



AnaKomA:

**– Laborversuche 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 02WA0546)**

September 2009

GEFÖRDERT VOM



Das diesem Bericht zugrunde liegende Vorhaben wurde mit Mitteln des Bundesministeriums für Bildung und Forschung unter dem Förderkennzeichen 02WA0546 gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt beim Autor.

Leibniz Universität Hannover

Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (ISAH)

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

Welfengarten 1

30167 Hannover

Inhaltsverzeichnis

=====

1 Ziele und Aufgabenstellung	1
2 Voraussetzungen zur Projektdurchführung	2
3 Planung und Ablauf des Vorhabens	3
4 Wissenschaftlicher und technischer Stand der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung	5
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
5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen	11
6 Ergebnisse	12
6.1 Theoretische Grundlagen	12
6.1.1 Katalogisierung und Systematisierung der möglichen beeinflussenden Randbedingungen	12
6.1.1.1 Einsatzgebiete	12
6.1.1.2 Notwendige Rahmenbedingungen	12
6.1.2 Erarbeitung von Energie- und Stoffbilanzen	12
6.1.2.1 CSB-Bilanz	13
6.1.2.2 Energie-Bilanz	14
6.1.2.3 Klimawirksamkeit der Emissionen	16
6.1.3 Nachnutzung als Bewässerungswasser	18
6.1.3.1 Verfahren zur Nachbehandlung	22
6.1.3.2 Keimbelastung und Keimreduktion	25
6.1.4 Aufstellung von Leistungsprofilen und Lieferpotentialen	30
6.1.4.1 Katalogisierung und Systematisierung	30
6.1.4.2 Zusammenstellung der Daten in einer Datenbank	34
6.2 Material und Methoden	36
6.2.1 Aufbau einer Laboranlage zur Durchführung von anaeroben Batch-Tests	36
6.2.1.1 Technischer Aufbau	36
6.2.1.2 Versuchsdurchführung	39
6.2.2 Aufbau und Betrieb einer kontinuierlichen Laboranlage	39
6.2.2.1 Technischer Aufbau	39
6.2.2.2 Messprogramm	42

6.3 Eigene Untersuchungen	44
6.3.1 Durchführung von anaeroben Batch-Versuchen	44
6.3.1.1 Vorversuche	44
6.3.1.2 Faulschlamm	46
6.3.1.3 Adaptierter Schlamm der kontinuierlichen Laboranlagen	51
6.3.1.4 Zusammenfassung der Ergebnisse der Batchuntersuchungen	54
6.3.2 Kontinuierliche Laborversuchen in Hannover	56
6.3.2.1 Biomassenstruktur	56
6.3.2.2 CSB-Elimination	57
6.3.2.3 Nährsalze	61
6.3.2.4 Schwefel	62
6.3.3 Kontinuierliche Laborversuche in Kairo	63
6.3.3.1 Versuchsanlagenbetrieb	63
6.3.3.2 Anlagenaufbau und Ergebnisse	65
6.4 Ermittlung der spezifischen Belastungs- und Leistungsdaten sowie der maßgebenden Bemessungsparameter	70
6.4.1 Hydraulik und Sedimentation	70
6.4.2 Feststoffabtrieb	71
6.4.3 Schlammbett	72
6.4.4 Biomasse	74
6.4.4.1 Ertrag	74
6.4.4.2 Schlammalter	75
6.4.4.3 Anteil aktiver Biomasse	77
6.4.5 Einfluss der Temperatur	78
6.4.5.1 Hydrolyse	78
6.4.5.2 Methanbildung und spezifische Methanaktivität	79
6.4.6 Biogas	81
Gasflächenbeschickung	83
6.4.7 CSB-Abbau	84
6.4.7.1 Hydrolyse	84
6.4.7.2 Methanogenese	85
6.4.8 Überschussschlamm Bilanzierung	86
6.5 Ansatz zur Verfahrensbemessung	89
6.5.1 Bemessungsgrundlagen	89
6.5.2 Bemessungsbeispiel	91
6.5.2.1 Bemessungsergebnisse	91
6.6 Zusammenfassung	94
7 Wichtigste Positionen des Zahlenmäßigen Nachweises	96

8	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit	97
9	Voraussichtlicher Nutzen	99
10	Während der Durchführung des Vorhaben dem ZE bekannt gewordener Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen	100
11	Veröffentlichungen	101
12	Literaturverzeichnis	102

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 aufgrund 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.

Ziel des Teilprojektes des Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover (ISAH) ist es, die anaeroben Techniken und Verfahren der Kommunalabwasserbehandlung an außereuropäische Randbedingungen und Verhältnisse anzupassen und so weiter zu entwickeln, dass die Gewinnung von Bewässerungswasser und die weitere Aufbereitung zu Brauch- und Trinkwasser möglich ist. Im Detail waren daher folgende Punkte zu erarbeiten:

- Erarbeitung formeller Abhängigkeiten der Stoffumsatzrate und Reaktionskennzahlen mit Hilfe von Batch-Untersuchungen im Labormaßstab sowie Untersuchung der Makrostruktur der Biomasse
- Zusammenstellung von Leistungsprofilen deutscher Technologien für die anaerobe Abwasserbehandlung
- Aufstellung von Stoff- und Energiebilanzen im praktischen Versuch
- Verifikation der Ergebnisse unter realen Bedingungen in Ägypten
- Durchführung von Untersuchungen hinsichtlich erreichbarer Ablaufqualität und möglicher Wiederverwendung
- Aufbau eines einfachen EDV-Tools als Planungsinstrument (Zuarbeit zum Projekt Toolkit)

2 Voraussetzungen zur Projektdurchführung

Das Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover befasst sich seit über 30 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. Prof. Rosenwinkel hat außerdem an der VDI-Richtlinie 4630 mitgewirkt, ist Mitglied im DWA-Fachausschuss IG 5.1 „Anaerobe Verfahren“, Obmann des Fachausschusses „Industrieabwasserbehandlung mit organischen Inhaltstoffen“ sowie Mitherausgeber und Mitautor des Buches „Anaerobtechnik“ (Springer Verlag, 2005).

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. Eine Zusammenarbeit erfolgte insbesondere mit den Projektpartnern des Kernprojekts B (Hygienisierung und Wasserwiederverwendung).

Direkter Projektpartner des ISAH ist die Fa. Passavant-Roediger GmbH, die als Anlagenbauer über langjährige Erfahrungen für alle wichtigen Aufbereitungsverfahren und auch speziell im Einsatz von UASB-Reaktoren verfügt. Die Fa. Passavant-Roediger GmbH hat im Rahmen ihres Teilvorhabens einen halbtechnischen UASB-Containerversuchsreaktor entwickelt und gebaut. Über einen Unterauftrag der Fa. Passavant-Roediger GmbH wurde zudem die Fa. UCY Concepts (Inhaber: Dr. Johann Verink) in das Projekt eingebunden, die einen Großteil der Anlagenentwicklung und -betreuung übernommen hat. Dr. Verink hat 1988 am ISAH promoviert und verfügt über langjährige Erfahrungen im Bereich der Anaerobtechnik und insbesondere beim Einsatz dieser Technik in Entwicklungsländern.

Enge Zusammenarbeit besteht mit der Universität Kairo (Department of Public Works; Research Group: Environmental and Sanitary Engineering), deren Mitarbeiter die kontinuierliche Laboranlage und die halbtechnische Containerversuchsanlage in Ägypten vor Ort betreuen. Der maßgebliche Projektleiter in Ägypten war DAAD-Stipendiat am ISAH und hat im Jahr 2004 ebenfalls seine Promotion am ISAH abgeschlossen.

3 Planung und Ablauf des Vorhabens

Die Arbeiten an diesem Vorhaben waren in erster Linie in Untersuchungen in Deutschland und die anschließenden Untersuchungen in Ägypten untergliedert. Vom ISAH wurden in diesem Rahmen kontinuierliche Laborversuchsanlagen aufgebaut und betrieben sowie begleitende Batch-Untersuchungen durchgeführt. Darüber hinaus hat das ISAH die wissenschaftliche Begleitung der Versuchsphasen der halbtechnischen Containerversuchsanlage im Rahmen des Vorhabens 02WA0547 (Dai et al., 2009) durchgeführt. Der Ablauf des Vorhabens ist in Tabelle 1 dargestellt.

Nach theoretischen Vorarbeiten und Voruntersuchungen des Abwassers mit anaeroben Batch-Tests erfolgten der Aufbau und die Inbetriebnahme der kontinuierlichen Laboranlagen. Über einen Zeitraum von etwa 3 Jahren wurden diese Anlagen kontinuierlich betrieben und der Einfluss unterschiedlicher Randbedingungen auf die Leistungsfähigkeit erprobt.

Parallel hierzu erfolgte der Aufbau von zwei weiteren kontinuierlichen Laboranlagen zum Einsatz in Ägypten und die Vorbereitung des Anlagentransports sowie -betriebs vor Ort in Kairo. Die kontinuierlichen Laboranlagen wurden in der halbtechnischen Containerversuchsanlage (Überseecontainer) transportiert. Probleme beim ägyptischen Zoll sowie die Bereitstellung eines Transportkrams für die Verladung und den Transport in Ägypten führten zu erheblichen Zeitverzögerungen.

Nach dem Aufbau und der Inbetriebnahme der kontinuierlichen Laboranlagen auf der Kläranlage Zenein (Kairo) erfolgte der Betrieb in Ägypten der Anlage unter realen Bedingungen mit dem Ziel, die Reinigungsleistungen und Gasausbeuten zu ermitteln sowie die erforderlichen Randbedingungen und Voraussetzungen zu bestimmen und diese mit den Ergebnisse aus Deutschland zu vergleichen. 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 etwa 5 Monate 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.

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 (Dai et al., 2009) und Vorhaben 02WA0546) 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/(m³·d) [Meyer, 2004], liegen die maximalen Raumbelastungen von Kommunalanlagen bei 4 kg CSB/(m³·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.

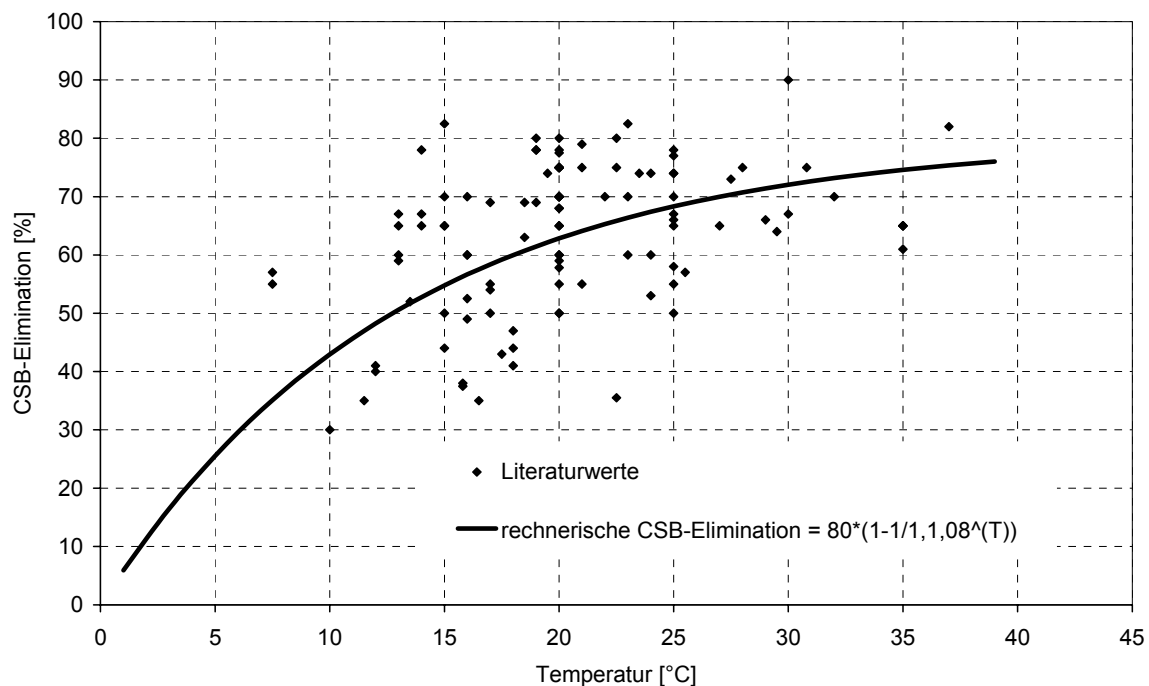


Abbildung 1: CSB-Eliminationsraten verschiedener UASB-Anlagen zur Kommunalabwasserbehandlung [Mergaert et al., 1992; Singh, 1999; Elmitwalli et al., 1999; Monroy et al., 2000; Seghezzeo, 2004; Abdel-Halim, 2005]

4.2 Notwendige Rahmenbedingungen

Tabelle 5 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 ₅ /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 (**U**pflow **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 des Schlammbeds 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.

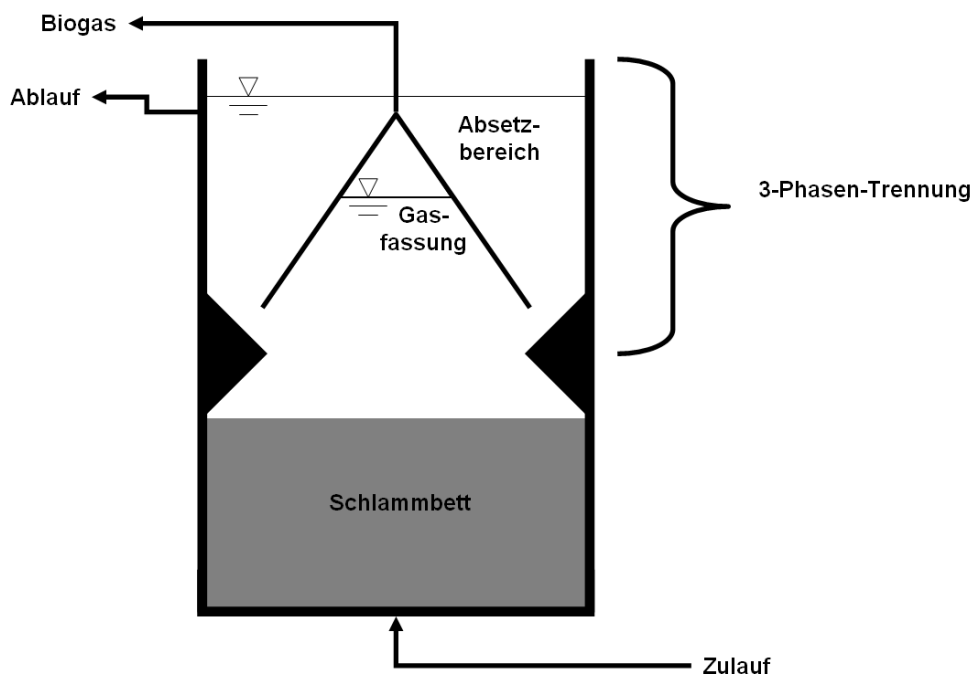


Abbildung 2: Aufbau eines UASB-Reaktors

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 $> 0,5 \text{ m/h}$ 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 ³ ·d)]	Fläche pro Einlassöffnung [m ²]
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)

Zulaufverteilung	
Durchmesser der Zulaufrohre [mm]	75 - 100
Durchmesser an der Austrittsöffnung [mm]	40 - 50
Bodenfreiheit der Austrittsöffnung [m]	0,1 – 0,15
Gasfassung	
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
Phasentrennung	
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
Reaktorablauf	
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 (CH_4 , 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. Eine Zusammenstellung erfolgt im Abschlussbericht des Projektpartners (Dai et al., 2009) unter 6.4.2.

5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Mit diesem Vorhaben ist das ISAH 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, der Fa. Passavant-Roediger GmbH, eng zusammengearbeitet, die den Aufbau und Betrieb der halbtechnischen Anlage übernommen hat.

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 Theoretische Grundlagen

6.1.1 Katalogisierung und Systematisierung der möglichen beeinflussenden Randbedingungen

6.1.1.1 Einsatzgebiete

Durch die Rahmenbedingungen des anaeroben Umsatzes ergeben sich gewisse Grenzen für den Einsatz der Anaerobtechnik zur Kommunalabwasserbehandlung. Aufgrund des hohen Temperatureinflusses auf den Prozess empfiehlt sich der Einsatz dieser Technologie vor allem in den wärmeren Klimaten dieser Erde (Tropen und Subtropen), wo die Jahresmitteltemperatur über 20 °C liegt. Der Einsatz der Anaerobtechnik ist auch in kälteren Klimaten möglich, jedoch sinkt der Wirkungsgrad des Verfahrens erheblich.

6.1.1.2 Notwendige Rahmenbedingungen

Weiterhin wichtig für den Einsatz des Verfahrens ist, dass die biologischen Rahmenbedingungen eingehalten werden. Tabelle 5 vergleicht das eingesetzte Abwasser der Kläranlage Herrenhausen mit den Vorgaben der GTZ für anaerobe Kommunalabwasserbehandlung [GTZ, 1998]. Hier kommt neben der Temperatur und der Nährstoffversorgung vor allem der CSB-Konzentration des Abwassers eine wichtige Rolle zu, da bei sehr niedrigen CSB-Konzentrationen nahezu das gesamte gebildete Biogas in Lösung verbleibt.

Tabelle 5: Eignung des kommunalen Abwassers zur anaeroben Reinigung gemäß einer Vorgabe der GTZ (1998) und Ablaufwerte der Vorklämung Hannover-Herrenhausen

Kriterium	Optimum für anaerobe Reinigung kommunalen Abwassers	Ablauf Vorklämung der KA Herrenhausen
CSB	Über 400 mg/L	Im Mittel 570 mg/L
Temperatur	18 – 35 °C	10 – 18 °C
Zulauf	kontinuierlich	kontinuierlich
Nährstoffe	CSB:N:P:S 350:5:1:1	CSB:N:P 57:6:1
Toxische Verbindungen, Schwebstoffe	Geringe Konzentrationen	Keine Hemmungen der aeroben Reinigungsstufe und Faulung bekannt
Mikronährstoffe	Alle vorhanden	Alle vorhanden

6.1.2 Erarbeitung von Energie- und Stoffbilanzen

Zur Abschätzung der Leistungsfähigkeit einer anaeroben Kommunalabwasserbehandlung im Vergleich mit anderen Verfahren ist es notwendig, die erreichbare CSB-Elimination,

den Energiebedarf bzw. -gewinn und die Klimaverträglichkeit des Verfahrens bilanzieren bzw. abschätzen zu können. [Urban, 2009]

6.1.2.1 CSB-Bilanz

Für die anaeroben Prozesse kann eine CSB-Bilanz des Systems „Zulauf-Reaktor-Ablauf-Biogas“ erstellt werden. Der Reaktor fungiert in diesem System als Speicher, d.h. entsprechend der Betriebsbedingungen wird CSB im Reaktor akkumuliert bzw. wieder freigegeben. Der anaerobe Abbau des CSB bzw. die CSB-Elimination bezogen auf den Reaktorzulauf ergibt sich aus folgender Formel:

$$\text{CSB-Elimination} = \frac{\text{CSB}_{\text{Zulauf}} - \text{CSB}_{\text{Ablauf}}}{\text{CSB}_{\text{Zulauf}}} \cdot 100 \text{ [\%]} \quad (\text{Formel 1})$$

Die obige Formel arbeitet ohne einen Speicherterm für einen CSB-Speicher im Reaktor und beschreibt somit keine Abbauvorgänge. Die einzelnen Prozessschritte können auch anhand der CSB-Fractionen bilanziert werden, wozu eine Fraktionierung des Systems in vier Fraktionen notwendig ist.

Tabelle 6: Zur Bilanzierung notwendige Teilfraktionen des CSB

CSB-Fraktion	Beschreibung
Partikulär	Der partikuläre CSB beinhaltet die Feststoffe (gemessen als AFS) im Abwasser. Durch die Hydrolyse wird dieser in die gelöste Teilfraktion überführt. Er ist die Differenz aus dem Gesamt-CSB und dem gelösten CSB.
Gelöst	Der gelöste CSB beinhaltet alle CSB-wirksamen Verbindungen, die gelöst in einer filtrierten Probe vorliegen.
Org. Säuren	Die organischen Säuren sind eine Teilfraktion des gelösten CSB. Ihr Gehalt gibt Aufschluss über den Wirkungsgrad der Versäuerung. Der Gehalt an organischen Säuren wird aus der filtrierten Probe z.B. mittels Gaschromatographen bestimmt.
CH ₄	Methan kommt im Reaktor in zwei Teilströmen vor, zum einem im Biogas und zum anderen gelöst im Ablauf des Reaktors. Im Ablauf des Reaktors stellt das Methan eine Teilfraktion des gelösten CSB.

Sollen die Prozessschritte nicht auf den gesamten CSB, sondern lediglich auf den anaerob abbaubaren CSB bezogen werden, wird eine zusätzliche Fraktion notwendig. Diese Fraktion CSB_{inert} beinhaltet dann den nicht abbaubaren CSB. Mittels dieser Teilfraktionen kann anhand der folgenden Formeln der Wirkungsgrad in % der Prozesse Hydrolyse, Versäuerung und Methanbildung bestimmt werden.

$$\text{Hydrolyse} = \frac{\text{CSB}_{\text{CH}_4} + \text{CSB}_{\text{Ablauf, gelöst}} - \text{CSB}_{\text{Zulauf, gelöst}}}{\text{CSB}_{\text{Zulauf, gesamt}} - \text{CSB}_{\text{Zulauf, gelöst}}} \cdot 100 \text{ [\%]} \quad (\text{Formel 2})$$

$$\text{Versäuerung} = \frac{\text{CSB}_{\text{CH}_4} + \text{CSB}_{\text{Ablauf, orgSäuren}} - \text{CSB}_{\text{Zulauf, orgSäuren}}}{\text{CSB}_{\text{Zulauf, gesamt}} - \text{CSB}_{\text{Zulauf, orgSäuren}}} \cdot 100 \text{ [\%]} \quad (\text{Formel 3})$$

$$\text{Methanbildung} = \frac{\text{CSB}_{\text{CH}_4}}{\text{CSB}_{\text{Zulauf, gesamt}}} \cdot 100 \text{ [\%]} \quad (\text{Formel 4})$$

6.1.2.2 Energie-Bilanz

Pumpenergie

Die Förderung des Abwassers stellt den bei weitem größten Energieverbraucher eines unbeheizten Anaerobreaktors dar (Abbildung 3). Der Energieverbrauch ist von der Abwassermenge und der Förderhöhe abhängig. Darüber hinaus haben der Leistungsquerschnitt sowie das Einlaufbauwerk über den Druckverlust einen Einfluss auf den Energiebedarf. Weiterhin ist der Wirkungsgrad der Pumpe ausschlaggebend für den Energieverbrauch, er variiert, abhängig von der Pumpenart und Fördermenge, von 0,3-0,9. Eine detaillierte Zusammenstellung von Pumpenwirkungsgraden findet sich in Urban, 2009 und ATV, 1982. Neben dem Zulaufpumpwerk ist ggf. eine Rezirkulationspumpe zur Sicherstellung einer ausreichenden Durchmischung erforderlich.

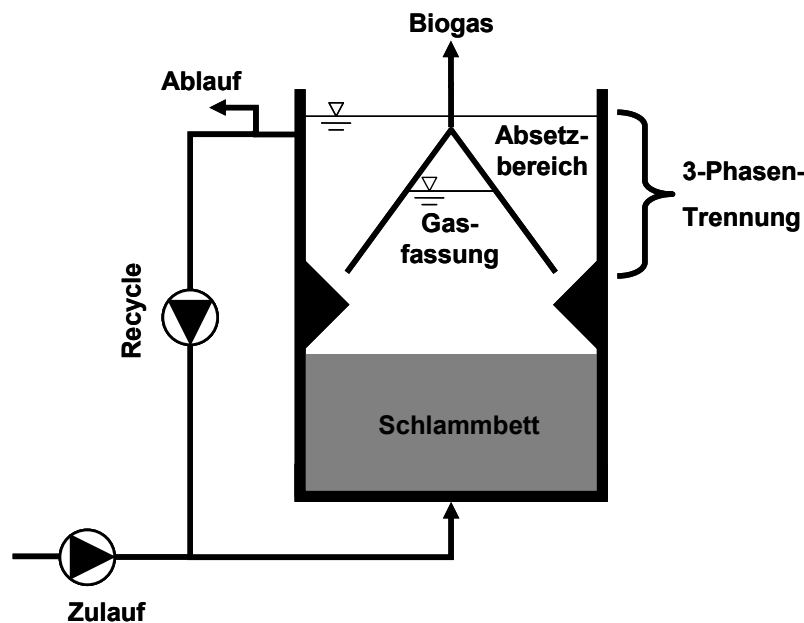


Abbildung 3: Aufbau eines UASB-Reaktors mit erforderlichen Pumpen

Energiegewinn aus Biogas

Das beim anaeroben Abbau gebildete Methan kann aufgrund seines hohen Heizwertes zur Energiegewinnung in Gasmotoren genutzt werden. Sein Primärenergiegehalt beträgt 9,96 kWh/m³ (bei 0°C und 1 bar Druck). Vor einer Verbrennung in Gasmotoren muss evtl.

eine Aufbereitung des Gases durch Entfernung von H_2S , Siloxanen etc. stattfinden, um die Korrosion in den Motoren zu reduzieren.

Die Wirkungsgrade aktueller Blockheizkraftwerke zur Biogasverfeuerung liegen bei ca. 35 % elektrisch und ca. 50 % thermisch. Diese Werte sind vor allem von der Anlagengröße abhängig. Der Wirkungsgrad großer Blockheizkraftwerke fällt meist höher aus [Huck, 2007]. Bei einer Verfeuerung des Biogases ergibt sich somit ein elektrischer Energiegewinn von $3,5 \text{ kWh/m}^3 \text{ CH}_4$ und, sofern dieser genutzt werden kann, ein thermischer Energiegewinn von 5 kWh/m^3 .

