Versuchsphase in Ägypten

#### List of required analysis.

Parameter	Measurement	Number of samples/Measurement	
Q	Daily	3	calibration
Q <sub>gas</sub>	Daily	3	Gas-meter
Gas-composition	Fortnightly	3	external
Organic acids <sub>in</sub>	Weekly	2	external
Organic acids <sub>out</sub>	Weekly	3	external
pH <sub>in</sub>	Daily	3	pH-meter
pH <sub>out</sub>	Daily	3	pH-meter
Temperature	Daily	3	pH-meter
Sludge level	Daily	2 (only laboratory plants)	Reactor scale
SS <sub>sludge</sub>	Fortnightly	7 (3 for each laboratory plant and 1 for Container)	pan/crucible
VSS <sub>sludge</sub>	Fortnightly	7 (3 for each laboratory plant and 1 for Container)	pan/crucible
Amount of removed Sludge ("Excess sludge")	Fortnightly	6 (only laboratory plants)	
COD <sub>in,tot</sub>	2/week 3/week (during first weeks)	2	cuvette/vessel
COD <sub>in,dis</sub>	2/week 3/week (during first weeks)	2	cuvette/vessel
COD <sub>out,tot</sub>	2/week 3/week (during first weeks)	3	cuvette/vessel
COD <sub>out,dis</sub>	2/week 3/week (during first weeks)	3	cuvette/vessel
TSS <sub>in</sub>	Weekly	2	filter
TSS <sub>out</sub>	Weekly	3	filter
NH <sub>4</sub> -N <sub>in</sub>	Monthly	2	cuvette/vessel
NH <sub>4</sub> -N <sub>out</sub>	Monthly	3	cuvette/vessel
P <sub>tot,in</sub>	Monthly	2	cuvette/vessel
P <sub>tot,out</sub>	Monthly	3	cuvette/vessel
Alkalinity <sub>in</sub>	Weekly	2	
Alkalinity <sub>out</sub>	Weekly	3	
BOD <sub>in</sub>	Monthly	2	Titration
BOD <sub>out</sub>	Monthly	3	Titration

**Pilot-plant operation**

The following sludge loading rates should be adjusted in the 3 reactors at first:

- Reactor 1: operation at 0.1 kgCOD/(kgVSS·d)
- Reactor 2: operation at 0.2 kgCOD/(kgVSS·d)
- Container: operation at 0.1 kgCOD/(kgVSS·d)