Gegenüberstellung

In Abbildung 4 ist der Energiegewinn einer anaeroben Kommunalabwasserbehandlung abgeschätzt. Der Bedarf an Pumpenergie wurde von der Stromproduktion aus der Biogasverwertung abgezogen. Es wird davon ausgegangen, dass der Energieeintrag über die Pumpen (Zulauf, ggf. Rezirkulation) zur Durchmischung des Reaktors ausreicht. Der Wirkungsgrad für die CSB-Eliminations bezieht sich auf den Anteil des zugeführten CSB, der als Methan über das Biogas erfasst wird. Bei dieser Gegenüberstellung, bei der keine weiteren Energieverbraucher einkalkuliert sind, ergibt sich selbst bei einem Wirkungsgrad des Reaktors von 25 % ein Energiegewinn. Die Verwendung der anfallenden thermischen Energie ist in Abbildung 4 nicht berücksichtigt. [Urban, 2009]

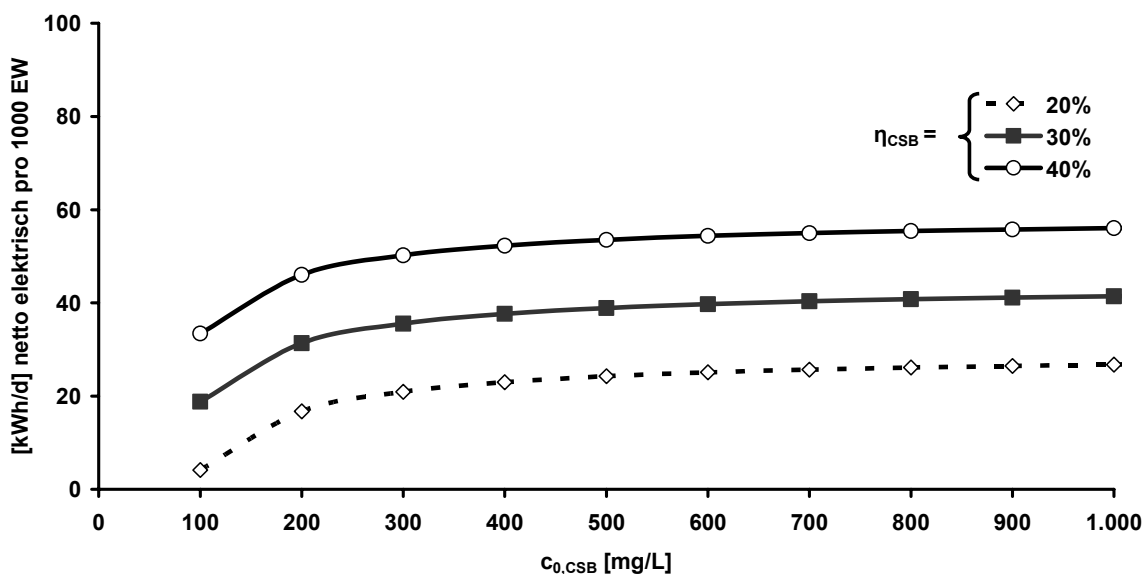


Abbildung 4: Abgeschätzter elektrischer Energiegewinn bei dem Einsatz eines UASB (4 m Reaktorhöhe) zur Kommunalabwasserbehandlung $T = 20^\circ\text{C}$

Ein abschließender Vergleich von anaerober und aerober Kommunalabwasserbehandlung soll hier nicht erfolgen, da die Stickstoff-Elimination hier unberücksichtigt bleibt. Eine umfassende energetische und ökologische Bewertung unterschiedlicher Verfahrenskonzepte erfolgt in Urban, 2009.

6.1.2.3 Klimawirksamkeit der Emissionen

Neben der Bewertung der Reinigungsleistung und des Systemenergieverbrauchs ist die Klimaverträglichkeit ein entscheidender Faktor zur Bewertung und zum Vergleich mit anderen Verfahren. Der Einfluss auf das Klima wird in CO₂-Äquivalenten (**Greenhouse Gas Emission**, GHG) in [kg CO₂] angegeben. Dieser Einfluss setzt sich aus den beiden Komponenten, Energieverbrauch des Systems und direkter Treibhausgasemission, zusammen.

CO₂-Emissionen durch Energiebereitstellung

Bei der Energieerzeugung aus fossilen Energieträgern wird der in ihnen gebundene Kohlenstoff durch Verbrennung in Form von CO₂ ausgestoßen. Dies erhöht den CO₂-Gehalt der Atmosphäre und verstärkt somit der Treibhauseffekt. Je nach Art des fossilen Energieträgers und der verwendeten Technologie werden noch Begleitstoffe, wie Rußpartikel und Kohlenmonoxid emittiert. Das UBA (2006) gibt für die wichtigsten fossilen Energieträger elektrische Wirkungsgrade von 0,42-0,54 und entsprechende CO₂-Emissionen von 0,375-0,867 kg CO₂/kWh an (Tabelle 7).

Tabelle 7: GHG-Emissionen bei der Erzeugung elektrischer Energie in Abhängigkeit des Rohstoffes [UBA, 2006]

Rohstoffquelle	Steinkohle	Braunkohle	Erdgas	Energie-Mix
Wirkungsgrad η [%]	45	42	54	-
GHG-Emission [kg CO ₂ /kWh]	0,762	0,867	0,375	0,58

Wird bei einem Prozess Energie gewonnen, kann ein Einsparpotential bei den Treibhausgasemissionen erreicht werden. Bei einer theoretischen Betrachtung der Herkunft des kommunalen Abwassers kann der enthaltene CSB als „nachwachsender Rohstoff“ betrachtet werden, da dieser größtenteils aus den menschlichen Ausscheidungen sowie biologisch abbaubaren Waschwässern besteht. Diese Definition ist nicht gültig im Sinne des EEG (2000), da der Rohstoff (Nahrung etc.) durch den menschlichen Gebrauch verändert wurde. Trotz dieses Ausschlusses aus dem Vergütungssatz des EEG, kann die Energie aus kommunalem Abwasser als CO₂-neutral betrachtet werden. Somit ergibt sich bei der Substitution von fossilen Energieträgern durch den Energiegewinn eine GHG-Einsparung, welche, entsprechend der CO₂-Äquivalente als negative GHG-Emission verrechnet wird.

Emission von Treibhausgasen

Neben Kohlendioxid (CO₂) und Lachgas (N₂O) ist Methan eines der wichtigsten Treibhausgase. Der Einfluss auf den Treibhauseffekt dieser und auch anderer Gase wird als GWP (**G**lobal **W**arming **P**otential) in CO₂-Äquivalenten angegeben. Bei einem Betrachtungshorizont von 100 Jahren ergeben sich für diese drei Gase die in Tabelle 8 angegebenen Werte. Ein GWP von 21 für Methan bedeutet, dass, bezogen auf 100

Jahre, eine Tonne Methan denselben Effekt auf unser Klima hat wie 21 Tonnen Kohlendioxid.

Tabelle 8: Klimawirksamkeit der drei wichtigsten Treibhausgase angegeben in GWP entsprechend der European Commission (2001)

Gas	CO ₂	CH ₄	N ₂ O
GWP	1	21	320

Da die Emission an Lachgas im Ablauf eines UASB-Reaktors sehr gering ist, wird dieses im Weiteren, trotz des hohen GWP von 320, nicht in der Bilanz berücksichtigt. Wird das im UASB-Reaktor gebildete Biogas technisch nicht erfasst und verwertet, führt die Methanemission aufgrund des hohen GWP von 21 zu einer unververtretbaren Klimabelastung. Auch wenn das gebildete Biogas genutzt wird, ergeben sich aufgrund des im gereinigten Abwasser gelösten Methans Treibhausgasemissionen, welche bei einer Klimaverträglichkeit des Verfahrens mit eingerechnet werden müssen.

In Abbildung 5 sind die anfallenden Treibhausgasemissionen dem Energiegewinn aus der Verstromung gegenübergestellt. Bei ausschließlicher Betrachtung der Kohlenstoffelimination werden gerade bei niedrigen CSB-Konzentrationen aufgrund des gelösten Methans erhebliche Mengen an GHG emittiert. Somit ist bei einer Beurteilung des Verfahrens hinsichtlich der Energie- und CO₂-Bilanz zu unterscheiden. Eine Verfahrenskombination (z.B. vorgeschaltete Methanbildung von 20 % bei niedrigen CSB-Konzentrationen mit nachgeschalteter aerober Behandlung) kann zwar zur Reduzierung des Energieverbrauchs führen aber trotzdem durch die Emission von CH₄ die CO₂-Bilanz des Gesamtverfahrens verschlechtern. Im Vergleich mit der GHG-Emission aus dem aeroben Abbau zeigt sich, dass die anaerobe Kommunalabwasserbehandlung bei einer Abwassertemperatur von 20°C zu einer Erhöhung der CO₂-Emissionen führen wird. Erst ab einer CSB-Konzentration von 1000 mg/L im Rohabwasser würden im Vergleich zur aeroben Kohlenstoffelimination die Treibhausgasemissionen aus der anaeroben Behandlung niedriger ausfallen. [Urban, 2009]

Hierbei ist zu beachten, dass der Vergleich mit Steinkohle als Energieträger durchgeführt wurde. Entsprechend der in Tabelle 30 aufgeführten CO₂-Emissionen ist es durchaus möglich, die benötigte Energie mit geringeren Emissionen bereitzustellen. Wenn als Energiequelle für die Belüftung Erdgas anstatt Steinkohle genutzt wird, würde dieses die CO₂-Emissionen aus der aeroben Kohlenstoffelimination halbieren. Somit zeigt sich, dass gerade die Beurteilung der Klimaverträglichkeit des Verfahrens eine differenzierte Betrachtung der anaeroben Abwasserbehandlung notwendig ist.

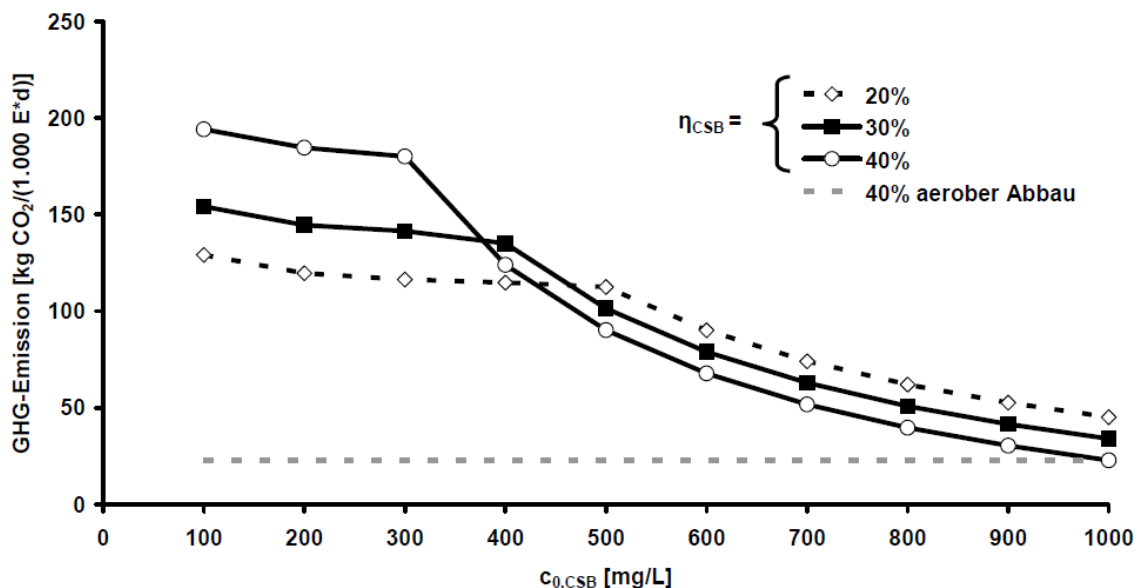


Abbildung 5: Überschlägige Ermittlung der GHG-Emission durch anaerobe Kommunalabwasserbehandlung, bezogen auf Abbildung 24 bei T = 20°C [Urban, 2009]

Tabelle 9: Grundlage der in Abbildung 5 aufgeführten GHG-Emissionen

Anteile der GHG-Emissionen beim anaeroben Abbau	Effekt
Produktion von CH ₄ durch anaeroben Abbau des CSB (wird entweder verstromt oder entweicht in die Atmosphäre)	-
Verstromung von Biogas (Substitution von fossilen Energieträgern)	Reduktion
Pumpenergie (CO ₂ -Emission über Energieverbrauch)	Anstieg
Gelöstes CH ₄ im Ablauf des Reaktors (Ausgasung in die Atmosphäre)	Anstieg
CO ₂ -Emission bei aerobem Kohlenstoffabbau mit 0,62 kWh/kg CSB [nach Wagner, 2002] und Steinkohle als Energieträger	0,47 kg CO ₂ / kg CSB _{eliminiert}

6.1.3 Nachnutzung als Bewässerungswasser

Bei der Nutzung von Abwasser als Bewässerungswasser ist – im Gegensatz zur Trinkwassernutzung – eine Aufbereitung hinsichtlich sensorischer Parameter wie z.B. Trübung und Geschmack ist nicht notwendig. Trotzdem gibt es auch hier zwei wichtige Punkte, die beachtet werden müssen:

- Es darf zu keiner Versalzung bzw. Überdüngung des Bodens kommen. Aus diesem Grund muss vor der Bewässerung überprüft werden, wie viel Bewässerungswasser pro Wachstumszyklus durch vorgereinigtes Abwasser ersetzt werden darf.

- Beim Einsatz kommunalen Abwassers ist darauf zu achten, dass dieses mit Krankheitserregern belastet ist. Tabelle 11 gibt die von der WHO geforderte maximale Verkeimungen zur Nutzung als Bewässerungswasser in Abhängigkeit der zu düngenden Pflanzen an.

Platzer et al. (2004) zeigt in Untersuchungen mit Abwasser aus einer Pflanzenkläranlage in Nicaragua ($7,4 \cdot 10^4/100$ mL Fäkal-coliforme Keime im Ablauf), dass sowohl eine Überdüngung des Bodens verhindert wurde als auch die produzierten Nahrungsmittel den örtlichen Hygienestandards genügten. Der Ertrag an Feldfrüchten war in seiner Versuchsreihe mit Abwasser nahezu genauso hoch wie in der Vergleichsmessung. Dieses soll nur ein Beispiel für den bereits vielfältigen Einsatz von Abwasser in der Landwirtschaft sein.

Neben der Wiederverwendung von Abwasser als Trink- oder Brauchwasser ist auch der hohe Gehalt an essentiellen Nährstoffen im kommunalen Abwasser von großer Bedeutung. In Tabelle 10 sind Anhaltswerte für den Gehalt an Düngestoffen im Abwasser gegeben. Bretschneider et al. (1993) begrenzt die applizierte Abwassermenge auf maximal 150 mm/a um eine Überdüngung und Versalzung des Bodens zu vermeiden.

Tabelle 10: Bei der Verrieselung und Verregnung von Abwasser nutzbare Nährstoffmassen [g/(E·d)] aus Bretschneider et al. (1993)

	Stickstoff (N)	Phosphate (P₂O₅)	Kali (K₂O)	Organische Stoffe
rohes Abwasser	12,8	3,5	7,0	55,0
biologisch gereinigtes Abwasser (nur C-Elimination)	10,9	2,8	6,7	19,0
ausgefaulter Schlamm	1,3	0,7	0,2	20,0

Aufgrund der geringen örtlichen Niederschlagsmengen ist es jedoch nicht in allen Regionen der Erde möglich, sich auf diesen Maximalwert beschränken zu können. Somit muss Bewässerungswasser, im Zweifel Abwasser, zugegeben werden, um einen ausreichenden Ertrag an Feldfrüchten zu erhalten. In Tabelle 12 ist sowohl die Düngemenge als auch der Wasserbedarf einiger Pflanzen, sowohl genügsamer wie z.B. Mais und Sojabohne als auch wasserintensiver wie z.B. Zuckerrohr und nährstoffintensiver wie z.B. Kartoffeln bei extensiver Landwirtschaft aufgeführt. Dem gegenüber stehen wesentlich höhere Düngemengen in der intensiven Landwirtschaft. Vergleichend dafür sind in Tabelle 13 die Richtwerte für die Düngemittelgabe bei intensiver Landwirtschaft angegeben. [Urban, 2009]

Tabelle 11: Von der WHO (1996) geforderte mikrobiologische Qualität für Bewässerungswasser

Kategorie	Art der Wiederverwendung	Betroffene Personengruppe	Wurmeier [1/L]	Fäkalkeime [1/100 mL]	Benötigte Abwasserbehandlungsmaßnahmen zum Erreichen der geforderten Wasserqualität
A	Fruchtbewässerung von Nahrungsmitteln, die ungekocht verzehrt werden, Sportplätze und öffentliche Parks	von Arbeiter, Konsumenten und Öffentlichkeit	≤ 1	≤ 1000	Kombination aus mehreren Abwassersteinen ausgerichtet auf die geforderte Reduktion der angegebenen Parameter oder gleichwertige Behandlung
B	Bewässerung von Getreide, Industriefrüchten und Futtermitteln sowie Weiden und Bäume	Arbeiter	≤ 1	Kein Standard vorgeschrieben	Mindestaufenthalt von 8-10 d in bwasserbehandlungsteichen oder gleichwertige Entfernung von Wurmeiern und Fäkalkeimen
C	Bewässerung der unter B aufgeführten Früchte, solange diese den Arbeitern und der Öffentlichkeit nicht zugänglich sind	-	Kein Nachweis	Kein Nachweis	Vorbehandlung gemäß den technischen Anforderungen der Bewässerungstechnik, zumindest Vorklärung

Tabelle 12: Extensive Landwirtschaft in Südafrika: Jährliche Stickstoff-, Phosphor und Kaliumauftragung [kg/ha] [FSSA, 2003] und Gesamtwasserbedarf [mm/a] [FAO, 1986]

Pflanze	N	P ₂ O ₅	P	K ₂ O	mm/a	m ³ /ha
Weizen	55	30	13	6	450 - 650	4.500 - 6.500
Mais	30	40	18	4	500 - 800	5.000 - 8.000
Sonnenblumen	15	21	9	2	600 - 1.000	6.000 - 10.000
Sojabohnen	7	25	11	8	450 - 700	4.500 - 7.000
Zuckerrohr	92	57	25	133	1.500 - 2.500	15.000 - 25.000
Luzerne	15	59	26	24	700 - 1550	7.000 - 15.500
Tabak	38	144	63	98	350 - 550	3.500 - 5.500
Baumwolle	36	22	10	3	700 - 1.300	7.000 - 13.000
Zitronen	80	35	15	60	900 - 1.200	9.000 - 12.000
Wein	50	36	16	24	500 - 1.100	5.000 - 11.000
Gemüse	170	159	69	120	300 - 500	3.000 - 5.000
Kartoffeln	170	160	70	120	500 - 700	5.000 - 7.000

Tabelle 13: Intensive Landwirtschaft in der EU: Jährliche Stickstoff-, Phosphor und Kaliumauftragung [kg/ha] [Lebensministerium, 2006] und Gesamtwasserbedarf [mm/a] [FAO, 1986]

Pflanze	N	P ₂ O ₅	P	K ₂ O	mm/a	m ³ /ha
Weizen	120	55	24	80	450 - 650	4.500 - 6.500
Mais	140	85	37	200	500 - 800	5.000 - 8.000
Sonnenblumen	50	65	28	200	600 - 1.000	6.000 - 10.000
Sojabohnen	30	65	28	90	450 - 700	4.500 - 7.000
Kartoffeln	110	60	26	190	500 - 700	5.000 - 7.000

Es wird ersichtlich, dass bei der Bewässerung sehr genau auf die maximale Jahresmenge geachtet werden muss, da alle Pflanzen einen unterschiedlichen Bedarf an Wasser und Nährstoffen haben und eine Überdüngung bzw. Versalzung des Bodens auf jeden Fall vermieden werden muss [Brettschneider et al., 1993].

Hohe Stickstofffrachten können zu einem Anstieg des Nitratgehaltes im Grundwasser führen. Bei intensiver Landwirtschaft kann jedoch der Bedarf der Pflanzen an Phosphor und Kalium alleine über das Abwasser nicht gedeckt werden. In diesem Fall müssten zusätzlich entsprechende Mindermengen über Mineraldünger substituiert werden. Im nachfolgenden Kapitel wird auf die möglichen Verfahrenskombinationen eingegangen, um die geforderten Nährstoffkonzentrationen, aber auch Keimbelastungen einzuhalten.

6.1.3.1 Verfahren zur Nachbehandlung

Abhängig von der Nachnutzung des Reaktorablaufes ergeben sich eventuell notwendige Nachbehandlungsschritte. Soll das Wasser zur Bewässerung eingesetzt werden, so empfiehlt es sich, gezielt störende Parameter zu entfernen und gewünschte Abwasserinhaltsstoffe wie vor allem die Nährstoffe im Ablauf zu erhalten. Somit stellen sich als Reinigungsziel die Reduzierung der CSB-Fracht und eine weitestgehende Keimreduktion. Falls die Nährstoffkonzentration im Ablauf immer noch höher ist als die maximale Aufnahme durch die zu bewässernden Pflanzen, ist zu untersuchen, ob eine Verdünnung des Ablaufs mit unbelastetem Wasser (z.B. aus einer Vorflut) oder die Abwasserbehandlung bis zum optimalen Nährstoffverhältnis wirtschaftlicher ist. In Tabelle 14 sind die erreichbaren Ablaufqualitäten und Betriebsmerkmale unterschiedlicher Verfahrenskombinationen dargestellt. Hierbei kann grob zwischen aeroben Verfahren sowie Verfahren ohne Belüftung unterschieden werden. Bei Anlagen mit geringeren Anschlussgrößen bzw. geringeren einwohnerspezifischen Frachten können die Kosten steigen. Für zusätzliche Desinfektionsanlagen müssen 1,75-3,50 € Baukosten und 0,18-0,53 €/a Betriebskosten pro Einwohner veranschlagt werden. [Urban, 2009]

Allen Anlagenkombinationen in Tabelle 14 ist gemein, dass die Keimreduktion bezogen auf die Fäkal coliformen Keime gering ist. Bis auf die beiden letzten genannten Verfahren, die Nachbehandlung mit Teichen bzw. Oberflächenpassage, beträgt die Ablaufkonzentration 10^6 - 10^7 FC/100 mL. Die beste Keimreduktion wird durch Teichanlagen erreicht, die hier erreichbaren Werte werden in 6.1.3.2 gesondert betrachtet. Eine ausführliche Beschreibung verschiedener Verfahren zur Nachbehandlung findet sich in Sperling und Chernicharo (2005).

Aerobe Verfahren

Unter den aeroben Verfahren sind hier die Nachbehandlung mit Belebtschlamm, aerobem Festbett und Tropfkörper zusammengefasst.

Durch den Einsatz aerober Verfahren können vor allem die Ammonium-Ablaufwerte reduziert werden, soweit durch ausreichende Schlammalter (< 10 d) Nitrifikanten im Reaktor kultiviert werden können. Für eine weitergehende Denitrifikation ist allerdings ein entsprechender Anteil an leicht abbaubaren CSB von ca. 5 kg CSB/(kg Nitrat-N) nötig (vgl. A-131, 2000). Wenn der CSB-Gehalt im Ablauf des UASB-Reaktors dafür nicht mehr ausreicht, muss (soweit eine weit reichende Denitrifikation gewünscht ist) ein Teilstrom des Abwassers an dem UASB vorbei direkt in das Denitrifikationsbecken geleitet werden. Aufgrund ihres Aufbaus sind Tropfkörper nicht zu einer stabilen Denitrifikation fähig, bei richtig dimensionierter Raumbelastung ($> 0,4$ kg CSB/($m^3 \cdot d$) siehe A-281 (2001)) können jedoch Nitrifikanten auf dem Tropfkörperassen angesiedelt werden und somit zumindest eine Nitrifikation des Ammoniums erreicht werden. [Urban, 2009]

Ein alternatives Verfahren zur Nitrifikation und Denitrifikation stellt die Deammonifikation dar. Der Vorteil der Deammonifikation ist neben dem geringeren Energiebedarf für die Belüftung der Verzicht auf eventuelle externe C-Quellen zur Denitrifikation. Großtechnische Erprobungen der Deammonifikation sind bereits mehrfach am ISAH

durchgeführt worden [Rosenwinkel und Cornelius, 2005]. Für die Inbetriebnahme müssen jedoch die Randbedingungen genau eingestellt werden; außerdem wird für die Etablierung der Mikroorganismen in der Regel ein Zeitraum von mehreren Monaten benötigt. Hier muss in Abhängigkeit vom Anwendungsfall geprüft werden, ob der Einsatz solcher Verfahren sinnvoll ist und stabil betrieben werden kann.

Nachteilig bei allen aeroben Verfahren (Tropfkörper ausgenommen) ist der sehr hohe Energiebedarf für die Belüftung, welcher sich in den Betriebskosten widerspiegelt. Diese sind doppelt so hoch wie die Betriebskosten für die im Folgenden beschriebenen alternativen Verfahren (vergleiche Tabelle 14). Ebenso fallen aufgrund des größeren Apparatebedarfs der aeroben Verfahren (Gebläse, Belüfter, etc.) die Kosten für Investitionen wesentlich höher aus.

Verfahren ohne Belüftung

Unter diesen Verfahren sind das anaerobe Festbett, die Teichanlage als auch die Oberflächenpassage zusammengefasst. Chernicharo (2006) beschreibt das anaerobe Festbett (AF) als kostengünstiges Verfahren zur Nachbehandlung, mit dem CSB-Ablaufwerte von 100-200 mg/L erreicht werden und die Nährstoffe weitestgehend erhalten bleiben. Wie bereits oben beschrieben, werden mit den Teichen und der Oberflächenpassage die besten Keimeliminationsraten erzielt. Zusätzlich werden mit Teichverfahren N- und P-Eliminationsraten von > 50 % erreicht. Beide Verfahren haben jedoch einen sehr großen Platzbedarf (Faktor 10 gegenüber den aeroben Verfahren), da sie mit relativ langen Aufenthaltszeiten von bis zu 20 d (Tabelle 18) betrieben werden. Dem gegenüber stehen relativ niedrige Bau- und Betriebskosten. Bei ausreichenden Freiflächen zum Bau von Teichen stellen diese somit das Verfahren der Wahl dar.

Tabelle 14: Typische Ablaufqualitäten und einwohnerspezifische Werte von UASB-Anlagen mit Nachbehandlung nach Chernicaró (2006), modifiziert

System	Ablaufqualität				Einwohnerspezifischer Bedarf			
	CSB [mg/L]	AFS [mg/L]	N _{ges} [mg/L]	P _{ges} [mg/L]	Fläche [m ² /E]	ÜSS (entwässert) [L/(E·a)]	Bau- Kosten [€/E]	Betriebs- Kosten ¹ [€/E·a]
Nur UASB	180- 270	60-100	>20	>4	0,03 - 0,10	10 - 35	10,50 - 17,50	0,90 - 1,30
UASB mit Belebungsverfahren	60- 150	20-40	>20	>4	0,08 - 0,2	15 - 60	26,25 - 39,40	2,20 - 4,40
UASB mit aerobem Festbett	60- 150	20-40	>20	>4	0,05 - 0,15	15 - 55	21,90 - 35,00	2,20 - 4,40
UASB mit Tropfkörper	70- 180	20-40	>20	>4	0,1 - 0,2	15 - 55	21,90 - 30,65	1,75 - 2,65
UASB mit anaerobem Festbett	100- 200	30-60	>20	>4	0,05 - 0,15	10 - 50	17,50 - 26,25	1,30 - 1,95
UASB mit Teichen	100- 180	50-80	15-20	<4	1,5 - 2,5	10 - 35	13,15 - 26,25	1,60 - 2,65
UASB mit Oberflächenpassage	90- 180	20-60	>15	>4	1,5 - 3,0	10 - 35	17,50 - 30,65	1,75 - 2,65

¹Kostenkalkulationen basieren auf Werte für Brasilien, Bezugsjahr 2002 (1 Real = 0,35 Euro)

6.1.3.2 Keimbelastung und Keimreduktion

Als Indikatororganismen für die Belastung eines Wasserkörpers mit pathogenen Keimen werden aufgrund der einfacheren und schnelleren Nachweisbarkeit Bakterien der coliformen Gruppe gewählt. Die gemessenen Verkeimungen werden meist als gesamt coliforme Keime (total coliforms), Fäkal- bzw. thermotolerante coliforme Keime (faecal/thermotolerant coliforms) oder direkt als *Escheria coli* angegeben. Für die Wahl dieser Gruppe sprechen drei Gründe [Urban, 2009]:

- Coliforme Keime kommen in großer Anzahl in menschlichen Ausscheidungen vor. Außerdem werden coliforme Keime auch von gesunden Menschen ausgeschieden, so dass über den Nachweis dieser Gruppe die Verschmutzung auch nachgewiesen werden kann, wenn keine Durchseuchung der Gesellschaft mit pathogenen Keimen besteht.
- Coliforme Keime haben eine geringfügig höhere Überlebensspanne im Wasserkörper als die meisten pathogenen Bakteriengruppen. Somit ergibt sich eine Sicherheitsspanne bei der Auszählung der koloniebildenden Einheiten, die jedoch nicht zu hoch ausfällt.
- Die Verfahren, mit denen coliforme Keime aus dem Wasserkörper entfernt werden können, gleichen denen zur Elimination von pathogenen Bakterien. Es bleibt jedoch zu beachten, dass zur Elimination von Wurmeiern gesonderte Verfahren zum Einsatz kommen müssen.

Tabelle 15: Keimbelastung von kommunalem Rohabwasser in Entwicklungsländern nach Sperling und Chernicharo (2005)

	Wurmeier	total Coliforme	<i>Escheria. coli</i>	Viren
[1/100 mL]	10^0 - 10^3	10^7 - 10^{10}	10^6 - 10^9	10^2 - 10^4

Zum Nachweis von Wurmeiern gibt es bis jetzt keine Indikatormechanismen. Wurmeier müssen im Labor direkt aus der Wasserprobe ausgezählt werden. Sie sind ein wichtiger Parameter, wenn eine Wiederverwendung des Wassers zur Bewässerung geplant ist, da Arbeiter direkt mit den Eiern in Kontakt geraten und sich infizieren können. Wurmeier werden hauptsächlich durch Sedimentationsverfahren abgeschieden. Eine Abtötung der Eier kann mit speziellen Desinfektionsverfahren wie z.B. Ozonisierung oder Chlorung, aber auch Filtrationsverfahren erreicht werden. In der folgenden Tabelle 16 sind übliche Schritte zur Keimreduktion, sortiert nach naturnahen und technischen Verfahren, samt ihrer Vor- und Nachteile aufgeführt.

Tabelle 16: Verfahren zur Keimreduktion von kommunalem Abwasser nach Chernicaró, 2006

	Verfahren	Anmerkungen
Naturnahe Verfahren	Teiche	<ul style="list-style-type: none"> ▪ In flachen Teichen wird die Eliminationsrate pathogener Keime durch die natürliche Sonneneinstrahlung erhöht. ▪ Es werden keine chemischen Zusätze und Energie benötigt, jedoch besteht ein hoher Flächenbedarf. ▪ Aufgrund der geringen Kosten ist dieses Verfahren sehr verbreitet.
	Bodenfilter	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Durch das Milieu im Bodenfilter wird die Eliminationsrate erhöht. ▪ Je nach Anwendungsfall kann die gebildete Pflanzenmasse mit Keimen kontaminiert sein. ▪ Es werden keine chemischen Zusätze und Energie benötigt, jedoch besteht ein hoher Flächenbedarf.
Technische Verfahren	Chlorung	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Chlor tötet pathogene Mikroorganismen, Zysten und Wurmeier hingegen werden weniger beeinträchtigt. ▪ Es werden hohe Konzentrationen benötigt, was zu hohen Betriebskosten führt. ▪ Die toxische Wirkung des im Wasser verbleibenden Chlors muss berücksichtigt werden. ▪ Es gibt viel Erfahrung mit der Chlorung in Entwicklungsländern.
	Ozonisierung	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ozon ist sehr wirksam im Einsatz gegen pathogene Keime. ▪ Zur Zeit ist die Ozonisierung ein sehr kostenintensives Verfahren, jedoch sinken die Kosten ständig. ▪ Es gibt wenige Erfahrungen mit der Ozonisierung in Entwicklungsländern.
	UV-Bestrahlung	<ul style="list-style-type: none"> ▪ UV-Strahlung stört die Reproduktion von pathogenen Keimen. ▪ Es werden keine toxischen Verbindungen im Wasser erzeugt. ▪ Das zu bestrahlende Medium sollte für eine optimale Durchdringung fest- und trübstofffrei sein. ▪ Durch kontinuierliche Weiterentwicklung kann dieses Verfahren mit der Chlorung konkurrieren.
	Membranverfahren	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Membranen stellen eine physikalische Barriere für alle Organismen dar, deren Durchmesser größer als die Porenweite der Membran ist. ▪ Es werden keinerlei chemische Substanzen in die Wasserphase eingetragen. ▪ Trotz Weiterentwicklung sind die Kosten dieses Verfahrens weiterhin hoch.

Oberflächenpassage

Die Oberflächenpassage (Overland Flow) bzw. Hangverrieselung ist ein Verfahren, dass vor allem in Süd- und Nordamerika zum Einsatz kommt. Es ist der in Europa verbreiteten Pflanzenkläranlage [siehe Kayser, 2003] ähnlich, jedoch mit dem Unterschied, dass das versickerte Wasser nicht erfasst wird und das Gelände eine Neigung von 4 % aufweist. Das Gelände wird mit wasserliebenden Pflanzen bepflanzt. Diese sollen Erosion und Kurzschlussströmungen verhindern und durch ihr Biomassenwachstum dem Wasser Nährstoffe entziehen. Der Boden sollte eine geringe Durchlässigkeit haben, um zum einen eine Kontaminierung des Grundwassers zu verhindern und zum anderen dafür zu sorgen, dass der Großteil des Abwassers wieder zum Ablauf gelangt. Die Bemessung und Planung dieser Anlagen erfolgt nach einem Handbuch der U.S: Environmental Protection Agency mit Richtlinien hinsichtlich Anforderungen an das Gelände sowie Verteilung und Fassung des ablaufenden Abwassers [USEPA, 1981].

Aufgrund der Nährstoffaufnahme durch die Pflanzen ergeben sich, abhängig von der Beschickungsart N-Eliminationsraten von 40-50 % (siehe Tabelle 17). Der CSB wird bei der Oberflächenpassage ebenfalls um 40-50 % reduziert, so dass sich in Verbindung von UASB und Oberflächenpassage Eliminationsraten von bis zu 80 % ergeben können. Der CSB-Abbau erfolgt durch einen aeroben Biofilm, der auf der Oberfläche des Hanges wächst. Bis zur vollen Ausbildung dieses Biofilms kann bis zu ein Jahr vergehen [WPCF, 1990].

Der wichtigste Bemessungswert für die Oberflächenpassage ist die hydraulische Beschickung, angegeben in $\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m})$. Sie bezieht sich auf die Breite des Hangs, über den das Abwasser aufgegeben wird. Übliche hydraulische Beschickungen liegen, abhängig von Bodenart und Geländeneigung, zwischen 0,1 und 0,6 $\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m})$.

Tabelle 17: Reduktion der Keimbelastung durch Hangrieselung (Oberflächenpassage) nach Chernicharo et al. (2001)

Messstelle	Wurmeier [1/L]	Fäkalkeime [1/100 mL]	CSB [mg/L]	KN Eliminationsrate	NH ₄ -N
Rohabwasser	47,3	$2,5 \cdot 10^7$			
Ablauf UASB	14,0	$3,8 \cdot 10^6$	205		
Oberflächenpassage (kontinuierlich)	-	$1,5 \cdot 10^5$	99	48%	51%
Rohabwasser	120,7	-	592		
Ablauf UASB	21,3	-	323		
Oberflächenpassage (intermittierend)	0,2	-	119	43%	33%

Teiche

Teichanlagen werden teilweise als eigenständige Verfahren zur Abwasserbehandlung, aber auch häufig als Nachbehandlungsstufe genutzt. Als letzter Behandlungsschritt waren sie in Deutschland auf dem Gelände kommunaler Kläranlagen als Schönungsteiche verbreitet. Zur Unterscheidung zwischen diesen beiden Einsatzzwecken unterscheidet Cavalcanti et al. (2001) zwischen Stabilisierungsteichen (stabilisation ponds) und Schönungsteichen (polishing ponds) deren Hauptaufgabe nicht die CSB-Reduktion, sondern die Keimreduktion ist.

Zur Sicherstellung der geforderten Keimreduktion ist eine ausreichende Aufenthaltszeit von essentieller Bedeutung (Abbildung 6). Dieses gilt vor allem für Wurmeier, da diese teilweise über mehrere Monate überleben können. Die Entfernung in Schönungsteichen erfolgt hauptsächlich durch Sedimentation und Einlagerung in den Bodenschlamm. Aus den Datensätzen von Dixo (1995) und Cavalcanti et al. (2001) in Tabelle 18 ist zu sehen, dass üblicherweise nach 10 d Aufenthaltszeit in Schönungsteichen keine Wurmeier mehr im Ablauf nachzuweisen sind. Dieses deckt sich mit Angaben der WHO (1989), die nach einer Aufenthaltszeit von 8-10 Tagen von weniger als 1 Wurmei/L ausgeht.

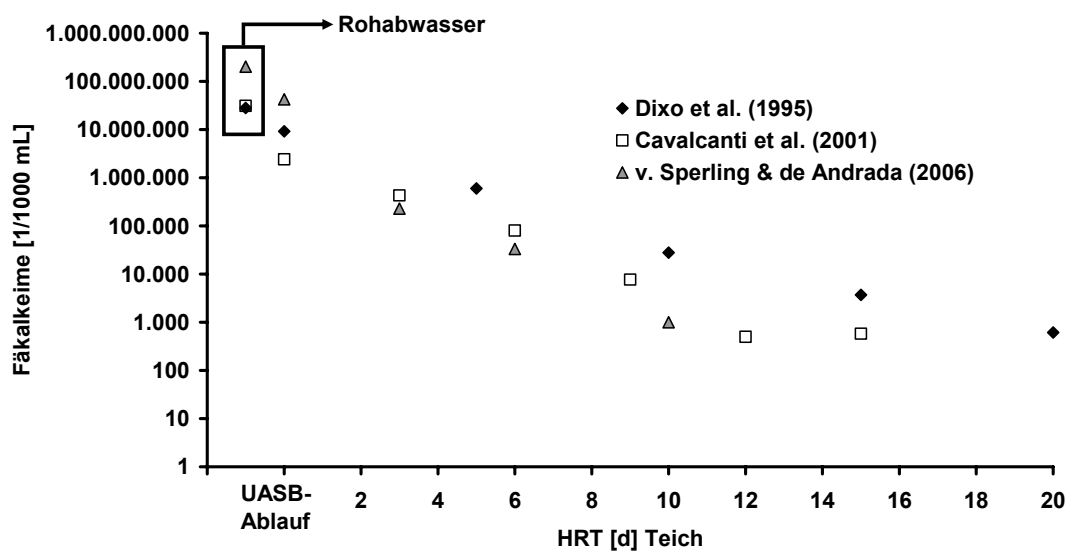


Abbildung 6: Keimreduktion in Abwasserteichen nach Dixo (1995), Cavalcanti et al (2001) und Sperling und Andrada (2006) [Urban, 2009]

Tabelle 18: Reduktion der Keimbelastung durch nachgeschaltete Teiche nach Dixo (1995), Cavalcanti et al. (2001), Sperling und Andrada (2006)

Messstelle	Wurmeier [1/L]	Fäkalkeime [1/100 mL]	CSB [mg/L]	BSB ₅ [mg/L]
nach Dixo (1995)				
Rohabwasser	16774	$2,8 \cdot 10^7$		771
Ablauf UASB	1740	$9,2 \cdot 10^6$		83
Teich, HRT = 5 d	3,5	$6,0 \cdot 10^5$		54
Teich, HRT = 10 d	0	$2,8 \cdot 10^4$		47
Teich, HRT = 15 d	-	$3,7 \cdot 10^3$		44
Teich, HRT = 20 d	-	$6,1 \cdot 10^2$		43
Nach Cavalcanti et al. (2001)				
Rohabwasser	-	$3,1 \cdot 10^7$	522	312
Ablauf UASB	52	$2,4 \cdot 10^6$	192	150
Teich, HRT = 3 d	< 1	$4,3 \cdot 10^5$	227	70
Teich, HRT = 6 d	-	$8,0 \cdot 10^4$	187	64
Teich, HRT = 9 d	-	$7,7 \cdot 10^3$	127	27
Teich, HRT = 12 d	-	$5,0 \cdot 10^2$	137	32
Teich, HRT = 15 d	-	$5,8 \cdot 10^2$	108	24
Nach Sperling und Andrada (2006)				
Rohabwasser		$2,03 \cdot 10^8$		235
Ablauf UASB		$4,24 \cdot 10^7$		46
Teich, HRT = 3 d		$2,29 \cdot 10^5$		38
Teich, HRT = 6 d		$3,34 \cdot 10^4$		36
Teich, HRT = 10d		$1,00 \cdot 10^3$		40
Kiesfilter, HRT = 2 d		$4,5 \cdot 10^2$		27

Da die nachgeschalteten Schönungsteiche hauptsächlich der Reduzierung der Krankheitserreger dienen, brauchen diese anders als Stabilisierungsteiche lediglich auf die Keimreduktion bemessen zu werden. Dieses kann nach Sperling et al. (2002) überschläglich über die unten aufgeführten Formeln zur Reduktion der E. coli und der Formel nach Ayres et al. (1992) zur Reduktion von Wurmeiern erfolgen. Da die Sonneneinstrahlung bzw. die darin enthaltenen UV-Strahlen ein wichtiger Bestandteil der Abtötung von Fäkalkeimen sind, geht die Beckentiefe mit in die Formel 5 nach Sperling et al. (2002) ein. Eine Vertiefung der Teiche von 1 m auf 2 m reduziert die Leistung bereits auf 50 %, bei 4 m Teichtiefe beträgt die Leistungsfähigkeit nur noch 30 %.

$$K_b(20^\circ\text{C}) = 0,917 \cdot H^{-0,877} \cdot t^{-0,329} \quad (\text{Formel 5})$$

mit

- K_b = Abbaurrate der E. coli Keime [1/d]
- H = Beckentiefe [m]
- t = Aufenthaltszeit [d]

Wie bereits oben beschrieben, werden die Wurmeier im Abwasser überwiegend durch Sedimentation entfernt, so dass die Aufenthaltszeit im Schönungsteich ausschlaggebend für die Eliminationsrate der Wurmeier ist.

$$E = [1 - 0,14^{(0,38 \cdot t)}] \quad (\text{Formel 6})$$

mit:

- E = Eliminationsrate der Wurmeier [%]
- t = Aufenthaltszeit [d]
- nach Ayres et al (1992)

Bei der Konstruktion der Teiche ist darauf zu achten, dass die rechnerische Aufenthaltszeit nicht durch Kurzschlussströmungen reduziert wird. Sollte aufgrund der örtlichen Gegebenheiten diese Gefahr nicht ausgeschlossen werden können, so sollten die Teiche kaskadiert werden. Der Abbau an Nährstoffen liegt in Schönungsteichen bei ca. 50 %, wobei dieser Wert stark abhängig von der Beckentiefe (und damit der Algenproduktion) ist [Sperling et al., 2005].

6.1.4 Aufstellung von Leistungsprofilen und Lieferpotentialen

6.1.4.1 Katalogisierung und Systematisierung

Mögliche Einsatzbereiche von UASB-Reaktoren erstrecken sich sowohl auf ländliche als auch auf städtische Gebiete. Aufgrund der damit einhergehenden stark schwankenden Einwohnerzahl ergibt sich daraus ein breites Einsatzspektrum in Bezug auf den zu reinigenden Abwasservolumenstrom. Aus diesem Grund ist eine Kategorisierung anhand verschiedener Größenklassen vorgenommen worden. Die Kategorisierung orientiert sich an den fünf Größenklassen aus der Abwasserverordnung [AbwV, 2004]. Der tägliche Wasserverbrauch ist mit einem Wert von 200 L/(EW·d) angesetzt worden. Durch Multiplikation mit der entsprechenden Einwohnerzahl ergeben sich zu den Größenklassen die in Tabelle 19 aufgeführten täglichen Zulaufvolumenströme. [Kriesten, 2008]

Tabelle 19: Zuordnung der Größenklassen zu den täglichen Zulaufvolumenströmen

GK	Einwohner [EW]	Tägliche CSB-Fracht [kg CSB _{roh} /d]	Q [m ³ /d]
1	500-1.000	< 120	100-2.000
2	1.000-5.000	120-600	200-1.000
3	5.000-10.000	> 600-1.200	1.000-2.000
4	10.000-100.000	> 1.200-12.000	2.000-20.000
5	100.000-500.000	> 12.000-60.000	20.000-100.000
6	500.000-1.000.000	> 60.000-120.000	100.000-200.000

Behälter

Für jede der in Tabelle 4.1 aufgeführten Größenklassen, sind unter Vorgabe der CSB-Raubelastung von $2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ mögliche Behältergrößen berechnet worden. Da die Höhe eines solchen Reaktors maximal 6 m betragen sollte und ab einem Volumen von 1.000 m^3 eine modularer Ausbildung des Reaktors empfohlen wird, wird der Einsatzbereich der Behälter entsprechend eingegrenzt. Tabelle 4.2 zeigt die errechneten Behältergrößen. Ab einer Einwohnerzahl von ca. 16.700 ist der Reaktor in modularer Bauweise auszuführen. Die Größenklassen 5 bis 6 werden daher nicht weiter untersucht. [Kriesten, 2008]

Tabelle 20: Errechnete Reaktorbehältergrößen in Abhängigkeit der Größenklassen

GK	Einwohner [EW]	Behältergröße [m^3]
1	500-1.000	30-60
2	1.000-5.000	60-300
3	5.000-10.000	300-600
4	10.000-16.700	600-1.000
5	100.000-500.000	6.000-30.000
6	500.000-1.000.000	30.000-60.000

Zulaufpumpe

Die Förderströme der Zulaufpumpe sind in Abhängigkeit der entsprechenden Behältergrößen und einer Spanne für die Aufenthaltszeit (4-10 h) berechnet worden. Damit der Förderstrom einer Größenklasse durch eine Pumpe abgedeckt werden kann, ist jeweils die maximale Aufenthaltszeit durch das geringste Behältervolumina und die minimale Aufenthaltszeit durch das größte Behältervolumina der entsprechenden Größenklasse dividiert worden. Dadurch wird die o.g. Zeitspanne gewährleistet. Tabelle 4.3 zeigt die sich daraus ergebenden Förderströme. [Kriesten, 2008]

Tabelle 21: Errechnete Zulaufvolumenströme in Abhängigkeit der Größenklassen

GK	Einwohner [EW]	Zulaufvolumenstrom [m^3/h]
1	500-1.000	3-15
2	1.000-5.000	6-75
3	5.000-10.000	30-150
4	10.000-100.000	60-1.500
5	100.000-500.000	600-7.500
6	500.000-1.000.000	3.000-15.000

Neben dem Förderstrom ist die Förderhöhe zur Katalogisierung der Zulaufpumpe von Bedeutung. Diese setzt sich aus der zu überwindenden geodätischen Höhendifferenz von 6 m und einer zu überwindenden Druckverlusthöhe zusammen, welche mit 4 m gewählt worden ist. Hierdurch wird sichergestellt, dass der Druckverlust, welcher durch das Schlammbett entsteht, überwunden werden kann.

Schlammpumpe

Um die Förderströme für die Schlammabzugspumpe zu ermitteln, ist die tägliche Schlammproduktion aus der täglich abgebauten CSB-Mengen und dem Ertragskoeffizienten der Biomasse abgeschätzt worden.

Sperling et al. (2005) gibt für den Ertragskoeffizienten einen Bereich von 0,10 bis 0,20 kg TS/kg CSB_{abb} an. Unter Berücksichtigung des Schlammabtriebes ist der Wert mit 0,10 kg TS/kgCSB_{abb} gewählt worden. Aus der Dichte (Annahme: 1.030 kg/m³) und dem Feststoffgehalt (3 % nach Sperling et al. 2005) wurde wiederum die abzuführende Überschussschlammmenge bestimmt (Tabelle 22).

Tabelle 22: Täglicher Überschussschlammabzug in Abhängigkeit der Größenklassen

GK	Einwohner [EW]	CSB _{Zulauf} /d [kg CSB/d]	Tägliche Schlamm- produktion [kg/d]	Überschuss- schlammabzug [m ³ /h]
1	500-1.000	60-120	4-7	0,00-0,01
2	1.000-5.000	120-600	7-36	0,01-0,05
3	5.000-10.000	600-1.200	36-72	0,05-0,10
4	10.000-100.000	1.200-12.000	72-720	0,10-0,97
5	100.000-500.000	12.000-60.000	720-3.600	0,97-4,85
6	500.000-1.000.000	60.000-120.000	3.600-7.200	4,85-9,71

Abscheider und Einlaufsystem

Der Drei-Phasen-Abscheider und das Einlaufsystem stellen Sonderkonstruktionen dar. Aufbau und Größe der Baugruppen richten sich nach Form und Größe des Behälterquerschnittes. Bei dem Einlaufsystem muss zusätzlich der Zulaufvolumenstrom berücksichtigt werden. Die entsprechenden Komponenten müssen somit jeweils reaktorspezifisch hergestellt werden. Die Katalogisierung für diese Anlagenkomponenten beschränkt sich daher auf die Konstruktionsmaterialien Kunststoff oder Edelstahl.

Ablaufsystem

Das Ablaufsystem, welches das Klarwasser fassen und abführen soll, ist nach der Ablaufgestaltung katalogisiert worden. Hierbei wird zwischen:

- Ablaufrinnen
- Überfallwehre
- Überfallschwellen
- Unterwasserkästen
- und getauchten Ablaufrohren

unterschieden.

Peripherie

Gasspeicher

Um den erforderlichen Gasbehälter auszulegen, ist das gesamte entstehende Biogas berücksichtigt worden. Durch die in der Biomasse gespeicherte Energie ergibt sich rechnerisch eine Gasproduktionsrate von $0,35 \text{ m}^3 \text{ Methan/kg CSB}$. Es ist jedoch davon auszugehen, dass die organische Substanz nicht vollständig abgebaut wird und ein Teil des Gases nicht gefasst werden kann. Daher muss in der Praxis mit geringeren Werten gerechnet werden. Die Biogasproduktion ist mit $0,3 \text{ m}^3 \text{ Biogas/kgCSB}_{\text{abb}}$ angesetzt worden [GTZ 1998], der CSB-Abbaugrad wurde mit 60 % angenommen. Die Behältergrößen (Tabelle 23) sind so ausgelegt worden, dass die Gasproduktion eines Tages zwischengespeichert werden kann.

Tabelle 23: Gasspeichervolumina in Abhängigkeit der Größenklassen

GK	Einwohner [EW]	CSB _{Zulauf} /d [kg CSB/d]	Behältergröße [m ³] (berechnet)	Behältergröße [m ³] (gewählt)
1	500-1.000	60-120	10,8-21,6	25
2	1.000-5.000	120-600	21,6-108	120
3	5.000-10.000	600-1.200	108-216	220
4	10.000-100.000	1.200-12.000	216-2.160	2.200
5	100.000-500.000	12.000-60.000	2.160-10.800	11.000
6	500.000-1.000.000	60.000-12.000.000	10.800-21.600	22.000

Blockheizkraftwerke

Das gebildete Biogas kann entweder direkt in ein Gasnetz eingespeist werden oder mittels Blockheizkraftwerk in elektrische Energie oder Wärmeenergie umgewandelt werden. Nach van Haandel et al. (1994) besteht das erzeugte Biogas aus 65-75 % aus energetisch hochwertigen Methan. Hieraus ergibt sich ein Methangehalt von $0,225 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg CSB}_{\text{abb}}$. Der Bruttoenergiegehalt beläuft sich auf ca. $2,25 \text{ kWh/kg CSB}_{\text{abb}}$. Dadurch ergeben sich die in Tabelle 4.6 dargestellten Größenklassen.

Tabelle 24: Errechnete Größenklassen für BHKWs in Abhängigkeit der Größenklassen

GK	Einwohner [EW]	CSB _{Zulauf} /d [kg CSB/d]	CH ₄ -Produktion [m ³ CH ₄ /h]	Primärenergie [kW]
1	500-1.000	60-120	0,3-0,7	3,4-6,8
2	1.000-5.000	120-600	0,7-3,4	6,8-33,8
3	5.000-10.000	600-1.200	3,4-6,8	33,8-67,5
4	10.000-100.000	1.200-12.000	6,8-67,5	67,5-675
5	100.000-500.000	12.000-60.000	67,5-337,5	675-3.375
6	500.000-1.000.000	60.000-120.000	337,5-675	3.375-6.750

Sonstiges

Eine Katalogisierung der Gasfackeln ist nach Niedertemperatur- bzw. Hochtemperaturfackel vorgenommen worden.

Die erforderliche Mess- und Regelungstechnik, welche den Betrieb sowie den Prozess kontrolliert und ggf. eingreift, ist nach den zu messenden Parametern katalogisiert worden.

Die erforderlichen Armaturen beschränken sich auf Absperrschieber und -klappen. Beide Armaturenarten sind für die Medien Abwasser und Gas aufgeführt worden.

Abschließend sind die auf dem derzeitigen Markt befindlichen Hersteller von UASB-Reaktoren aufgeführt worden. Jedoch sei angemerkt, dass es sich hierbei auch um UASB-Reaktoren handelt, welche derzeit noch ausschließlich für industrielles Abwasser eingesetzt werden.

6.1.4.2 Zusammenstellung der Daten in einer Datenbank

Für die verschiedenen Baugruppen wurden im Rahmen dieses Vorhabens die Lieferpotentiale in Deutschland ermittelt. Informationen wurden insbesondere im Rahmen der IFAT 2008, auf der Industriemesse 2008 sowie aus direktem Kontakt zu Firmen gewonnen, die in Herstellerverzeichnissen oder Branchenbüchern aufgeführt bzw. im Internet präsent sind. Die Daten sind in einer Datenbank aufgenommen worden. Der Zugriff erfolgt über ein Deckblatt, in dem die untersuchten Komponenten bildlich oder durch Schaltflächen abgebildet sind (Abbildung 7). [Kristen, 2008]

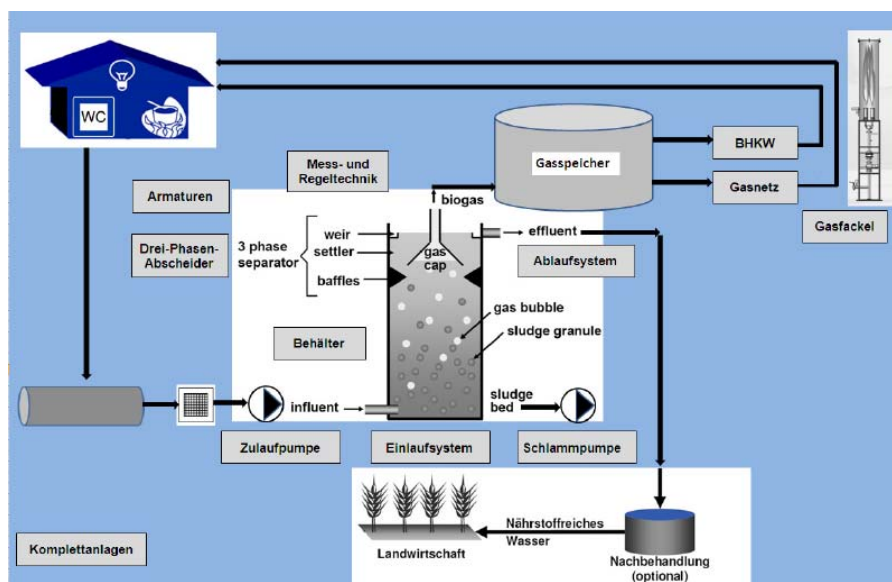


Abbildung 7: Deckblatt der Datenbank

Bei Betätigung der Schaltflächen bzw. Bilder wird über einen Hyperlink auf das entsprechende Excel Arbeitsblatt zugegriffen, in dem die untersuchten Hersteller der entsprechenden Komponente aufgeführt sind. In dem Arbeitsblatt sind die „Technischen Daten“ sowie die „Herstellerinformationen“ aufgeführt. Letzteres umfasst die jeweilige

Anschrift, Telefonnummer sowie Homepage des Herstellers. Bei den Technischen Daten ist die in Tabelle 25 dargestellte Katalogisierung vorgenommen worden.

Tabelle 25: Vorgenommene Katalogisierung der technischen Daten

Arbeitsblatt:	Technische Informationen		
Armaturen	Armaturenart	Nennweite (von/bis)	
	Anwendungsbereich	Datenblätter	
	Bezeichnung		
Behälter	Größenklasse	Verarbeitung	
	Bauform	Volumen (von/bis)	
	Material	Datenblätter	
Blockheizkraftwerke	Größenklasse	Primärleistung (von/bis)	
	Motorprinzip	Max. Wirkungsgrade	
	Elektrische (von/bis)	Leistung	Datenblätter
	Thermische (von/bis)	Leistung	
Dreiphasenabscheider	Material		
Einlaufsystem	Material		
Gasfackel	Bauweise	Betriebstemperatur	
	Typ	Datenblätter	
Ablaufsystem	Art des Ablaufes	Datenblätter	
Gasspeicher	Größenklasse	Volumen (von/bis)	
	Typ	Datenblätter	
	Speicherart		
Mess- Regelungstechnik	und	Messparameter	
Zulaufpumpe	Bauart	Förderhöhe (bis)	
	Baureihe	Laufgradform	
	Förderstrom (von/bis)	Datenblätter	
Schlammpumpe	Größenklasse	Förderstrom (von/bis)	
	Bauart	Laufgradform	
	Baureihe	Datenblätter	

Alle Herstellerdaten sowie Technische Daten können durch einen Datenfilter sortiert bzw. ausgewählt werden. Über den Filter kann nach Größe und alphabetisch sortiert sowie die gezielte Auswahl von Größenklassen, Bauarten, Baureihen und Leistungsmerkmale durchgeführt werden. Eine Verschachtelung der Auswahlkriterien ist ebenfalls möglich.

Jedem Datensatz in den Arbeitsblättern wurde eine Schaltfläche zugewiesen, durch welche sich die Datensätze der Hersteller auslesen und in eine Stückliste überführen lassen. Die ausgewählten Datensätze werden anschließend in eine Stückliste übernommen.

6.2 Material und Methoden

6.2.1 Aufbau einer Laboranlage zur Durchführung von anaeroben Batch-Tests

Untersuchungen im Batch-Verfahren beziehen sich in der Regel auf eine einmalige Beschickung eines Inoculums mit Substrat. Im Rahmen der anaeroben Batch-Tests können unter definierten Randbedingungen (z.B. Temperatur, Schlammbelastung) Aussagen zu bestimmten Fragestellungen wie z.B. der spezifischen Methanaktivität (SMA) der Biomasse oder der Gasertrag getroffen werden. In der VDI 4630 sind einige Apparaturen aufgeführt, mit denen diese Tests durchgeführt werden können. Möglichkeiten und Grenzen der Batch-Tests sind in Tabelle 26 zusammengefasst

Tabelle 26: Aussagefähigkeit anaerober Batchtests

Anaerobe Batch-Tests erlauben eine	Anaerobe Batch-Tests erlauben hingegen keine Aussagen
- grundsätzliche Bewertung des möglichen Biogasertrags und der anaeroben biologischen Abbaubarkeit eines Stoffes bzw. eines Stoffgemisches,	- zur Prozessstabilität in Reaktoren, die mit dem untersuchten Stoff bzw. Stoffgemisch kontinuierlich beschickt werden,
- qualitative Beurteilung der Geschwindigkeit des anaeroben Abbaus des untersuchten Stoffes sowie	- zum Biogasertrag unter Praxisbedingungen, aufgrund möglicher negativer oder positiver Synergieeffekte,
- qualitative Beurteilung der Hemmwirkung des untersuchten Stoffes im untersuchten Konzentrationsbereich.	- zur Monovergärbarkeit eines Stoffes oder über die Grenzen der organischen Raumbelastung.

6.2.1.1 Technischer Aufbau

Für den Aufbau von Batch-Versuchen stehen grundsätzlich zwei verschiedene Varianten der Gasmengenerfassung zur Verfügung [Urban, 2009]:

- Bei einem Konstant-Druck-Reaktor wird das gebildete Biogas in einem Gassammelrohr erfasst und gemessen. Der Druck innerhalb der Versuchsapparatur bleibt während der gesamten Versuchsdauer konstant. Wenn das gesammelte Gas nicht unter denselben Temperaturbedingungen wie die Versuchsapparatur gespeichert wird, ist dieses bei der Ermittlung des Normgasvolumens zu beachten.
- Die Alternative hierzu ist der Konstant-Volumen-Reaktor. Bei dieser Versuchsapparatur wird das anfallende Biogas im Gärgefäß gesammelt. Die Menge des produzierten Biogases wird mittels einer Druckmessung bestimmt. Gegenüber dem Konstant-Druck-Reaktor befindet sich hierbei das gesammelte Gas unter den gleichen Temperaturbedingungen wie das Gärmedium. Die im Folgenden vorgestellten Konstant-Druck-Reaktoren basieren im Wesentlichen auf dem von Verink (1988) beschriebenen Versuchsaufbau.

Diskontinuierliche Messung

Der Aufbau der hier verwendeten Batch-Tests mit einer diskontinuierlichen Druckerfassung ist bereits detailliert bei Verink (1988) und Abdel-Halim (2005) beschrieben. Der Versuchsaufbau folgt der in Abbildung 8 skizzierten Darstellung. Das Inoculum wird zusammen mit dem Abwasser in ein Probengefäß (520 mL) abgewogen und mittels Silikonseptum verschlossen. Anschließend wird über eine Wasserstrahlpumpe die Atmosphäre aus dem verbliebenen Gasraum abgesaugt bis ein Restdruck von ca. 0,1 - 0,2 bar im Gasraum verbleibt.

Die Probenflaschen werden in einem beheizten Schüttelbad über den gesamten Versuchszeitraum geschüttelt. In festgelegten Intervallen wird mittels eines Drucksensors das Septum durchstoßen und der Druck im Probengefäß bestimmt. Die Biogasproduktion ergibt sich aus der Druckdifferenz zwischen den Messungen.

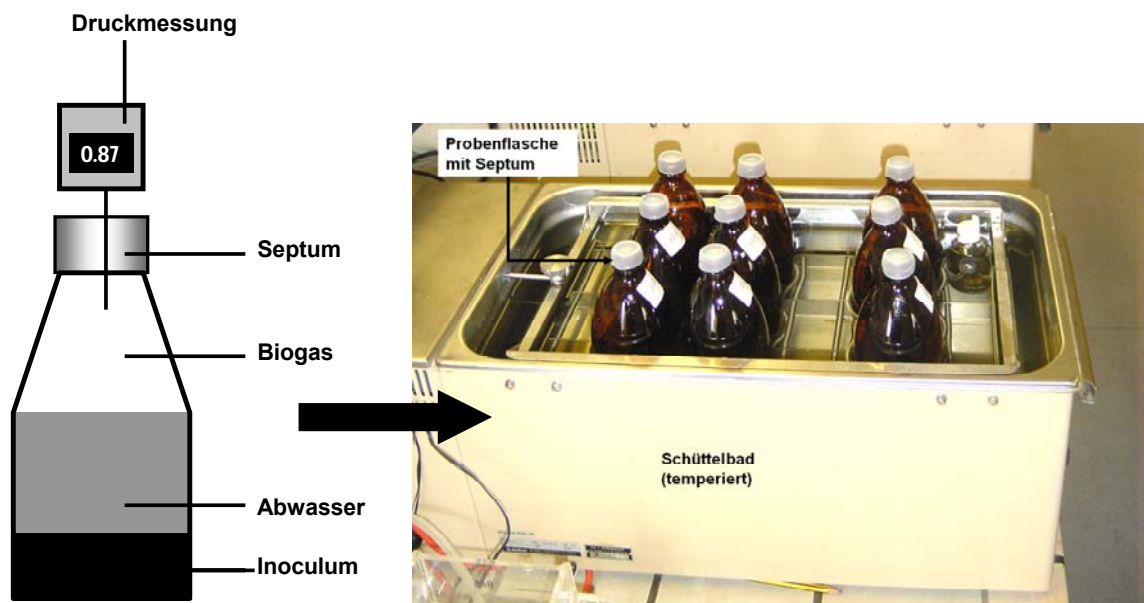


Abbildung 8: Aufbau der diskontinuierlichen Batch-Tests

Kontinuierliche Messung

Im Rahmen des Vorhabens wurde die vorhandene Versuchsanlage um kontinuierliche Messungen ergänzt. Grund für den Aufbau dieses Teststandes war die notwendige Erhöhung der Messgenauigkeit, da aufgrund der Versuchsanordnung die vorhandene Fehlerspanne nicht mehr tolerierbar war. Durch das Durchstechen des Sensors mit einer Kanüle kann bei der Druckmessung eine geringe Gasmenge zwischen dem Gasraum der Probenflasche und der Umgebung ausgetauscht werden. [Urban, 2009]

Mit Hilfe der entwickelten Versuchsanlage (Abbildung 10) sollten der Gasaustausch zwischen Probenflasche und Umgebung minimiert, die Messintervalle zur genaueren Darstellung des qualitativen Verlaufs der Gasbildung reduziert, eine stabilere Temperierung der Probenflaschen gewährleistet und der Betreuungsaufwand während der Versuchsdurchführung reduziert werden. Die Druckaufnahme erfolgt über einen digitalen Drucksensor (Abbildung 9), der über ein Gewinde direkt auf das Probengefäß

geschraubt wird. Ebenfalls an das Gewinde angeschlossen wurde ein Septum, über welches zu Versuchsbeginn das Vakuum sowie zu Versuchsende die Gasprobe gezogen werden können. Der Sensor wird über ein Kabel mit einem Datenwandler verbunden, der die aufgenommen Messwerte an einen PC zur Datensicherung weitergibt. Die Flaschen werden in einem Klimaschrank temperiert, somit kann davon ausgegangen werden, dass in der gesamten Flasche die eingestellte Temperatur vorherrscht. Die Durchmischung der Probenflaschen wird mit Hilfe von Magnetrührern gewährleistet.

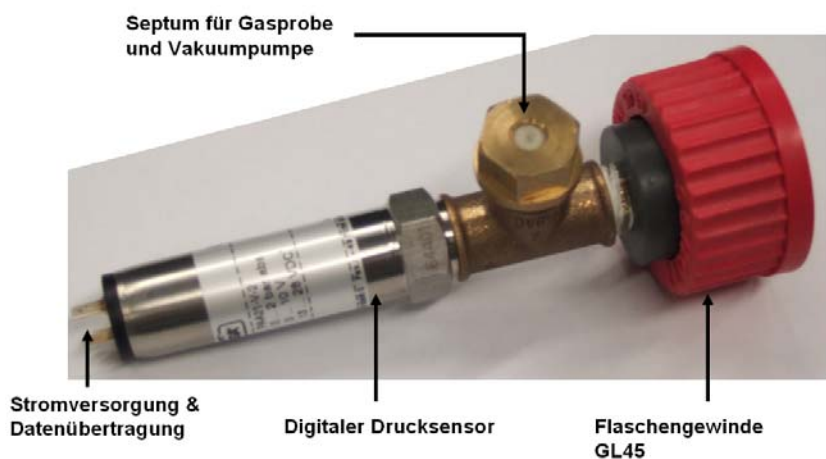


Abbildung 9: Aufbau des Drucksensors

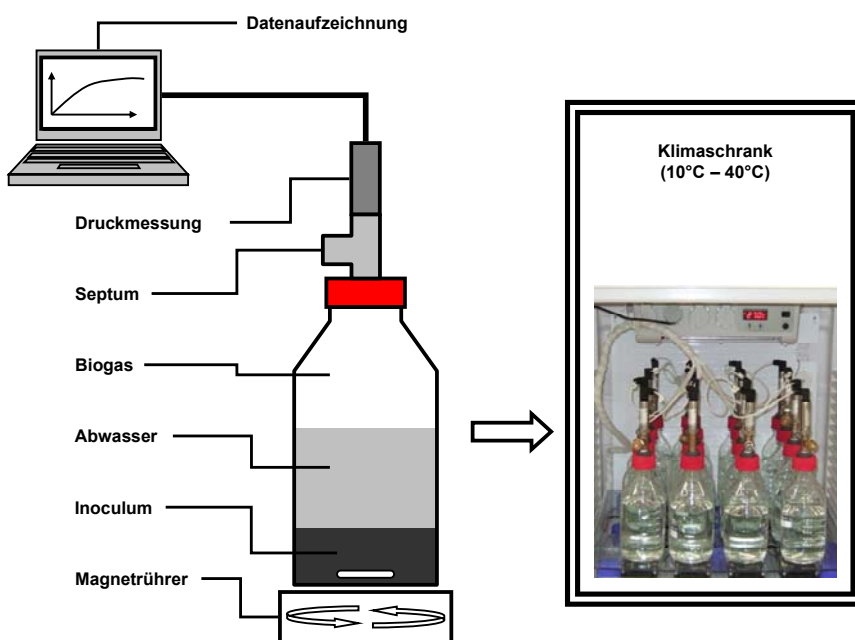


Abbildung 10: Aufbau der kontinuierlichen Batch Tests

Aus dieser Versuchsanordnung ergeben sich die in Tabelle 27 aufgeführten Spezifikationen.

Tabelle 27: Kenndaten der kontinuierlichen Batch-Tests

Stellplätze	16
Temperatur	10 - 40 °C
Messgenauigkeit	< 1 mbar
Messbereich	0 - 2.000 mbar
Probenflaschenvolumen	250 - 5.000 mL
Datenaufzeichnung	kontinuierlich

6.2.1.2 Versuchsdurchführung

Die Durchführung von anaeroben Batch-Tests gliedert sich in die in Abbildung 11 dargestellten einzelnen Arbeitsschritte. Bei speziellen Anforderungen an die Batch-Tests können neue Arbeitsschritte hinzukommen. Eine detaillierte Beschreibung der einzelnen Arbeitsschritte findet sich in Urban, 2009.

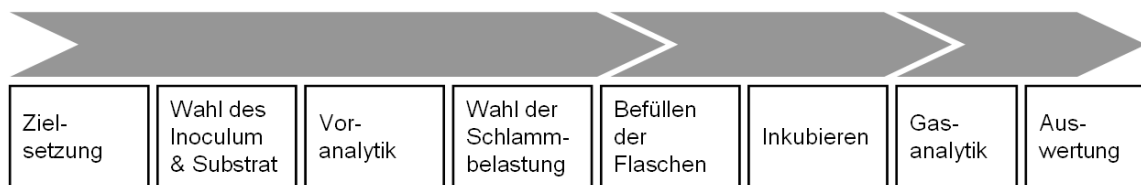


Abbildung 11: Arbeitsschritte zur Durchführung von anaeroben Batch Tests

6.2.2 Aufbau und Betrieb einer kontinuierlichen Laboranlage

Die Versuche mit der kontinuierlichen Laboranlage wurden zunächst auf dem Gelände des Klärwerks Hannover-Herrenhausen im Technikum des ISAH durchgeführt. In der Technikumshalle besteht die Möglichkeit direkt vorgeklärtes Abwasser aus dem Strom des Klärwerks zu beziehen.

6.2.2.1 Technischer Aufbau

Im Rahmen der Untersuchungen wurden zwei unterschiedliche Anlagentypen mit jeweils zwei baugleichen Reaktoren aufgebaut (Abbildung 12). Die Behälterwände beider Reaktorentypen bestehen aus PVC. Die Frontseiten sind zur Kontrolle des Schlammspiegels aus durchsichtigem PVC ausgeführt. Um ein Algenwachstum an den Reaktorwänden zu verhindern und den Wärmerückhalt der Reaktoren zu verbessern, wurden diese mit einer abnehmbaren Styroporverschalung versehen. Zur Haltung des Wasserdrucks und als Gestell für die zugehörige Peripherie dient bei beiden Reaktortypen ein Edelstahlgestell. Das wichtigste Unterscheidungsmerkmal beider Reaktortypen neben den in Tabelle 28 aufgeführten Kennwerten ist die unterschiedliche Ausbildung der Phasentrennung im oberen Reaktorteil. Die Phasentrennung der ersten Generation zeigte zwar gute Leistungen bei der Gasfassung neigte jedoch zur Bildung von Schwimmschlammdecken welche schwer wieder zu entfernen waren. Deswegen wurde für die zweite Generation eine andere, schlankere Form der Phasentrennung mit einem

größeren Neigungswinkel (60° anstatt 45°) gewählt. Die genaue Ausbildung der Phasentrennung ist in Abbildung 13 dargestellt. [Urban, 2009]

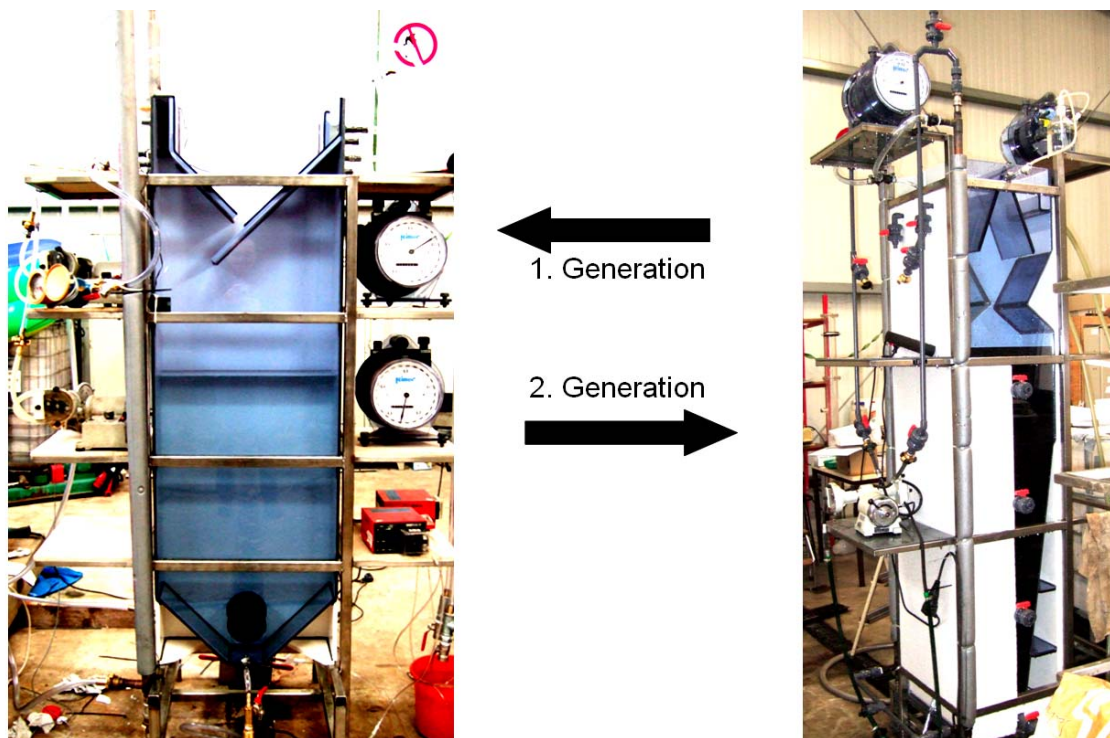


Abbildung 12: Reaktoren für die kontinuierlichen Laborversuche

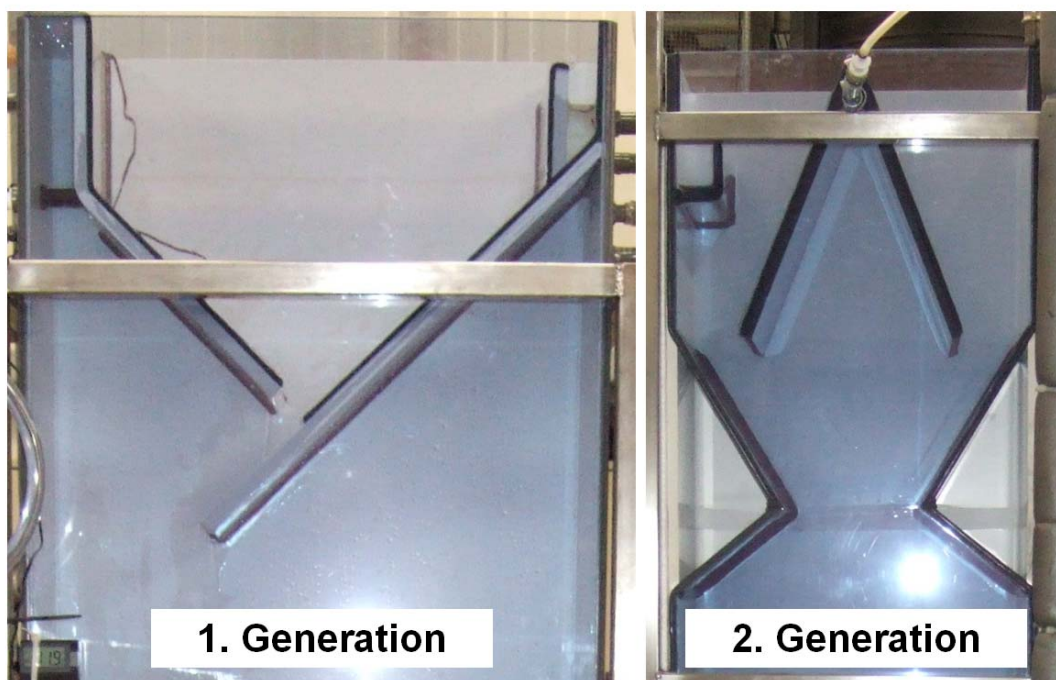


Abbildung 13: Unterschiedliche Ausbildung der Phasentrennung der beiden Generationen

Tabelle 28: Kennwerte der Laborreaktoren

Maße	Reaktortyp	
	1. Generation	2. Generation
Höhe [mm]	1.600	2.000
Breite [mm]	500	400
Tiefe [mm]	150	200
Volumen [L]	115	105
max. Volumen Schlammbett [L]	100	95
Zulauf [L/d]	120 - 750	120 - 750
Rezirkulation [L/d]	120- 4.000	120 - 4.000

Die Beschickung und Rezirkulation beider Reaktortypen wurde mit Multifix-Schlauchpumpen der Fa. Schwinherr durchgeführt. Lediglich bei der Inbetriebnahme der ersten Reaktorgeneration wurde der Zulauf mit Schlauchpumpen der Fa. Heidolph gefördert, da die Zulaufmenge den Förderbereich der Multix-Pumpen unterschritt. Die Gasmengenmessung erfolgte mit Trommelgaszählern der Fa. Ritter. Das Fließbild der Laborversuchsanlage zeigt Abbildung 14.

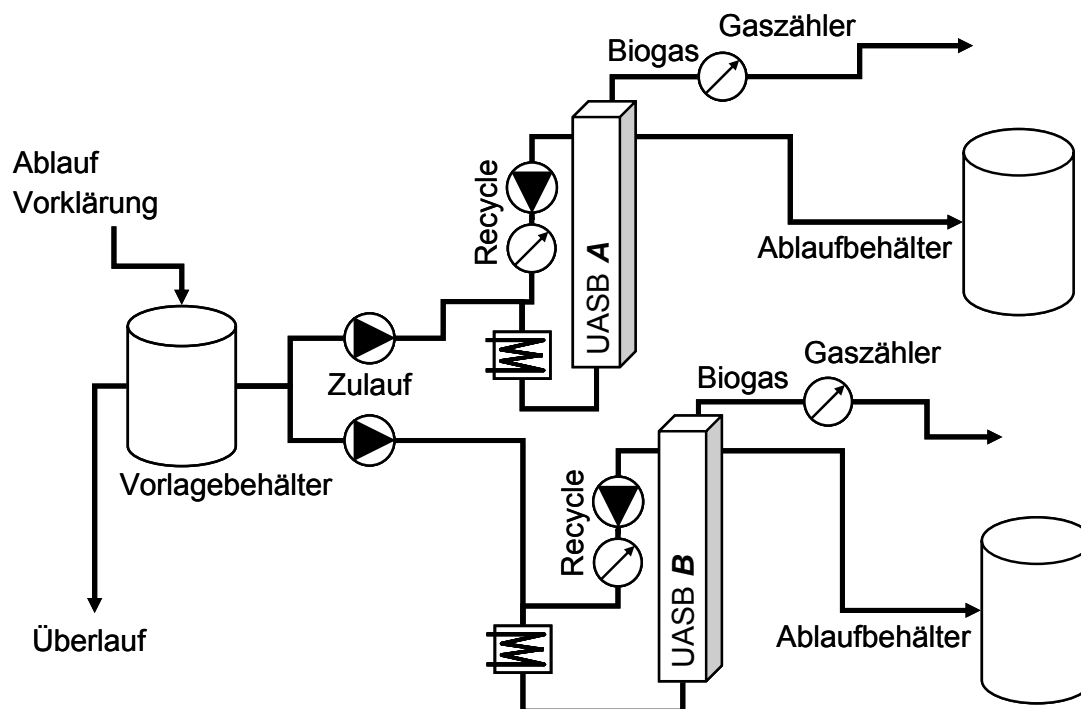


Abbildung 14: Fließschema der Laborversuchsanlagen

Die Temperierung erfolgte extern über den Zulauf bzw. anfangs über die Rezirkulation der Reaktoren.

6.2.2.2 Messprogramm

Die Art und Häufigkeit der durchgeführten Analysen findet sich in Tabelle 29. Bei Betriebsstörungen der Anlagen wurden die Analysen für den Tag der Störung ausgesetzt und ein Vermerk zur Art der Störung in das Betriebstagebuch eingetragen. Die Probenahme erfolgte grundsätzlich als Stichprobe. Aufgrund des hohen Anteils leicht abbaubarer Stoffe im Zulauf und der Umgebungstemperatur von ca. 20°C würde sich die Zusammensetzung der Probe während der Standzeit einer Mischprobe bereits signifikant verändern.

Des Weiteren kann aufgrund der Anschlussgröße des Klärwerks Hannover-Herrenhausen (ca. 500.000 EW) davon ausgegangen werden, dass sowohl die Zulaufmenge als auch -zusammensetzung über den Tagesverlauf nur geringen Schwankungen unterliegt.

Tabelle 29: Messprogramm der kontinuierlichen Laboranlagen

Parameter	Einheit	Häufigkeit	
		1. Generation	2. Generation
Zulauf:			
Q_{Zulauf}	[L/h]	täglich	täglich
$CSB_{\text{homogenisiert}}$	[mg/L]	täglich	täglich
$CSB_{\text{filtriert}}$	[mg/L]	täglich	täglich
$CSB_{\text{org. Säuren}}$	[mg/L]	wöchentlich	2x wöchentlich
Ammonium	[mg/L]	-	2x wöchentlich
P_{ges}	[mg/L]	-	2x wöchentlich
AFS	[mg/L]	täglich	täglich
Leitfähigkeit	[$\mu\text{S/cm}$]	-	2x wöchentlich
pH	[-]	täglich	täglich
Temperatur	[$^{\circ}\text{C}$]	täglich	täglich
Reaktor:			
$Q_{\text{Rezirkulation}}$	[L/h]	täglich	täglich
Schlammbett	[L]	täglich	täglich
$TR_{\text{Schlammbett}}$	[g/L]	wöchentlich	wöchentlich
$oTR_{\text{Schlammbett}}$	[g/L]	wöchentlich	wöchentlich
$CSB_{\text{Schlammbett}}$	[mg/L]	wöchentlich	wöchentlich
$VSV_{\text{Schlammbett}}$	[mL/L]	-	wöchentlich
Temperatur	[$^{\circ}\text{C}$]	täglich	täglich
$Q_{\text{Überschussschlamm}}$	[L/d]	nach Bedarf	nach Bedarf
pH	[-]	täglich	täglich
Biogas			
Q_{Biogas}	[L/h]	täglich	täglich
Biogasqualität	[%]	wöchentlich	wöchentlich
Ablauf:			
$CSB_{\text{homogenisiert}}$	[mg/L]	täglich	täglich
$CSB_{\text{filtriert}}$	[mg/L]	täglich	täglich
$CSB_{\text{org. Säuren}}$	[mg/L]	wöchentlich	2x wöchentlich
Ammonium	[mg/L]	-	2x wöchentlich
P_{ges}	[mg/L]	-	2x wöchentlich
AFS	[mg/L]	täglich	täglich
Leitfähigkeit	[$\mu\text{S/cm}$]	-	2x wöchentlich

6.3 Eigene Untersuchungen

6.3.1 Durchführung von anaeroben Batch-Versuchen

6.3.1.1 Vorversuche

Zur Validierung der Messmethodik und der Aussagefähigkeit der anaeroben Batch-Tests wurden Vorversuche mit den Referenzsubstraten Acetat, Glucose und Cellulose durchgeführt. Durch Einsatz von Acetat wird die spezifische Methanaktivität (SMA) der Mikroorganismen der Methanogenese bestimmt, da dieses direkt in Methan umgewandelt wird. Glucose ist ein Substrat aus der Gruppe der Kohlenhydrate und muss vor der Methanogenese erst in der Hydrolyse aufgespalten werden. Somit kann neben der Aktivität der Methanogenese zusätzlich die Aktivität in den anderen drei anaeroben Abbauphasen ermittelt werden. Cellulose ist ebenfalls ein Kohlenhydrat und durchläuft alle vier Phasen des Abbaus. Dieser Abbau erfolgt jedoch stark verzögert. Cellulose zählt zu den anaerob schwer abbaubaren Verbindungen. In Tabelle 30 sind die gemessenen Schlammbelastungen (Sludge Loading Rate, SLR) und –aktivitäten der drei Referenzsubstrate angegeben. [Urban, 2009]

Tabelle 30: Spezifische Methanaktivität des Faulschlammes bei 37 °C und pH = 7,5

	Acetat	Glucose	Cellulose
SLR [g CSB/g oTR] [*]	0,50	0,50	0,50
SMA [g CSB/(g oTR · d)] ^{**}	0,093	0,074	0,082

^{*} bezogen auf eine einmalige Substratzugabe

^{**} SMA bei maximaler Steigung der Methanbildung

Das unterschiedliche Abbauverhalten dieser drei Substrate wird in Abbildung 15 deutlich. Während Acetat (Essigsäure) direkt in Methan umgewandelt werden kann, müssen Glucose und Cellulose zuerst hydrolysiert werden. Dieses führt zu dem typischen S-förmigen Verlauf der Gasbildung bei kohlenhydratreichen Substraten.

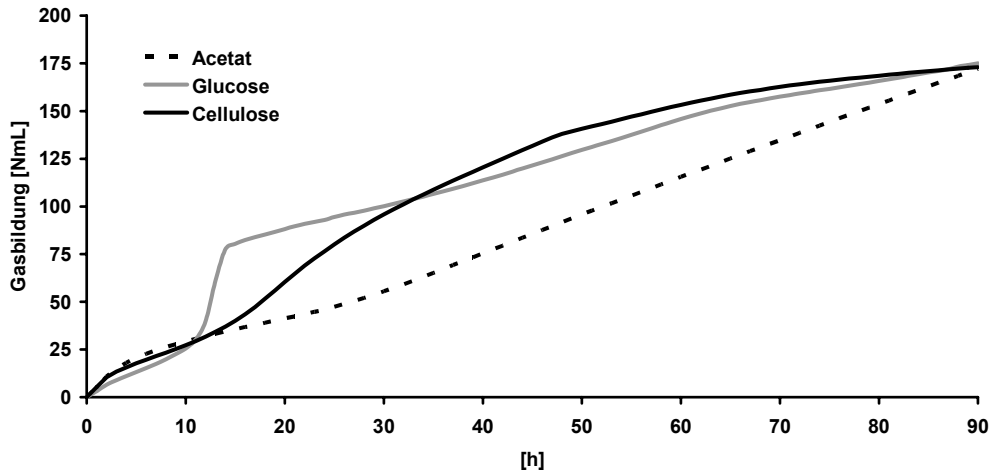


Abbildung 15: Gasbildung aus dem anaeroben Abbau der drei Referenzsubstrate Acetat, Glucose und Cellulose bei 37 °C

Gerade anhand der Gassummenlinie des mit Glucose beschickten Batch-Tests lassen sich die einzelnen Abbauschritte erkennen. Zu diesem Zweck sind in Abbildung 16 diese Schritte markiert.

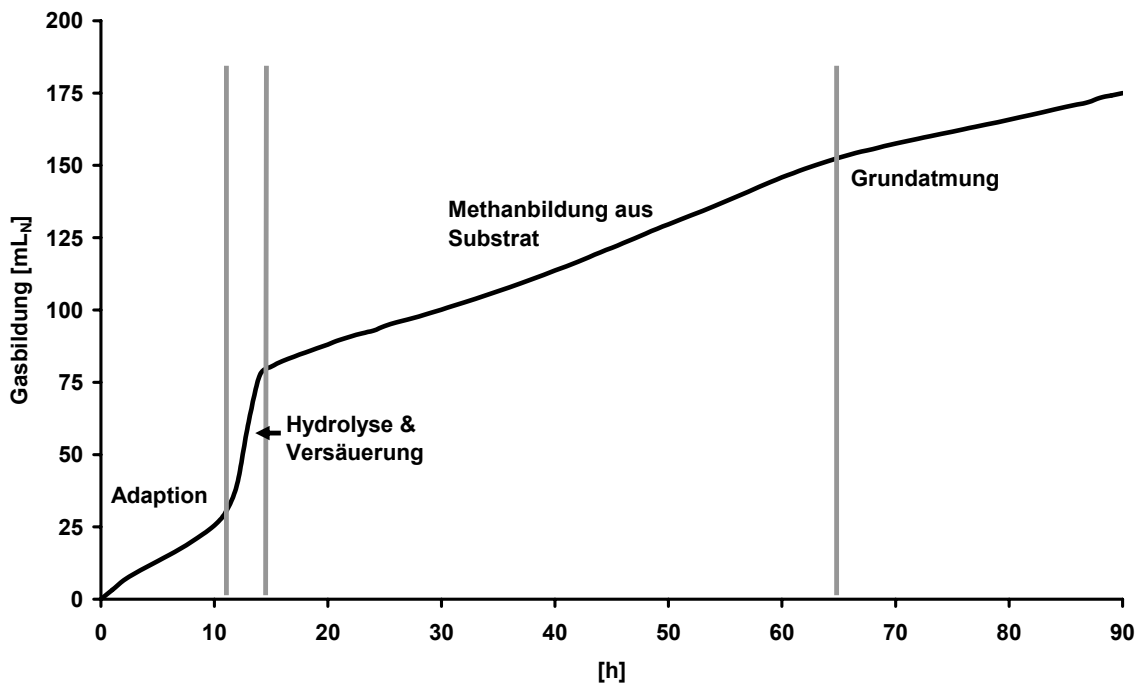


Abbildung 16: Unterschiedliche Phasen des anaeroben Abbaus im Batch-Test am Beispiel der Glucose

Neben der qualitativen Aussage über den möglichen Methanertrag aus dem Substrat lassen sich somit noch weitere Aussagen über das Abbauverhalten ableiten. Der in Abbildung 16 wiedergegebene Abbau lässt sich wie folgt beschreiben [Urban, 2009]:

- **Adaption:**
Nach dem Befüllen der Batch-Tests bei Raumtemperatur findet im Thermoschrank eine Anpassung an die Versuchstemperatur statt. Entsprechend der Gesetze für ideale Gase führt dieses zu einer Veränderung der Gasvolumina, welche nicht mit dem anaeroben Abbau in Verbindung steht. Zusätzlich wird in diesem ersten Schritt ein eventueller Anteil an Rest-Sauerstoff von den fakultativ aeroben Mikroorganismen verarbeitet. Aufgrund dieser Prozesse geht dieser Schritt nicht in die Bestimmung der Biomassenaktivität ein.
- **Hydrolyse und Versäuerung:**
Der Hydrolyseschritt im Batch-Test ist durch einen sprunghaften Anstieg der Gassummenlinie gekennzeichnet. Ohne eine kontinuierliche Messung der Gasqualität kann eine Veränderung der Gaszusammensetzung während dieses Schrittes nicht nachgewiesen werden. Jedoch wird aufgrund des bekannten vierstufigen anaeroben Abbaus davon ausgegangen, dass in diesem Schritt überwiegend H_2 und CO_2 produziert werden, welche in der darauf folgenden Methanogenese wieder zur Methanbildung herangezogen werden. Bei bekannter Gaszusammensetzung kann über eine Bilanzierung des gebildeten H_2 direkt die Hydrolyse- und Versäuerungsleistung der Biozönose bestimmt werden.
- **Methanbildung aus Substrat:**
Sobald die Hydrolyse und Versäuerung des Substrates abgeschlossen ist, erfolgt jede weitere Gasproduktion aus dem Umsatz der methanogenen Mikroorganismen. Der lineare Anstieg der Gassummenlinie gibt dabei die maximale Umsatzrate wieder. Die Bestimmung der SMA erfolgt auf Basis der Steigung dieses Schrittes.
- **Grundatmung:**
Durch den stetigen Abbau des versäuerten Substrates sinkt dessen Konzentration im Batch-Reaktor. Somit nimmt auch ab einer bestimmten Grenzkonzentration die Umsatzrate der methanogenen Mikroorganismen ab. Es stellt sich dann ein weiterer Bereich des linearen Anstiegs der Gassummenlinie ein. Die Steigung dieses Bereiches gibt die Zerfallsrate der Biomasse wieder. Das in diesem Schritt gebildete Biogas stammt aus dem anaeroben Abbau der abgestorbenen Biomasse.

6.3.1.2 Faulschlamm

Nach der Validierung der Methodik der anaeroben Batch Tests durch die Vorversuche wurden Untersuchungen mit vorgeklärtem kommunalen Abwasser und Faulschlamm des Klärwerks Hannover-Herrenhausen zum Einfluss der Schlammbelastung und der CSB-Fraktionierung aufgestellt [Urban, 2009].

Einfluss der Schlammbelastung

Ebenso wie die CSB-Konzentration im Abwasser beeinflusst auch die Schlammbelastung die spezifische Methanaktivität. Um den Einfluss der Schlammbelastung quantifizieren zu

können, wurde eine Matrix mit drei Schlammbelastungen und vier Temperaturen aufgestellt. Die im Batch-Test erreichten Werte für die SMA innerhalb der ersten 48 h des Versuches sind in Tabelle 31 zusammengestellt.

Tabelle 31: Einfluss der Schlammbelastung SLR [g CSB/g oTR] auf die SMA im Batch-Test (Substrat: vorgeklärtes kommunales Abwasser)

	SLR 0,05	SLR 0,10	SLR 0,15
	SMA [g CSB/(g oTR·d)]		
20 °C	0,0026	0,0063	0,0084
25 °C	0,0066	0,0103	0,0122
30 °C	0,0103	0,0120	0,0152
35 °C	0,0203	0,0367	0,0464

Abbildung 17 zeigt den Einfluss der Temperatur auf die spezifische Methanaktivität. Auf Basis der dargestellten Messwerte wurde eine Anpassung des Arrhenius-Terms zum Temperatureinfluss vorgenommen (siehe Urban, 2009). Dieser Zusammenhang ist in Formel 7 wiedergegeben. Die Korrelation der Messwerte mit den berechneten Werten zeigt Tabelle 32.

$$K_T = K_{30} \cdot 1,16^{(T-30)} \quad [\text{g CSB}/(\text{g oTR} \cdot \text{d})] \quad (\text{Formel 7})$$

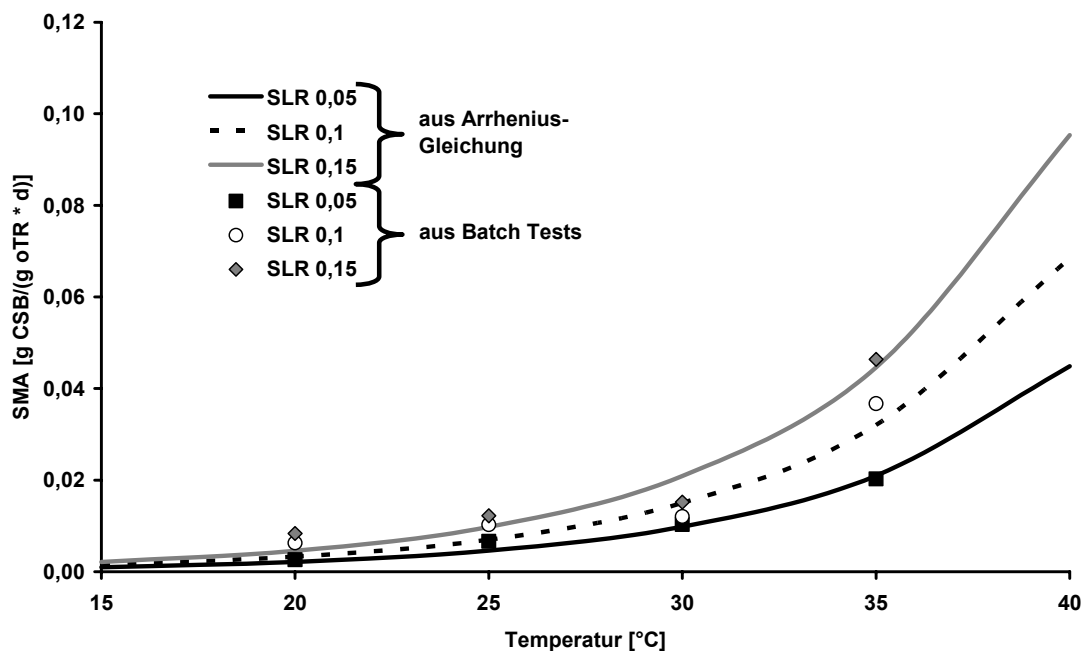


Abbildung 17: Einfluss der Temperatur und SLR auf die spezifische Methanaktivität von Faulschlamm

Tabelle 32: Korrelation der Messwerte mit dem Arrhenius Term für Versuche zur Schlammbelastung (Substrat: vorgeklärtes kommunales Abwasser)

SLR [g CSB/g oTR]	K_{30} [g CSB/(g oTR · d)]	Korrelation zu Messwerten
0,050	0,0098	0,995
0,100	0,0150	0,971
0,150	0,0209	0,971

Wie bereits beschrieben, steigt mit zunehmender SLR zwar die SMA, jedoch nimmt die CSB-Elimination, bezogen auf den Input, ab. Dieser Effekt ist in Abbildung 18 exemplarisch für die SLR 0,05 und 0,15 g CSB/g oTR dargestellt. Hier wird zusätzlich erkennbar, dass der CSB-Abbau bei geringen Schlammbelastungen auch nach zwei Tagen noch nicht abgeschlossen ist.

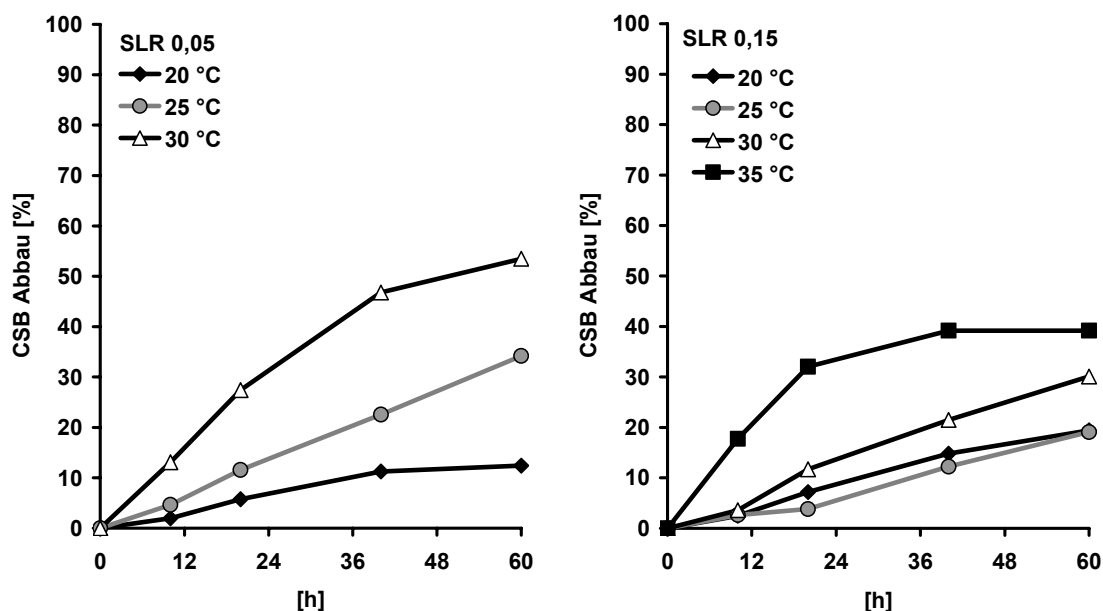


Abbildung 18: Einfluss der Temperatur auf den CSB-Abbau im Batch-Test und Vergleich bei verschiedenen SLR [g CSB/g oTR]

Einfluss des Feststoffgehaltes

Die Zusammensetzung des Abwassers insbesondere hinsichtlich des Feststoffgehaltes hat einen wesentlichen Einfluss auf den Abbau. Partikuläre CSB-Verbindungen im Abwasser müssen zuerst hydrolysiert und versäuert werden, bevor sie der Methanogenese zur Verfügung stehen. Um die Abbaugeschwindigkeit der Fraktionen des gelösten und partikulären CSB bestimmen zu können, wird eine Matrix mit filtriertem und unfiltriertem Abwasser im Temperaturbereich von 20-35°C zusammengestellt. Die Zusammensetzung des Abwassers für die jeweiligen Batch-Tests ist in Tabelle 33 wieder gegeben. Der Anteil der gelösten CSB-Verbindungen am Gesamt CSB betrug im Mittel 37 %.

Tabelle 33: Abwasserzusammensetzung (Ablauf Vorklärung) bei den Ansätzen mit Faulschlamm

CSB [mg/L]	Batch-Test bei T =			
	20°C	25°C	30°C	35°C
gesamt	443	572	631	572
partikulär	258	392	391	371
gelöst	185	180	240	201
gelöst/gesamt	0,42	0,31	0,38	0,35

Die Versuche wurden bei zwei Schlammbelastungen (0,05 bzw. 0,1 g CSB/g oTR) durchgeführt; es wurde sowohl für das filtrierte als auch das unfiltrierte Abwasser die spezifische Methanaktivität innerhalb der ersten 48 h nach Versuchsbeginn bestimmt (siehe Tabelle 34).

Tabelle 34: Einfluss von Feststoffgehalten und Temperatur auf die spezifische Methanaktivität (SMA) [g CSB/(g oTR·d)] von Faulschlamm

	filtriertes Abwasser		unfiltriertes Abwasser	
	SLR 0,05*	SLR 0,1*	SLR 0,05	SLR 0,1
	[g CSB/g oTR]	[g CSB/g oTR]	[g CSB/g oTR]	[g CSB/g oTR]
20 °C	0,0029	0,0048	0,0036	0,0052
25 °C	0,0038	0,0041	0,0054	0,0075
30 °C	0,0051	0,0111	0,0084	0,0237
35 °C	0,0134	0,0283	0,0158	0,0444

*) entsprechend der SLR des unfiltrierten Abwassers, die reale SLR ergibt sich entsprechend der in Tabelle 33 angegebenen Fraktionierung des Abwassers

Wie in den vorherigen Versuchen wird auch hier der Temperatureinfluss deutlich. Ebenfalls erkennbar wird der Einfluss der Feststoffabtrennung auf die SMA: Generell ist die spezifische Methanaktivität der filtrierten Probe geringer als die der unfiltrierten Probe. Die höhere Aktivität der unfiltrierten Probe erklärt sich aus dem Substratangebot aus dem partikulären Anteil des Abwassers. Nach der Hydrolyse und Versäuerung steht dieses der Methanbildung zur Verfügung und führt somit zu einer höheren Methanproduktion. Unter der Annahme, dass infolge der geringen Schlammbelastungen die maximale Umsatzrate der Mikroorganismen noch nicht erreicht ist, ergibt sich aus der Differenz der SMA des filtrierten und des unfiltrierten Ansatzes die Umsatzrate der Hydrolyse und Versäuerung.

Die Anpassung des Arrhenius-Terms für den Temperatureinfluss auf die spezifische Methanaktivität führt zu folgendem empirischen Zusammenhang. Die Korrelation der Messwerte mit den nach Formel 8 berechneten Daten ist in Tabelle 35 angegeben.

$$K_{T, X_{FS}} = K_{30} \cdot 1,15^{(T-30)} \quad [\text{g CSB}/(\text{g oTR} \cdot \text{d})] \quad (\text{Formel 8})$$

Tabelle 35: Korrelation der Messwerte mit dem Arrhenius-Term für Versuche mit vorgeklärtem kommunalem Abwasser und Faulschlamm

SLR [g CSB/ g oTR]	$K_{30,FS}$ [g CSB/(g oTR·d)]	Korrelation mit Messwerten
0,05	0,0081	0,999
0,10	0,0218	0,994

Zur Ermittlung der Hydrolysekonstanten muss das Verfahren zur Bestimmung der SMA leicht abgeändert werden. Die SMA wird auf die aktive Biomasse und die Hydrolysekonstante auf das Substratangebot bezogen. Weiterhin muss zur Bestimmung der Hydrolysekonstanten zuerst der Anteil der Methanproduktion aus dem bereits gelöst vorliegendem CSB abgezogen werden. Auf dieser Basis sowie den bekannten Feststoffgehalten im Batch-Test ergeben sich die in Tabelle 36 wieder gegebenen Hydrolysekonstanten. Hierbei wird unterschieden zwischen der Hydrolyse der leicht abbaubaren Feststoffe, wie z.B. Einfachzucker und der Hydrolyse schwer abbaubarer Verbindungen wie z.B. komplexer Eiweiße oder Fette.

Tabelle 36: Hydrolysekonstanten k_{hyd} [1/d] für Faulschlamm und vorgeklärtes kommunales Abwasser

	20 °C	25 °C	30 °C	35 °C
leicht hydrolysierbarer CSB	0,0013	0,0018	0,0036	0,0041
schwer hydrolysierbarer CSB	0,0002	0,0007	0,0009	0,0018

Die Hydrolyse der Feststoffe unterliegt ebenso wie die Methanogenese dem Einfluss der Temperatur. Um diesen zu quantifizieren, wurde genauso wie bei der Bestimmung der spezifischen Methanaktivität der Arrhenius-Term angewendet (Formel 9). In dem untersuchten Temperaturbereich ergibt sich, wie aus den Werten in Tabelle 37 ersichtlich eine sehr gute Korrelation zwischen den Messwerten und den mit Hilfe des Arrhenius-Term berechneten Kurvenverlaufs.

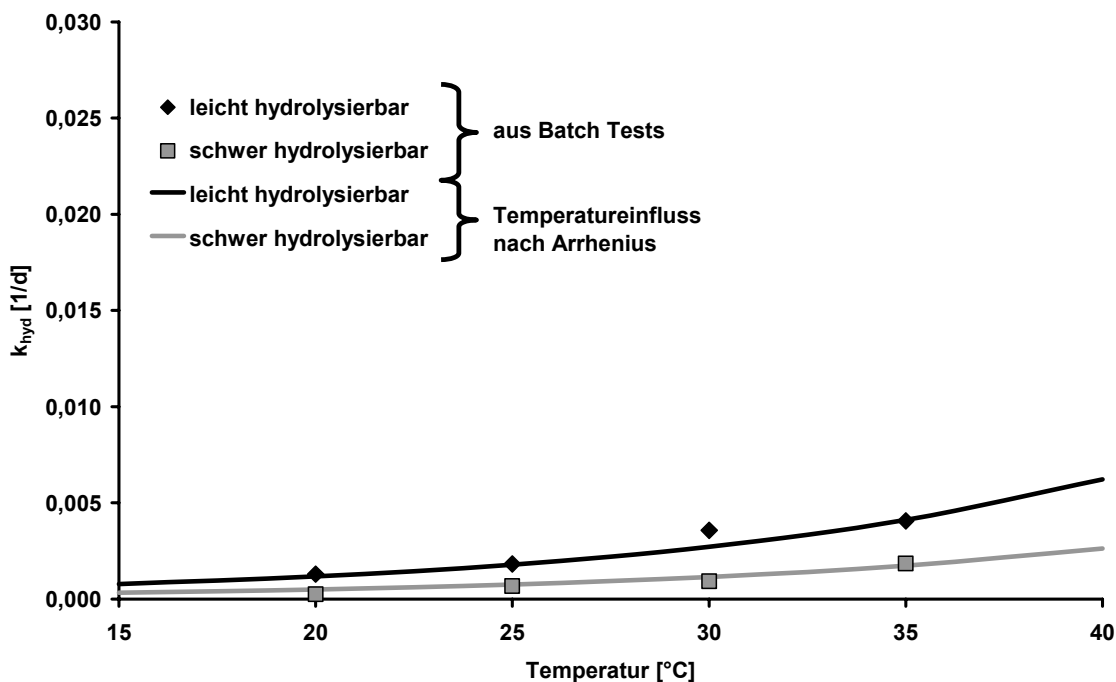


Abbildung 19: Hydrolysekonstanten von Faulschlamm

$$k_{hyd,T,X_{FS}} = k_{hyd,30} \cdot 1,09^{(T-30)} \quad [1/d] \quad \text{(Formel 9)}$$

Tabelle 37: Korrelation der Messwerte mit dem Arrhenius-Term bei der Hydrolyse mit Faulschlamm

Hydrolysierbarkeit	$k_{hyd,30}$ [1/d]	Korrelation mit Messwerten
leicht	0,0027	0,950
schwer	0,0011	0,989

6.3.1.3 Adaptierter Schlamm der kontinuierlichen Laboranlagen

Da sich im Betrieb der Reaktoren eine andere Zusammensetzung der Biozönose einstellen wird, als sie im Inoculum (Faulschlamm) vorliegt, ist es notwendig, die oben gewonnenen Werte durch Batch-Tests mit Schlamm aus den kontinuierlichen Laboranlagen zu validieren. Zu diesem Zweck wurde nach einem Jahr Betriebszeit eine Matrix mit Schlamm aus den Laboranlagen angesetzt. Das Versuchsprogramm entspricht dem der letzten Matrix mit Faulschlamm (siehe Tabelle 33), allerdings wurde die Schlammbelastung erhöht und zusätzlich die Aktivität bei 15°C untersucht. Die Ergebnisse der Untersuchungen sind in Tabelle 38 aufgelistet. [Urban, 2009]

Tabelle 38: Spezifische Methanaktivität [g CSB/(g oTR·d)] des Schlammes der Laboranlagen, bestimmt im Batch-Tests innerhalb der ersten 48 h (Substrat: vorgeklärtes kommunales Abwasser)

	filtriertes Abwasser		unfiltriertes Abwasser	
	SLR 0,1*	SLR 0,2*	SLR 0,1	SLR 0,2
	[g CSB/g oTR]	[g CSB/g oTR]	[g CSB/g oTR]	[g CSB/g oTR]
15 °C	0,0007	0,0007	0,0016	0,0032
20 °C	0,0013	0,0017	0,0030	0,0031
25 °C	0,0057	0,0063	0,0084	0,0095
30 °C	0,0102	0,0083	0,0185	0,0194
35 °C	0,0195	0,0256	0,0269	0,0483

*) entsprechend der SLR des unfiltrierten Abwassers, die reale SLR ergibt sich entsprechend der in Tabelle 40 angegebenen Fraktionierung des Abwassers

Ebenso wie bei den Untersuchungen mit Faulschlamm wurde der Temperatureinfluss auf die spezifische Methanaktivität des Inoculum mit dem Arrhenius-Term bestimmt. In Abbildung 20 ist dieser Einfluss graphisch dargestellt.

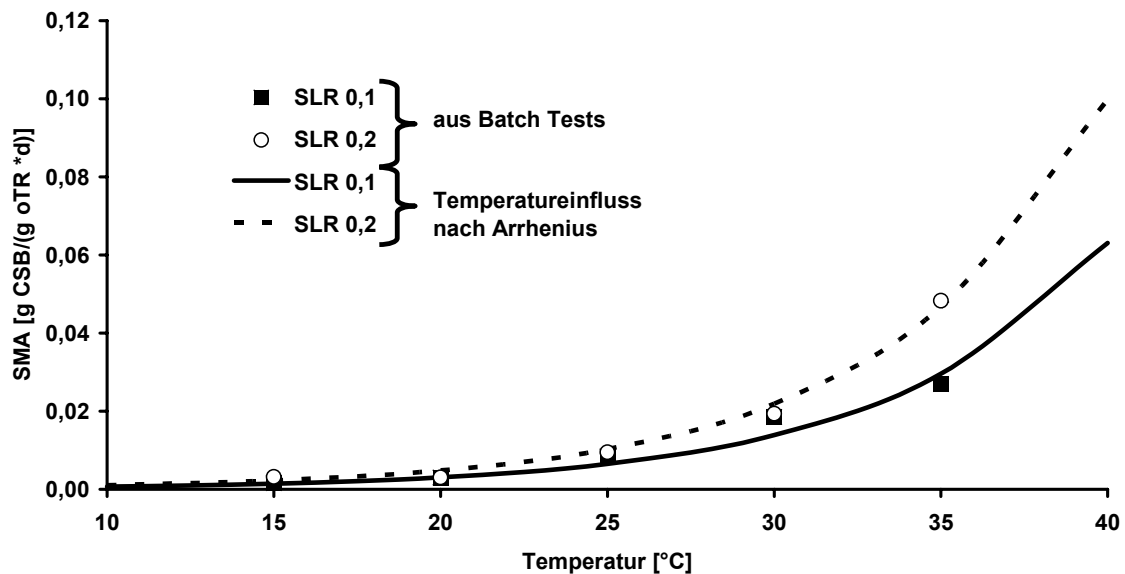


Abbildung 20: Im Batch bestimmte spezifische Methanaktivität der Biomasse aus den Laboranlagen

Formel 10 und Tabelle 39 geben den Arrhenius-Term sowie die Korrelation zwischen den Messwerten und diesem wieder:

$$K_{T,X_{LA}} = K_{30} \cdot 1,16^{(T-30)} \quad [\text{g CSB}/(\text{g oTR} \cdot \text{d})] \quad (\text{Formel 10})$$

Tabelle 39: Korrelation der Messwerte mit dem Arrhenius Term für Versuche Schlamm der Versuchsanlagen

SLR [g CSB/ g oTR]	$K_{30,LA}$ [g CSB/(g oTR · d)]	Korrelation mit Messwerten
0,10	0,0139	0,972
0,20	0,0219	0,996

Auf Basis der Versuchreihen mit filtriertem Abwasser und Originalabwasser konnte die Hydrolysekonstante bestimmt werden. In Tabelle 40 ist die Abwasserzusammensetzung bei den jeweiligen Versuchreihen dargestellt. Der Anteil des gelösten CSB schwankt dabei zwischen 20 % und 51 %.

Tabelle 40: Abwasserzusammensetzung bei den Ansätzen mit Schlamm der Laboranlagen

CSB [mg/L]	Batch-Test bei T =				
	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C
gesamt	393	660	486	519	489
partikulär	193	415	334	380	391
gelöst	200	245	152	139	98
gelöst/gesamt	0,51	0,37	0,31	0,27	0,20

Ebenso wie bei den Versuchen mit Faulschlamm als Inoculum konnten auch bei diesen Tests unterschiedliche Hydrolysekonstanten für den Abbau der leicht und schwer abbaubaren Feststofffraktionen ermittelt werden. Diese sind in Tabelle 41 bzw. Abbildung 21 aufgeführt. Auch hier wird der Temperatureinfluss auf die Hydrolyse wieder deutlich.

 Tabelle 41: Hydrolysekonstanten k_{hyd} [1/d] für Schlamm der kontinuierlichen Laboranlagen und vorgeklärtes kommunales Abwasser

	15 °C	20 °C	25 °C	30 °C	35 °C
leicht hydrolysierbarer CSB	0,008	0,011	0,011	0,014	0,019
schwer hydrolysierbarer CSB	0,003	0,004	0,005	0,007	0,008

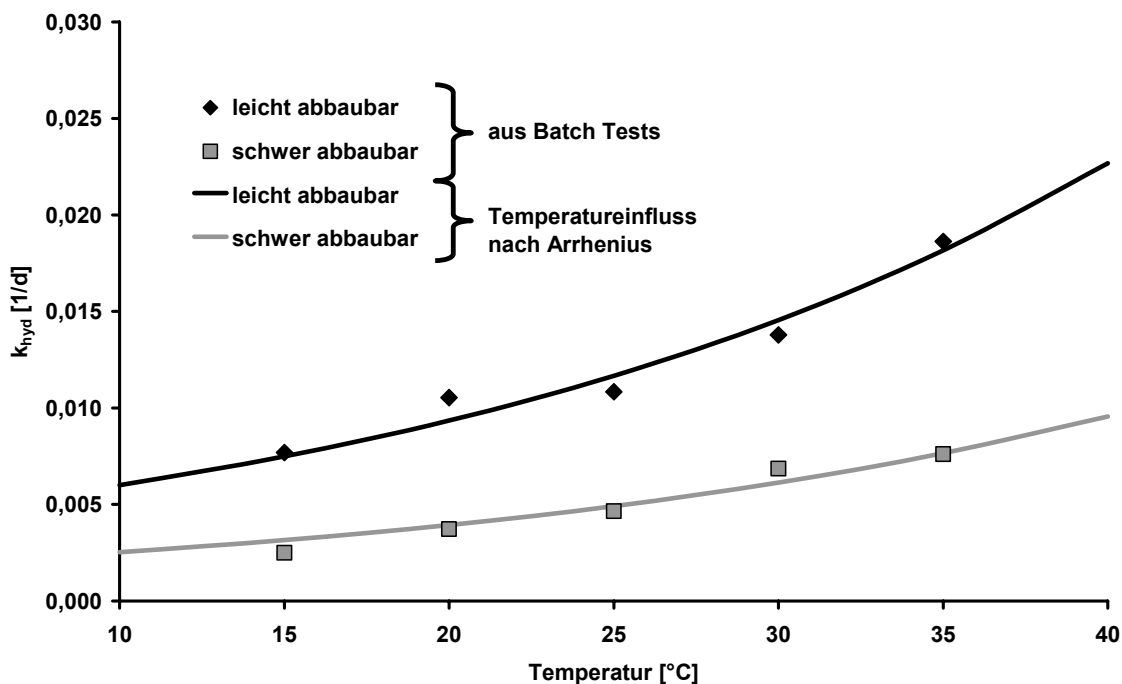


Abbildung 21: Hydrolysekonstante k_{hyd} [1/d] des Schlammes der kontinuierlichen Laboranlagen, bestimmt im Batch-Test

Die Quantifizierung des Einflusses der Temperatur wird durch den unten aufgeführten Arrhenius-Term sowie der in Tabelle 42 angegebenen Korrelationen zwischen den Messwerten und der Formel 11 wieder gegeben.

$$k_{hyd,T,X_{LA}} = k_{hyd,30} \cdot 1,045^{(T-30)} \text{ [1/d]} \quad (\text{Formel 11})$$

Tabelle 42: Korrelation der Messwerte mit dem Arrhenius-Term bei der Hydrolyse mit Schlamm der kontinuierlichen Laboranlagen

Hydrolisierbarkeit	$k_{hyd,30,LA}$ [1/d]	Korrelation mit Messwerten
leicht	0,0146	0,979
schwer	0,0061	0,982

6.3.1.4 Zusammenfassung der Ergebnisse der Batchuntersuchungen

Die Ergebnisse der Batch-Tests für den Faulschlamm und den Schlamm aus den kontinuierlich betriebenen Laboranlagen werden zur besseren Übersicht im Folgenden gegenübergestellt. Die Tabelle 43 zeigt die ermittelten Hydrolysekonstanten.

Tabelle 43: Hydrolysekonstanten k_{hyd} [1/d] für Faulschlamm und vorgeklärtes kommunales Abwasser (FS = Faulschlamm, LA = Schlamm aus den kontinuierlichen Laboranlagen)

k_{hyd} [1/d]	20 °C		25 °C		30 °C		35 °C	
	FS	LA	FS	LA	FS	LA	FS	LA
leicht hydrolysierbarer CSB	0,0013	0,011	0,0018	0,011	0,0036	0,014	0,0041	0,019
schwer hydrolysierbarer CSB	0,0002	0,004	0,0007	0,005	0,0009	0,007	0,0018	0,008

Die Gegenüberstellung zeigt, dass sowohl für den leicht hydrolysierbaren CSB als auch für den schwer hydrolysierbaren CSB die Hydrolysekonstanten der Biomasse aus den kontinuierlich betriebenen Laboranlagen immer über denen des Faulschlammes liegt. Bei 20°C liegt die Konstante um das 8,5 bzw. 20 fache (leicht bzw. schwer hydrolysierbarer CSB) höher, bei 30°C nur noch um das 4,6 bzw. 4,4 fache. Der Einfluss der Temperatur auf die Hydrolysekonstanten ist im Faulschlamm wesentlich höher als beim Schlamm der Versuchsanlagen. Dies lässt sich auch mit Hilfe des empirisch ermittelten Temperatureinflusses nach Arrhenius abbilden: Der Temperaturfaktor liegt für die Biomasse aus der Versuchsanlage mit 1,045 niedriger als für den Faulschlamm (1,09). Die für 30 °C ermittelten Hydrolysekonstanten $k_{hyd,30}$ für Faulschlamm (Tabelle 37) liegen bei 0,0027 d⁻¹ für leicht hydrolysierbaren CSB bzw. bei 0,0011 d⁻¹ für schwer hydrolysierbaren CSB und für den Schlamm aus den Laboranlagen (Tabelle 42) bei 0,0146 bzw. 0,0061 d⁻¹.

Für die Gegenüberstellung der Methanaktivität werden für den Faulschlamm nur Ergebnisse aus den Versuchen mit filtrierten und unfiltrierten Abwasser betrachtet, da hier der Versuchsaufbau dem der Versuche mit Schlamm aus der kontinuierlichen Laboranlage entspricht. Die spezifische Methanaktivität des Faulschlammes ist fast immer höher als die Aktivität des Schlammes aus den Laboranlagen, lediglich bei 25°C ist die Aktivität der Laboranlagen höher (Tabelle 44). Bei etwa 25°C wurden die kontinuierlichen Laboranlagen auch über einen längeren Zeitraum betrieben. Bei 30 °C und einer Schlammbelastung von 0,1 g CSB/g oTR wurde für den Faulschlamm eine SMA von 0,0150 g CSB/(g oTR·d) und für den Schlamm der Laboranlage von 0,0139 g CSB/(g oTR·d) ermittelt. Der Temperatureinfluss auf die Methanaktivität ist bei beiden Biomassen etwa gleich hoch – der Temperaturfaktor der Arrheniusgleichung liegt bei 1,15.

Tabelle 44: Spezifische Methanaktivität [g CSB/(g oTR·d)] des Faulschlammes (FS) und des Schlammes der Laboranlagen (LA), bestimmt im Batch-Tests innerhalb der ersten 48 h (Substrat: vorgeklärtes kommunales Abwasser)

SMA [g CSB/(g oTR·d)]	SLR 0,1* g CSB/g oTR filtriertes Abwasser		SLR 0,1 g CSB/g oTR unfiltriertes Abwasser	
	FS	LA	FS	LA
20 °C	0,0048	0,0013	0,0052	0,0030
25 °C	0,0041	0,0057	0,0075	0,0084
30 °C	0,0111	0,0102	0,0237	0,0185
35 °C	0,0283	0,0195	0,0444	0,0269

*) entsprechend der SLR des unfiltrierten Abwassers, die reale SLR ergibt sich entsprechend der in Tabelle 33 und Tabelle 40 angegebenen Fraktionierung des Abwassers

6.3.2 Kontinuierliche Laborversuchen in Hannover

6.3.2.1 Biomassenstruktur

Schlamm aus kommunalen Faulbehältern weist meist eine flockige Struktur (Flockenschlamm) mit einem hohen Anteil an suspendierter Biomasse auf. Dieser Schlamm ist aufgrund der Ausbildung der Faulbehälter als Ausschwemmreaktoren an (für die anaerobe Biozönose) kurze Aufenthaltszeiten von 15–30 Tagen adaptiert und biologisch sehr aktiv [Böhnke, 1977]. Aufgrund der komplexen Substratstruktur (Primärschlamm und Überschussschlamm aus der aeroben Abwasserreinigung) ist die Hydrolyserate dieses Schlammes meist höher als die von Schlämmen aus der industriellen Abwasserreinigung. Aus Faulbehältern angeimpfter Flockenschlamm zeichnet sich durch seine hohe Artenvielfalt in der Biozönose aus. Er ist relativ stabil gegenüber Schockbelastungen.

Granulierter Schlamm (Pellets) hat bessere Absetzeigenschaften als Flockenschlamm und erhöht somit die Leistung von Schlammbedreaktoren, da hierdurch im Schlammbed eines UASB-Reaktors höhere Feststoffgehalte gefahren werden können. Auch wenn in der Industrieabwasserbehandlung der Einsatz der Granulars vielfältig beschrieben sind [Bischofsberger et al., 2005; Meyer, 2004], wird in der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung immer noch von dem „Rätsel der Granulierung“ (The enigma of granule formation) gesprochen [Aiyuk et al., 2006]. Es gibt verschiedene Theorien und Ansätze, die den Granulierungsprozess beschreiben. Eine Zusammenstellung findet sich in Mikeska, 2009.

Vanderhaegen et al. (1992) setzt für die Granulierung einen hohen Anteil an leicht versäuerbarem CSB, vorzugsweise Zuckerverbindungen, voraus. Diese begünstigen die Bildung von extrazellulären polymeren Substanzen (EPS), welche nach Characklis (1989) und Singh und Viaraghavan (2001) als Kleber zwischen der Biomasse fungieren und somit die Granulierung ermöglichen. Allerdings ist der Anteil dieser leicht versäuerbaren Kohlenhydratverbindungen im kommunalen Abwasser mit 25-50 mg/L, bezogen auf einen Gesamt-CSB von 500 mg/L sehr gering [Kim et al., 2003], was eine Granulierung

erschwert. Zusätzliche Vorraussetzungen sind geringe Scherkräfte und eine feinblasige Ausgasung des Biogases, um ein Auftreiben der hydrophilen Granulars zu verhindern. Während die Granulars und ihre Vorstufe, die Schlammflocken, nach Möglichkeit weitestgehend zurückgehalten werden sollen, müssen die inaktive Biomasse und die Inertstoffe ausgewaschen werden, um deren Akkumulation und damit eine Ausbildung von Totvolumen im Reaktor zu verhindern.

Berichte über die Granulierung des Schlammes in der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung sind sehr widersprüchlich. Während einige Autoren diesen Prozess beobachtet haben, so z. B. Foresti (2001) und Seghezzeo (2004), wurde er an anderer Stelle nicht beobachtet, selbst dann nicht als die Granulation durch die Zugabe von leicht versäuerbaren Kohlenhydraten gefördert werden sollte [Kalogo, 2001].

In der ersten Phase der eigenen Laborversuche wurde ein Teil des Reaktorablaufs rezirkuliert, um die Aufstromgeschwindigkeit anzuheben. Hierdurch sollte durch eine Auswaschung der suspendierten Biomasse die Granulierung des Schlammes gefördert werden. Da sich nach 25 Wochen Betrieb jedoch kein positiver Effekt feststellen ließ, wurde diese außer Betrieb genommen.

Im folgenden wurden die Untersuchungen daher mit der vorhandenen suspendierten Biomasse durchgeführt, was sich auch vorteilhaft auf die anaeroben Umsetzungsprozesse auswirken kann: Wenn der anaerobe Abbau durch granuliert Biomasse vollzogen wird, so können sich die suspendierten Feststoffe an der Oberfläche der Granulars ablagern und eine Barriere zwischen den Bakterien in den Granulars und dem gelösten Substrat im Abwasser bilden [Kalogo und Verstraete, 1999], was im ungünstigsten Fall zur Desintegration der Granulars führt. Wird hingegen die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor soweit erhöht, dass es zu keiner Ablagerung der Feststoffe kommt, werden diese ausgewaschen und erhöhen somit die CSB-Ablauf-Konzentration. Wird der anaerobe Abbau über Flockenschlamm vollzogen, so wird die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor wesentlich geringer gewählt, um den Abtrieb der Biomasse so gering wie möglich zu halten. Hierdurch und durch die Filterwirkung des Flockenschlammbeds wird ein Großteil der Feststoffe im System gehalten und dort von der Biomasse hydrolysiert. Allerdings wird durch die Einlagerung der Feststoffe zum einem der Anteil an aktiver Biomasse im Schlammbed reduziert und zum anderen, durch den vermehrten Schlammanfall das Schlammalter reduziert [Kalogo und Verstraete, 1999]. Bei niedrigen Abwassertemperaturen und damit verbundenen langen Generationszeiten muss somit ein besonderes Augenmerk auf die Schlammaktivität gehalten werden.

6.3.2.2 CSB-Elimination

Kenndaten der Versuchsphasen

Der Betrieb der kontinuierlichen Laboranlagen lässt sich für die Untersuchungen mit der ersten Reaktorgeneration in insgesamt 7 Phasen unterteilen. Wichtigstes Merkmal zur Unterscheidung dieser Phasen ist dabei die Aufenthaltszeit (HRT) im Reaktor. Diese wird über den Versuchszeitraum reduziert und erst in der letzten Phase bei gleichzeitiger

Reduzierung der Reaktortemperatur (Tabelle 45) wieder angehoben. Die über den Zeitraum gemessenen CSB-Konzentrationen im Zulauf- und im Ablauf der Anlage sind in Abbildung 22 dargestellt.

Tabelle 45: Kenndaten der Betriebsphasen der Pilotanlagen der ersten Generation

	HRT	T_{Mittel}	$v_{\text{H}_2\text{O}}$	B_R	SLR	η_{CH_4}
	[h]	[°C]	[m/h]	[kg CSB/ (m ³ ·d)]	[g CSB/ (g oTR·d)]	[mL _N CH ₄ / (g CSB _{Zulauf})]
Phase 1	30,9	25,2	1,1	0,4	0,11	91,8
Phase 2	27,8	23,6	1,4	0,4	0,12	138,3
Phase 3	25,1	24,8	0,9	0,5	0,15	142,5
Phase 4	16,8	25,6	0,9	0,8	0,12	127,4
Phase 5	9,9	25,6	0,7	1,7	0,15	123,9
Phase 6	5,2	22,2	0,5	2,7	0,32	102,9
Phase 7	10,3	20,6	0,2	1,2	0,10	161,2

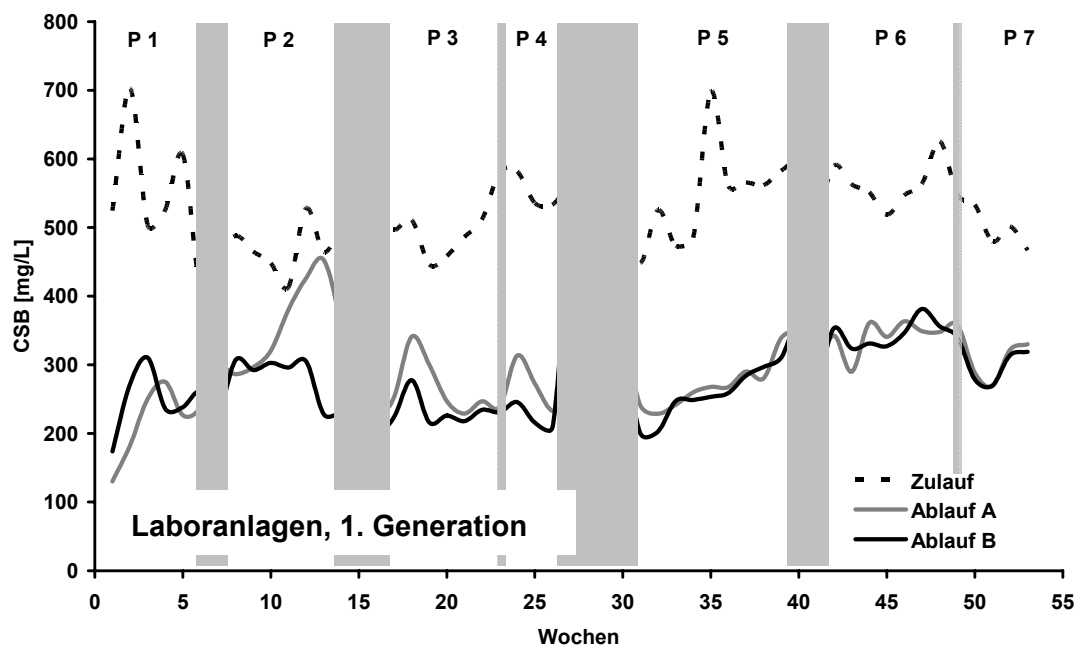


Abbildung 22: CSB_{ges}-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Reaktoren der ersten Generation mit den 7 Betriebsphasen

Ebenso wie bei den Reaktoren der ersten Generation wird auch für die Reaktoren der zweiten Generation der Betrieb der Versuchsanlagen in unterschiedliche Phasen mit annähernd stabilen Betriebsbedingungen unterteilt. Die Rezirkulation wurde komplett außer Betrieb genommen, so dass nun die Aufstromgeschwindigkeit eine direkte Funktion der hydraulischen Aufenthaltszeit des Abwassers im Reaktor ist. Aus dem Vergleich des Methanwirkungsgrads η_{CH_4} der einzelnen Phasen lässt sich, wie auch schon bei den Reaktoren der ersten Generation, der Einfluss von Aufenthaltszeit und Temperatur auf die Abbauleistung ableiten, je höher die HRT und Temperatur, desto höher die Abbauleistung

(Tabelle 46). Die CSB-Konzentrationen für diese Versuchsphase sind in Abbildung 23 dargestellt.

Tabelle 46: Kenndaten der Betriebsphasen der Pilotanlagen der zweiten Generation

	HRT	T _{Mittel}	V _{H₂O}	B _R	SLR	η _{CH₄}
	[h]	[°C]	[m/h]	[kg CSB/ (m ³ ·d)]	[g CSB/ (g oTR·d)]	[NmL CH ₄ / (g CSB _{Zulauf})]
Phase 1	7,6	20,9	0,2	1,6	0,15	114,9
Phase 2	9,5	24,2	0,2	1,2	0,11	143,3
Phase 3	7,6	25,1	0,2	1,8	0,20	111,6
Phase 4	12,5	23,8	0,1	1,1	0,08	135,1
Phase 5	12,8	18,4	0,1	1,0	0,06	118,9
Phase 6	15,7	20,4	0,1	0,7	0,04	179,2

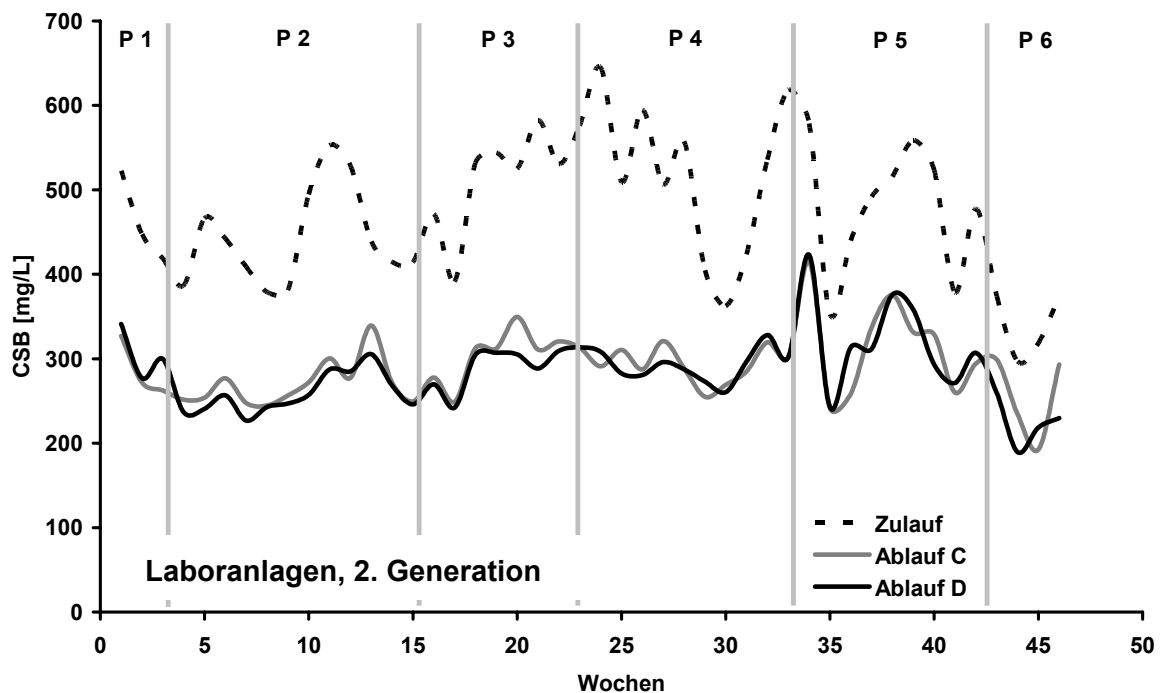


Abbildung 23: CSB_{ges}-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Reaktoren der zweiten Generation

Bilanzierung –Reaktor Generation 1

Die Bilanzierung der Ergebnisse erfolgt über die CSB-Frachten im Zu- und Ablauf des Reaktors sowie dem Überschussschlamm bzw. der Biomassenakkumulation im Reaktor. Besonderes Augenmerk muss dabei auf den Methanstrom gelegt werden. Bei der Umrechnung des CSB-Gehaltes des Biogases muss das Volumen des Gases zuerst in Normvolumen umgerechnet werden. Außerdem muss das im Reaktorablauf gelöste Methan mit bilanziert werden. Dieses diffundiert bereits am Freispiegel des Reaktors in die Atmosphäre und ist bereits bei der Probenahme nicht mehr nachweisbar. Der

Überschussschlamm wird bei der Bilanzierung dem Outputstrom des Reaktors zugerechnet, um die Bilanz zu schließen. [Urban, 2009]

Abbildung 24 zeigt beispielhaft die CSB-Summenlinie für Reaktor A. Die Summenlinien der Zu- und Abläufe beider Reaktoren verlaufen während des Großteils der Versuchszeit nahezu deckungsgleich (siehe auch Tabelle 47). Ab der 40. Woche traten jedoch immer wieder Betriebsstörungen auf, die zu einem vermehrten Schlammabtrieb führten, welcher in der CSB-Bestimmung nicht erfasst wurde. Aus der Gegenüberstellung von CSB-In- und -Output wird deutlich, dass in beiden Reaktoren die Überschussschlammproduktion bzw. Biomassenakkumulation in den Reaktoren recht gering ausfällt. Im Mittel betragen diese, bezogen auf den Gesamt-CSB, lediglich 5 %. Bezieht man diese auf das gebildete Biogas und damit den abgebauten CSB, so ergibt sich ein Wert von 15 %. Der CSB der wässrigen Phase besteht zur Hälfte aus partikulärem CSB, der Rest liegt in gelösten Verbindungen vor. Der angegebene Methanverlust bezieht sich auf das gelöste CH_4 , welches am Freispiegel des Reaktors ausgast und nicht über die Gasfassung erfasst wird.

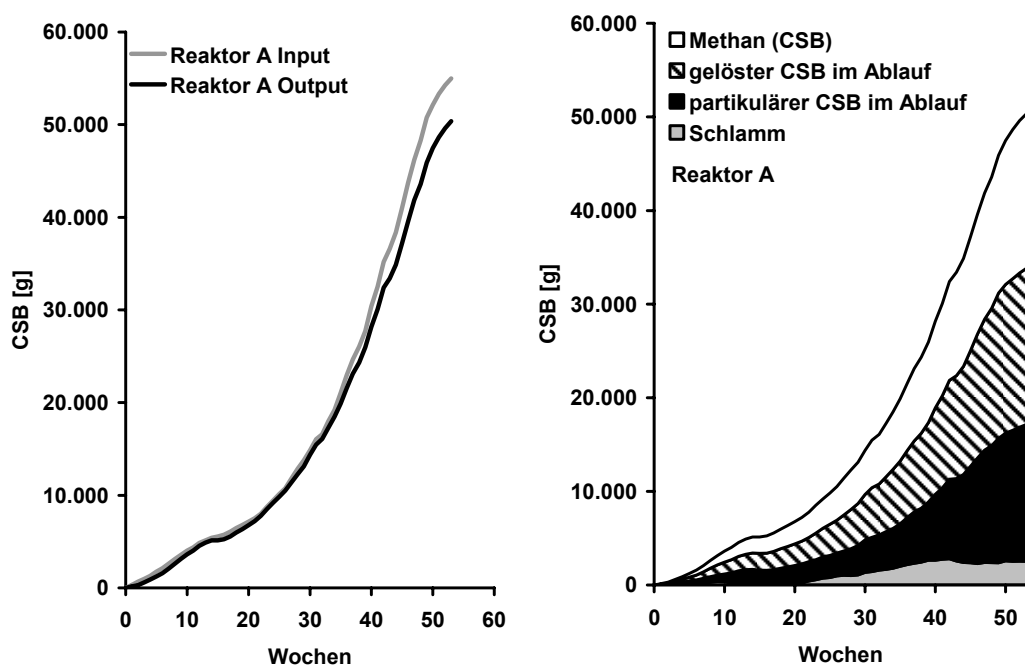


Abbildung 24: Summenlinien des Reaktors A [Urban, 2009]

Tabelle 47: Verbleib des eingetragenen CSB in den einzelnen Fraktionen [%]

	Schlamm	Ablauf		Methan		Bilanzrest
		Partikulär	Gelöst	Biogas	Verlust	
Reaktor A	4,6	26,6	30,3	18,8	11,3	8,4
Reaktor B	5,6	26,4	29,3	24,2	11,9	2,6

Bilanzierung – Reaktor Generation 2

Der zweite Teil der Versuchsphase wurde mit den Reaktoren der 2. Generation (Gegenüberstellung siehe Tabelle 28) durchgeführt. Die Bilanzierung der Versuchsanlagen erfolgt ebenfalls über die Summenlinien des Zu- und Ablaufes. Die Überschussschlammproduktion bzw. Schlammakkumulation im Schlammbett wurde dem Ablauf der Reaktoren zugerechnet. [Urban, 2009]

Wie in Tabelle 48 zusammengestellt, lassen sich die Bilanzen der Reaktoren der 2. Generation besser schließen als die der 1. Generation. Hierfür gibt es zwei Gründe: Zum einen wurden die Volumenströme der Anlagen genauer erfasst und zum anderen traten weniger Betriebsstörungen auf, bei denen Biomasse aus den Reaktoren abgetrieben wird. Außerdem wird deutlich, dass in beiden Reaktoren die Überschussschlammproduktion bzw. Biomassenakkumulation in den Reaktoren noch geringer als in den Reaktoren der ersten Generation ausfällt. Im Mittel betragen diese lediglich 3 % bezogen auf den Gesamt-CSB. Bezieht man diese auf den CSB-Abbau, gemessen als gebildetes Biogas, so liegt dieser Wert bei 9 % an.

Tabelle 48: Verbleib des eingetragenen CSB in den einzelnen Fraktionen in Prozent

	Schlamm	Ablauf		Methan		Bilanzrest
		Partikulär	Gelöst	Biogas	Verlust	
Reaktor C	2,7	30,7	30,9	22,8	12,7	0,2
Reaktor D	3,6	29,3	30,9	23,2	13,6	-0,5

Die Verteilung der CSB-Fractionen im Ablauf der Reaktoren hat sich gegenüber den ersten Reaktoren nicht verändert; die eine Hälfte des CSB ist in Feststoffen gebunden, die andere liegt in gelöster Form vor.

6.3.2.3 Nährsalze

Zusätzlich zu der CSB-Analytik wurde für die Reaktoren C und D die Ammonium- und Phosphorkonzentration im Zu- und Ablauf der Reaktoren bestimmt (Abbildung 25).

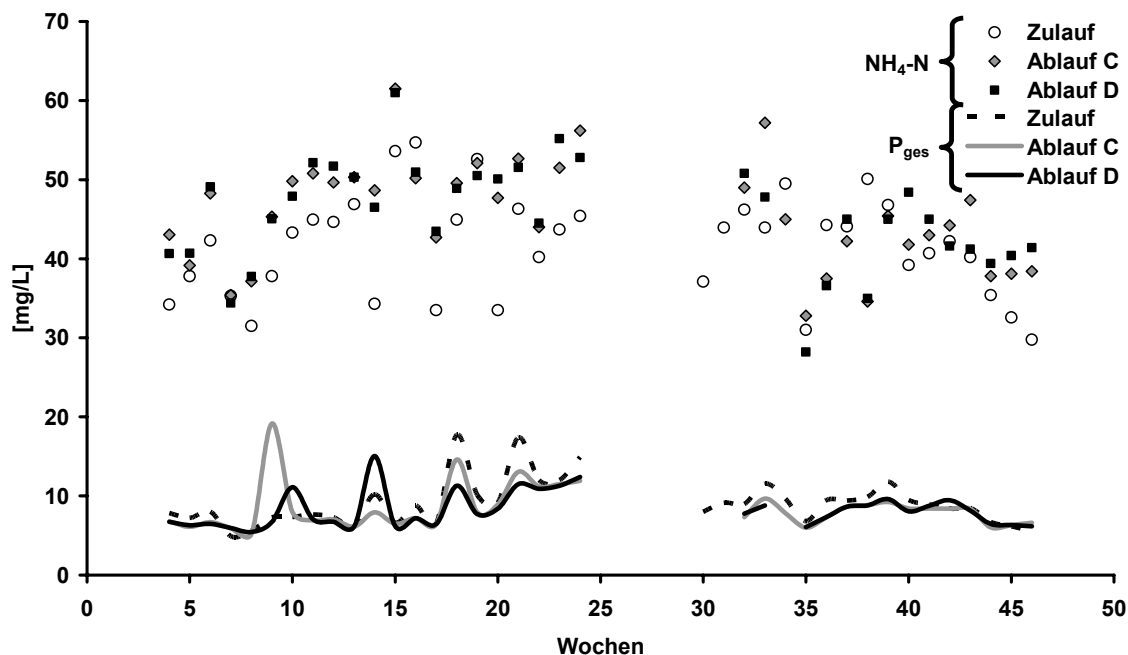


Abbildung 25: Ammonium und Gesamt-Phosphor im Zu- und Ablauf der Reaktoren

Während es bei Phosphor zu einer geringen Abnahme der Konzentration kam, stieg der Ammonium-Gehalt im Ablauf der Reaktoren sogar im Mittel um 8 % an. Dieser Anstieg wird durch die Hydrolyse von Eiweißverbindungen im Reaktor verursacht und kann als Fortsetzung der Ammoniumbildung im Abwassersammler betrachtet werden.

Der pH-Wert sinkt aufgrund der CO_2 -Produktion von einem leicht basischen Milieu auf im Mittel 7,2 -7,3, verbleibt aber dort unabhängig von der Beschickung der Reaktoren relativ stabil. Die Leitfähigkeit des Abwassers, als Leitparameter für die Salzkonzentration im Abwasser nimmt leicht zu, da durch die Hydrolyse der Feststoffe darin gebundene Salze freigesetzt werden und entsprechend die Leitfähigkeit erhöhen. Eine Zusammenstellung der Werte erfolgt in Tabelle 49.

Tabelle 49: Zu- und Ablaufwerte der Nährstoffe

	$\text{NH}_4\text{-N}$ [mg/L]	$\text{NH}_4\text{-N:CSB}$ [-]	P_{ges} [mg/L]	$\text{P}_{\text{ges}}/\text{CSB}$ [-]	pH [-]	LF [$\mu\text{S}/\text{cm}$]
Zulauf	42	1 : 11,2	9,0	1 : 52,3	7,77	1380
Reaktor C	46	1 : 6,3	8,4	1 : 34,5	7,26	1439
Reaktor D	45	1 : 6,3	8,2	1 : 34,6	7,23	1428

6.3.2.4 Schwefel

Da gelöster Schwefelwasserstoff schon in geringen Konzentrationen zur Hemmung des anaeroben Abbaus führen kann, wurde sein Gehalt im Reaktor bestimmt. Hierzu wurde auf Basis der Löslichkeit und der H_2S -Konzentration im Biogas die H_2S -Konzentration im Wasser bestimmt. Diese stieg während des Versuchszeitraums nie über 15 mg/L. Da üblicherweise erst ab einer Konzentration von 25 mg/L von einer einsetzenden Hemmung

ausgegangen wird, kann eine Hemmung ausgeschlossen werden. Als weiteres Kriterium für eine Beeinflussung des anaeroben Prozesses wird von Kroiss (1986) das Verhältnis von CSB zu reduzierten Schwefel angegeben. Das Verhältnis liegt in den Reaktoren im kritischen Bereich von $15 < \text{CSB}/\text{S}_{\text{red}} < 100$. Da dieses Verhältnis jedoch für industrielle Abwässer mit CSB-Gehalten $\gg 1.000 \text{ mg/L}$ angegeben ist, wird im Weiteren davon ausgegangen, dass keine negativen Einflüsse aufgrund des im Abwassers enthaltenen Schwefels vorliegen. Auch eine mögliche Substratkonkurrenz durch Schwefel ist vernachlässigbar gering: Lediglich 0,25 % des $\text{CSB}_{\text{Input}}$ wurden zur Bildung von H_2S genutzt. Aufgrund dieses geringen Anteils kann die Schwefelkonkurrenz im Weiteren vernachlässigt werden. [Urban, 2009]

6.3.3 Kontinuierliche Laborversuche in Kairo

6.3.3.1 Versuchsanlagenbetrieb

Der Einsatz und die Einbindung von ägyptischen Studenten für den Betrieb der Laboranlagen und der halbtechnischen Versuchsanlage im Rahmen dieses Vorhabens gestalteten sich schwierig. Laut Aussagen des ägyptischen Partners werden die meisten Studenten schon während ihres Studiums in Ingenieur Tätigkeiten verschiedener Büros eingebunden und stehen damit nicht für solche Forschungsvorhaben zur Verfügung. Der Betrieb der Anlagen musste daher im Wesentlichen vom Betriebs- und Laborpersonal der Kläranlage gewährleistet werden. Eine Einarbeitung des Personals sowie der Ingenieure vor Ort fand im folgenden Umfang statt:

- Im Rahmen seines Aufenthaltes im August 2007 in Hannover wurde Herr Dr.-Ing. Abdel-Halim (Department of Public Works, Research Group: Environmental and Sanitary Engineering, Universität Kairo) in die Probennahme und die notwendige Analytik eingeführt. Die verschiedenen Arbeitsschritte wurden im Detail mit ihm durchgesprochen und praktisch erprobt. Darüber hinaus wurde diskutiert, inwieweit die Durchführung dieser Analytik auch auf der Kläranlage Zenein durchgeführt werden kann und wo Material zur Verfügung gestellt werden muss. Ziel der Einarbeitung war, die Arbeitsweise an die der in Hannover beteiligten Mitarbeiter anzupassen, um durch einheitliche Analysen und Betriebsführung die gewonnenen Ergebnisse aus Hannover und Kairo vergleichbar zu machen. Da Herr Dr.-Ing. Abdel-Halim bereits am ISAH zum Thema Anaerobtechnik promoviert hat (Abdel-Halim, 2005) ist er mit den Besonderheiten dieser Technologie vertraut und in der Lage die Daten auszuwerten und zu überprüfen.
- Der Anlagenaufbau und die Inbetriebnahme wurde mit Hilfe von Betriebspersonal vor Ort im Juni – August 2008 durchgeführt. Auf diese Weise wurden die Mitarbeiter mit dem Aufbau der Anlagen und deren Besonderheiten vertraut gemacht. Im September erfolgte zudem eine Einweisung in den Anlagenbetrieb, hierbei wurden der Anlagenaufbau der Laboranlagen und der Containerversuchsanlage (siehe Abschlussbericht Vorhaben 02WA0547, Dai et al., 2009) erklärt, die Änderungen von bestimmten Einstellungen besprochen und auf mögliche Probleme und Fehlerquellen hingewiesen.

- Für den selbständigen Anlagenbetrieb wurde dem Betriebspersonal eine Checkliste an die Hand gegeben, mit deren Hilfe die regelmäßige Anlagenwartung und Anlagenkontrolle systematisiert und vereinfacht wird. Zudem wurden Listen erstellt, in die die Ergebnisse der Ablesungen eingetragen werden konnten. Diese Listen wurden vom Projektpartner vor Ort ins Arabische übersetzt. Mit dem Laborpersonal wurden die Probennahme und die Analytik durchgesprochen. Zum Eintragen der Analyseergebnisse wurden entsprechende Excel-Tabellen vorbereitet.
- Darüber hinaus wurde ein „AnaKomA-Guide“ erstellt, in dem neben allgemeinen Informationen zur anaeroben Abwasserbehandlung und ersten Ergebnissen aus Deutschland Informationen zum Betrieb in Ägypten zusammengefasst wurden (Inbetriebnahme, Probenplan, Veränderungen der Belastung). Zudem wurden für mögliche Störungen und Probleme die erforderlichen Maßnahmen in einer Liste zusammengefasst.
- Bei weiteren Besuchen vor Ort wurde die Anlagenwartung und Probennahme erneut durchgesprochen und durchgeführt, um das Personal weiter für Störungen und Fehlmessungen zu sensibilisieren (Abbildung 26). Durch die Bereitstellung eines Photometers und eines Thermostaten sollte die Durchführung von Küvettentests zur Analytik ermöglicht werden, um so die Analysequalität zu verbessern.



Abbildung 26: Probennahme zur Bestimmung des Feststoffgehaltes (links), Ablesen der Gasuhr (Mitte), Pumpenreparatur

Im Rahmen des Vorhabens konnte auf diese Weise ein achtmonatiger Versuchsanlagenbetrieb gewährleistet werden. Die eigenständige Validierung der Messwerte, das Erkennen von Störungen oder die Änderung von Betriebseinstellungen erfolgte jedoch nicht. Die Analyseergebnisse zeigen, dass in vielen Fällen eine hohe Anzahl von Proben auf verschiedene Parameter untersucht wurde, aber die Überprüfung und das Hinterfragen der Werte fehlte. Da das Personal vor Ort nicht ausreichend mit den Umsetzungsprozessen vertraut ist, konnte auf Prozessänderungen auf diese Weise nicht rechtzeitig reagiert werden. Zudem müssen Änderungen in der Arbeitsroutine durch die ägyptischen Ingenieure angeordnet werden, um erfolgreich umgesetzt zu werden, was eine direkte Zusammenarbeit häufig schwierig und zeitaufwendig macht.

Die Erfahrungen des Versuchsanlagenbetriebs zeigen, dass insbesondere für das Betriebspersonal eine angepasste Techniker Ausbildung notwendig ist. Bei technischen

Schwierigkeiten in der halbtechnischen Anlage, musste in der Regel Dr. Verink (UCY Concepts) die notwendigen Reparaturen durchführen bzw. veranlassen. Auch die automatische Datenaufnahme einiger Werte und die Pumpensteuerung über einen Computer in der halbtechnischen Versuchsanlage war für den Einsatz eher ungeeignet ist. Da das Betriebspersonal vor Ort i. d. R. nicht mit Computern vertraut ist, wurden die Werte vom Bildschirm (Zulauf, Temperatur) nicht abgelesen und eine Änderung der Beschickungsmengen war nur durch die Ingenieure vor Ort möglich.

6.3.3.2 Anlagenaufbau und Ergebnisse

Anlagenaufbau und Inbetriebnahme

Um die Laboranlagen vor Wind und Diebstahl zu schützen, wurde auf dem Gelände der Kläranlage Zenein eine Hütte ausgerüstet mit Elektrizität, fließendem Wasser sowie Ventilatoren und Licht errichtet (Abbildung 27).



Abbildung 27: Schutzhütte für die Laboranlagen

Der Aufbau der Laboranlagen in dieser Hütte wurde von einem deutschen Techniker mit Unterstützung von ägyptischen Arbeitern sowie dem Leiter der Kläranlage durchgeführt. Problematisch war, dass die Arbeiter häufig über keine Englisch-Kenntnisse verfügten und wir keine Arabischkenntnisse hatten, so dass die Kommunikation schwierig und nur über Dritte möglich war.

Für die Inbetriebnahme wurden die Reaktoren mit Primärschlamm der Kläranlage Zenein befüllt. Da dieser Schlamm einen geringen Feststoffgehalt hat, wurde der Teil der Biomasse als Inokulum verwendet, der nach einer gewissen Zeit in einem separaten Behälter sedimentiert war. In der Inbetriebnahmephase ließ sich ein hoher Feststoffabtrieb beobachten. Nach einer gewissen Zeit konnte der Schlammspiegel in beiden Reaktoren bei etwa 50 L gehalten werden.

Belastung

Die beiden Reaktoren A und B der labortechnischen Anlage wurden in der Inbetriebnahmephase zunächst mit sehr geringen Zulaufvolumenströmen von 50 L/d bzw. 2 L/h beschickt, was einer hydraulischen Aufenthaltszeit von etwa 55 h entspricht. Die Belastung wurde für beide Reaktoren unterschiedlich schnell gesteigert und die hydraulische Aufenthaltszeit entsprechend reduziert (Reaktor A: ~ 20 h, Reaktor B: < 10 h) (Abbildung 28). Die Aufenthaltszeiten liegen etwas höher als bei den Untersuchungen in Deutschland, bei denen die Reaktoren mit Aufenthaltszeiten von 5-30 h (Reaktoren A und B, 1. Generation) bzw. mit 7,6-15,7 h (Reaktoren C und D, 2. Generation) gefahren wurde.

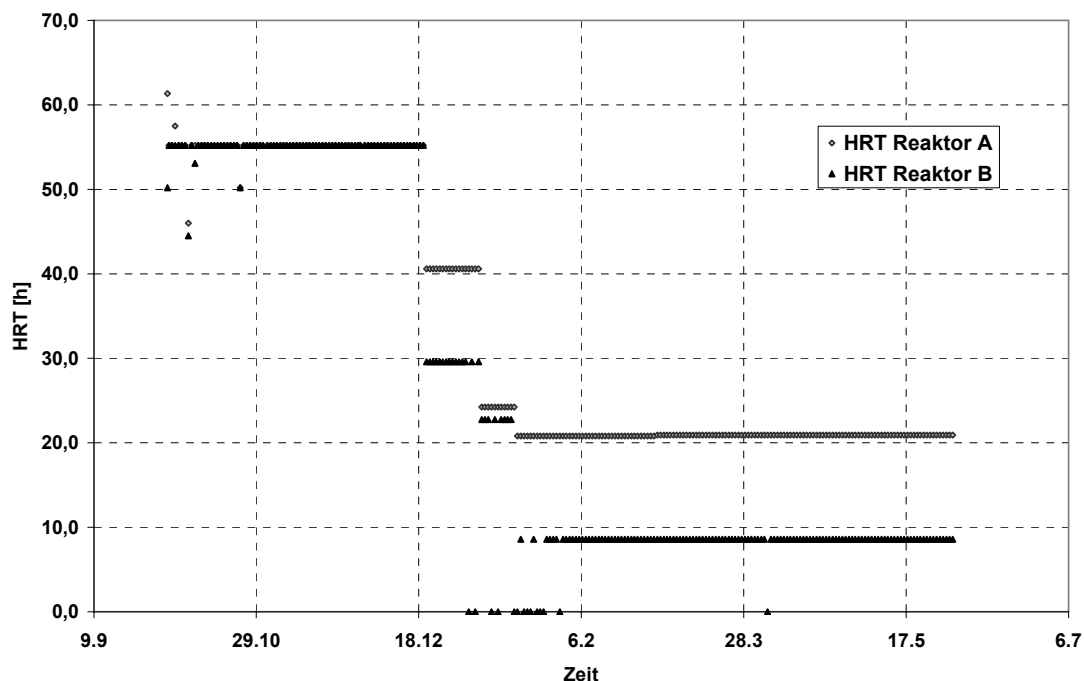


Abbildung 28: Hydraulische Aufenthaltszeit in den beiden Reaktoren der Laboranlage während der Untersuchungen in Ägypten

Bei einem Reaktorvolumen von 115 L und einer mittleren CSB-Zulaufkonzentration von 220 mg CSB/L ergeben sich Raumbelastungen von 0,09-0,4 kg CSB/(m³·d) für Reaktor A und 0,09-1,2 kg CSB/(m³·d) für Reaktor B. Zur Bestimmung der Schlammbelastung wurde für Reaktor A eine organische Feststoffkonzentration von im Mittel 6 g oTS/(L·d) angenommen, für Reaktor B 5 g oTS/(L·d). Die Feststoffkonzentrationen bzw. die Feststoff-Messungen schwanken sehr stark, so dass es sich bei diesem Wert nur um eine grobe Abschätzung handelt. Die Schlammbelastungen entsprechen in etwa den im Rahmen der Untersuchungen in Deutschland gefahren Belastungen. Die Raumbelastungen ebenfalls liegen etwa im gleichen Bereich wie die Belastungen der Untersuchungen in Deutschland, lediglich in einer Betriebsphase wurde der Wert auf 2,7 kg CSB/(m³·d) gesteigert. Übliche Empfehlungen für kommunale Anlagen liegen bei 0,8-1,5 kg CSB/(m³·d).

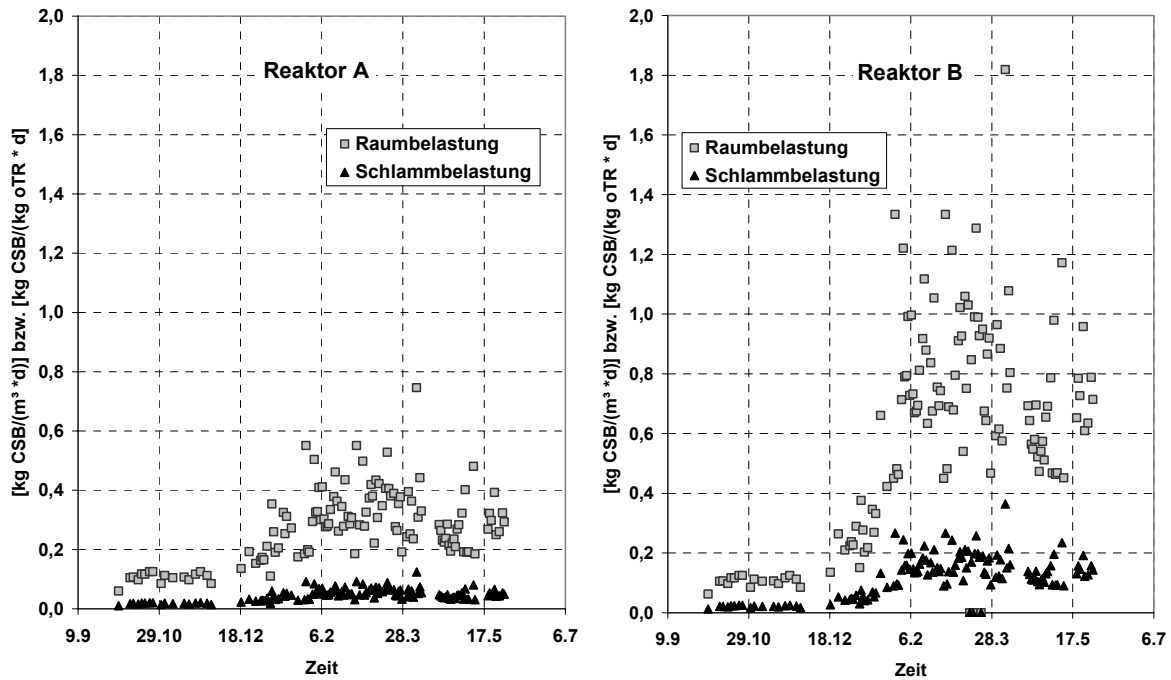


Abbildung 29: Raum- und Schlammbelastungen der beiden Reaktoren während der Untersuchungen in Ägypten

Randbedingungen

Die Darstellung der Abwassertemperatur in Abbildung 30 macht deutlich, dass die Datenaufnahme nicht regelmäßig erfolgte. Aus den Werten ist jedoch erkennbar, dass die Temperaturen während des Untersuchungszeitraums zunächst von über 25 °C auf etwa 15 °C im Winter abgenommen haben, um dann wieder auf 25 °C - 30 °C anzusteigen. Die Temperaturen liegen damit etwas über den Temperaturen, die während der Untersuchungen in Hannover im Mittel erreicht werden konnten.

Der pH-Wert im Abwasser lag während des gesamten Zeitraums bei etwa 7 und damit im optimalen Bereich der anaeroben Umsetzungsprozesse.

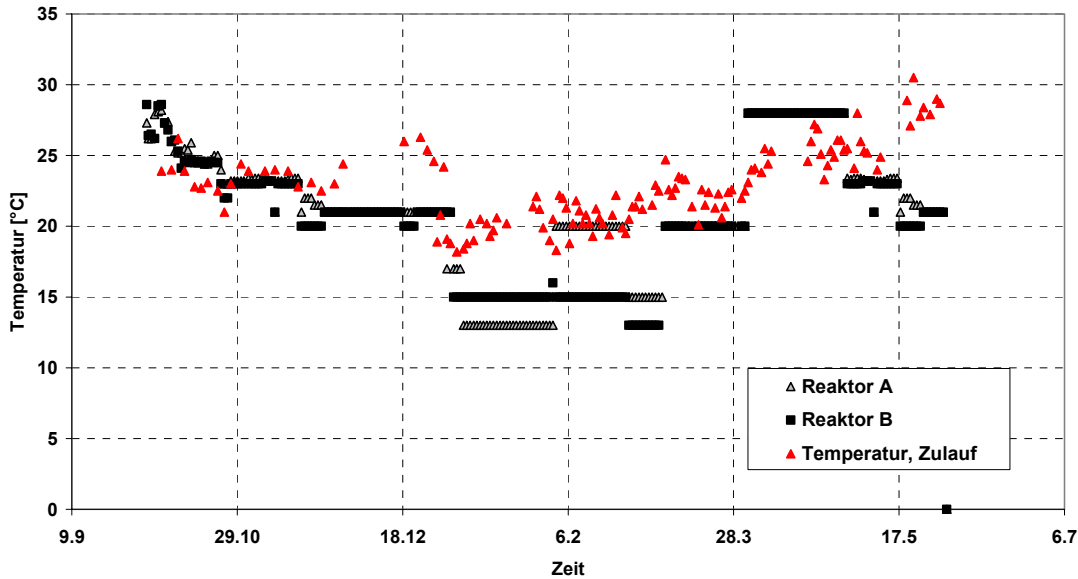


Abbildung 30: Verlauf der Abwassertemperatur während der Untersuchungen in Ägypten

CSB-Elimination

Die CSB-Eliminationsraten für Reaktor A sind in Abbildung 31 dargestellt. Eine Abhängigkeit der Eliminationsraten von der hydraulischen Aufenthaltszeit (Abbildung 31, links) ist nicht erkennbar, dagegen ist die Abhängigkeit von der Zulaufstemperatur trotz schwankender Messwerte deutlich (Abbildung 31, rechts). Die Eliminationsrate sowohl für den filtrierten als auch für den homogenisierten CSB liegt zu Beginn der Untersuchungen bei 20-25°C bei etwa 40 %, gegen Ende der Untersuchungen bei etwa 60 % (25-30°C). Der Grund für den Einbruch der CSB-Elimination im Winter ist zum einen die niedrigere Temperatur und zum anderen der vermehrte Schlammabtrieb. Der Schlamm Spiegel im Reaktor A ist von etwa 50-80 L auf etwa 30 L gesunken, so dass nur geringe Konzentrationen an Biomasse vorhanden waren. Ähnliche Ergebnisse können auch für Reaktor B gefunden werden: Aufgrund der stark schwankenden Messergebnisse sind jedoch keine Abhängigkeiten von Temperatur und Belastung erkennbar. Die Eliminationsraten liegen zwischen 30 % und 50 % (Abbildung 32).

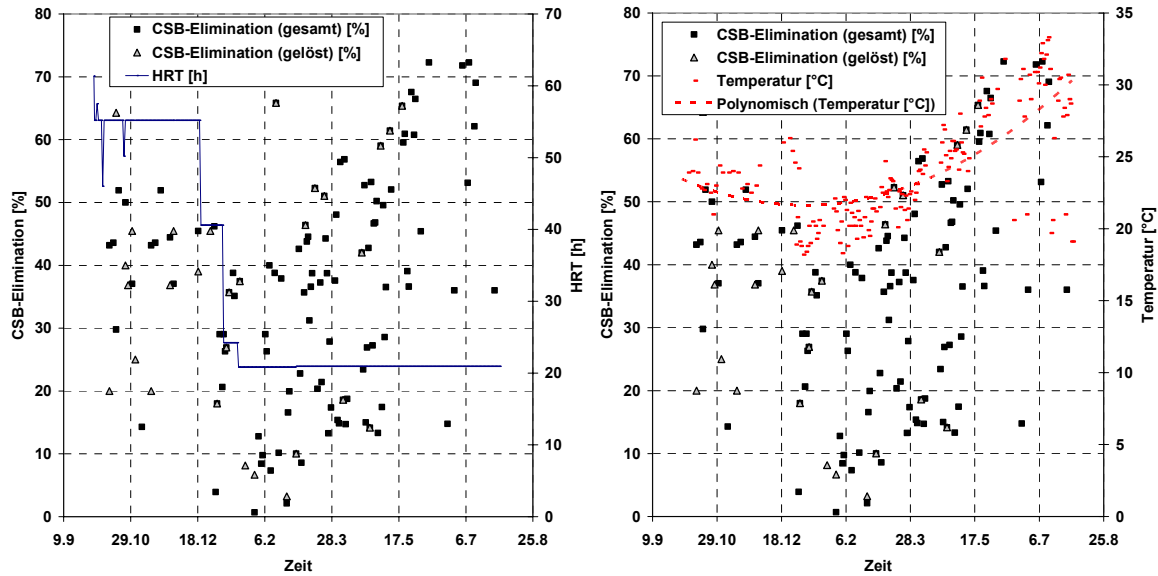


Abbildung 31: CSB-Eliminationsraten in Reaktor A während des Untersuchungszeitraums in Kairo

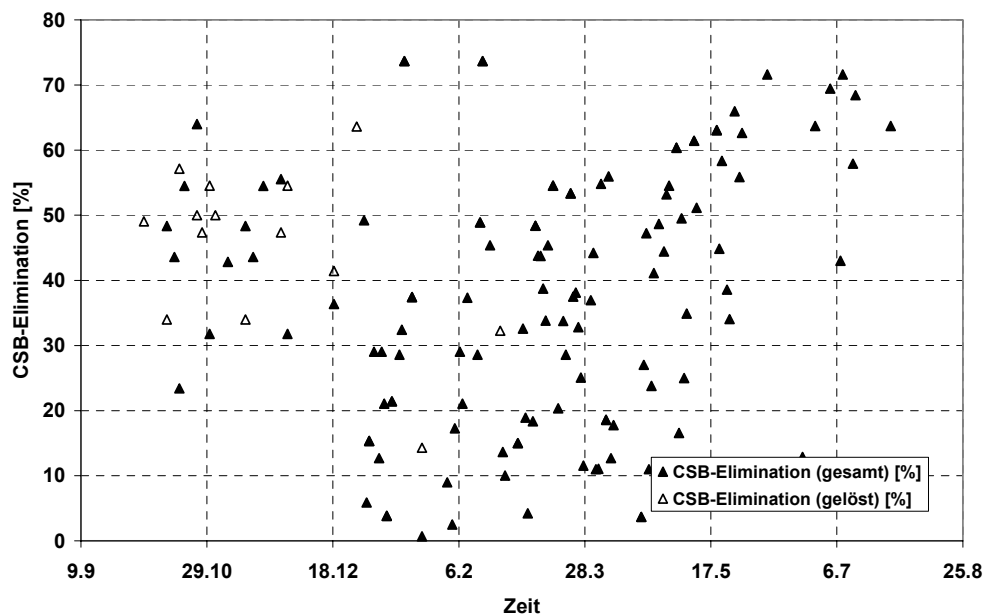


Abbildung 32: CSB-Eliminationsraten in Reaktor B während des Untersuchungszeitraums in Kairo

Nährstoffe

Im Mittel liegen die Ammoniumkonzentrationen im Zulauf bei 13,4 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$ und die Phosphatkonzentration bei 11,8 mg $\text{PO}_4\text{-P/L}$. Zum anaeroben Abbau von durchschnittlich 220 mg CSB/L sind diese Nährstoffkonzentrationen ausreichend. Der durchschnittliche Mindestbedarf bei nicht oder gering versäuertem Abwasser wird in der Regel mit $\text{CSB}_{\text{abbaubar}}:\text{N}:\text{P} = 350:5:1$ angegeben.

6.4 Ermittlung der spezifischen Belastungs- und Leistungsdaten sowie der maßgebenden Bemessungsparameter

Zur Auswertung kommen die in Deutschland aufgenommenen Daten der Batch-Versuche und der Versuchsanlagen. Soweit möglich erfolgt die Auswertung der Daten entsprechend der Fragestellung gemeinsam für alle Anlagen. [Urban, 2009]

6.4.1 Hydraulik und Sedimentation

Der Zulauf der Reaktoren wird üblicherweise über die hydraulische Aufenthaltszeit beschrieben. Unter Einbeziehung der Reaktorgeometrie können somit der Volumenstrom und die Aufstromgeschwindigkeit beschrieben werden. Dem Strömungsregime im UASB kommen zwei entgegen wirkende Aufgaben zu, einerseits eine bestmögliche Durchmischung im Reaktor und andererseits eine ruhige Strömung im Ablauf.

Der Kontakt des Schlammes mit dem Abwasser konnte auch bei relativ geringen Aufstromgeschwindigkeiten von 0,1 m/h im Reaktor sichergestellt werden. Der zweite Aspekt, der Feststoffabtrieb aus den Reaktoren ist ebenfalls von der hydraulischen Verweilzeit (HRT) des Abwassers im Reaktor abhängig, da diese die Strömungsgeschwindigkeit im Absetzteil des Reaktors beeinflusst.

Wie in Abbildung 33 zu sehen, nimmt mit zunehmender HRT der Feststoffgehalt im Ablauf der Reaktoren ab. Maßgeblich ist hier die Auströmgeschwindigkeit im Reaktor. Ohne eine zusätzliche Rezirkulation, welche eine verstärkte Aufwirbelung der Feststoffe bewirkt, funktioniert der Reaktor als Sedimentationsbecken, ähnlich einer Vorklärung. Ein zusätzlicher Rückhalt wird durch die Filterwirkung des Schlammbetts erzielt. Dieser Effekt wird ebenfalls in der A131 (2000) für vertikal durchströmte Nachklärbecken beschrieben.

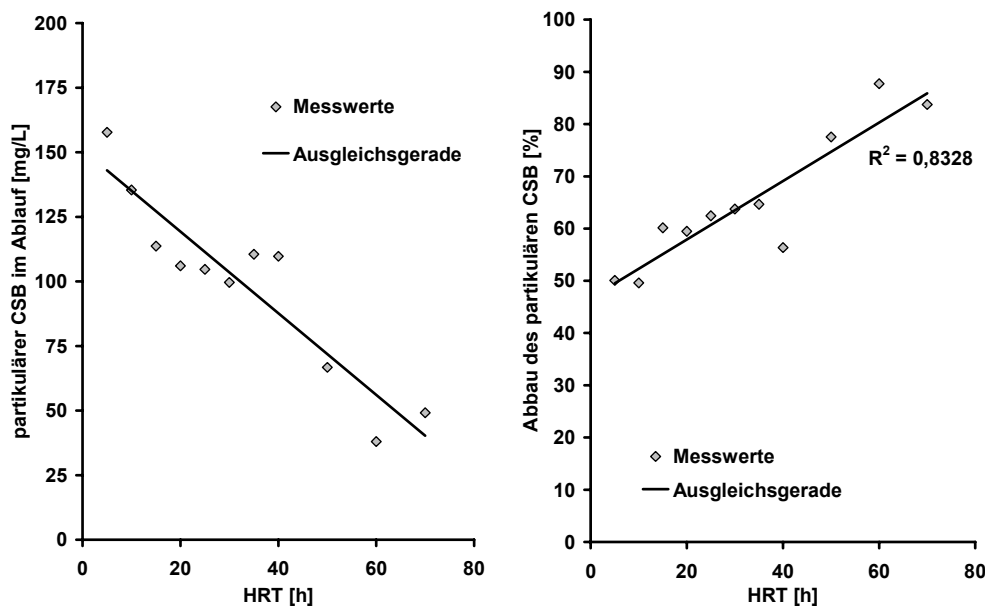


Abbildung 33: Einfluss der HRT auf den Gehalt an partikulärem CSB im Ablauf [Urban, 2009]

Ohne Rezirkulation ist die Aufstromgeschwindigkeit eine Funktion der Aufenthaltszeit und der Reaktorhöhe.

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{H}{\text{HRT}} \quad [\text{m/h}] \quad (\text{Formel 12})$$

mit

v = Aufstromgeschwindigkeit [m]

Q = Durchfluss [m^3/h]

A = Reaktorfläche [m^2]

H = Beckentiefe [m]

HRT = hydraulische Aufenthaltszeit [h]

Dieser Zusammenhang ist in Abbildung 34 aufgeführt. Mit zunehmender Reaktorhöhe nimmt bei gleicher Beschickung des Reaktors die Aufstromgeschwindigkeit zu. Dieser Effekt ist im Bereich mit $\text{HRT} < 8$ h besonders ausgeprägt. Es können bei niedrigen HRT und schlanken, hohen Reaktoren durchaus Aufstromgeschwindigkeiten größer 2 m/h erreicht werden. Lettinga (1995) empfiehlt, die Aufstromgeschwindigkeit für UASB-Reaktoren mit Flockenschlamm auf im Mittel 0,7 m/h zu begrenzen. Beim Einsatz von granuliertem Schlamm sind durchaus Aufstromgeschwindigkeiten von mehreren m/h tolerierbar. Untersuchungen von Saake (1986) ergaben, dass die maximale Aufstromgeschwindigkeit im Sedimentationsbecken einer anaeroben Belebung auf 0,25 m/h beschränkt werden sollte, um den Abtrieb der aktiven Biomasse zu minimieren. [Urban, 2009]

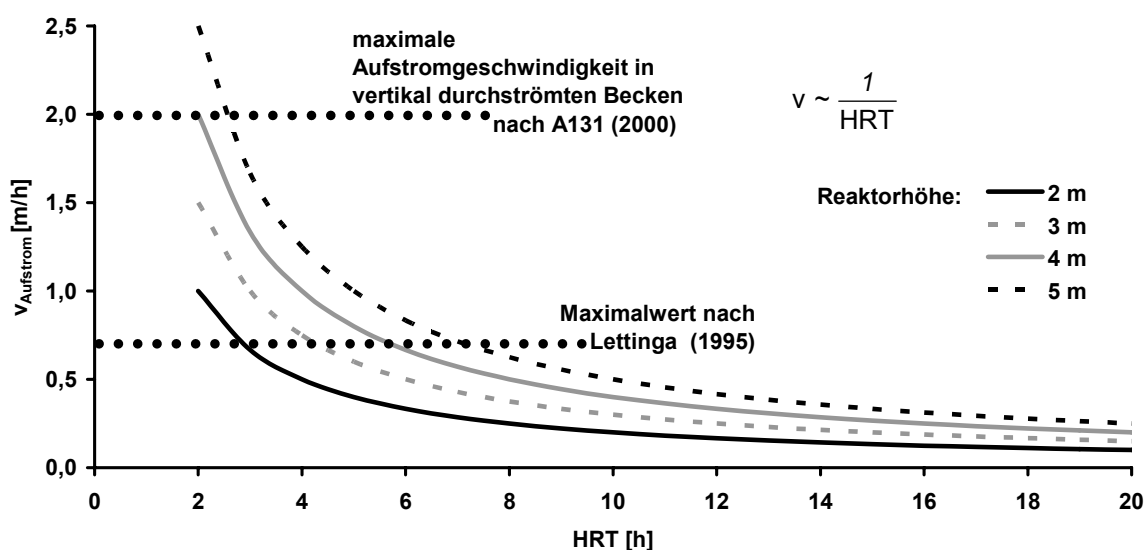


Abbildung 34: Einfluss der HRT und der Reaktorhöhe auf die Aufstromgeschwindigkeit.

Entsprechend dem von Lettinga (1995) vorgegeben Maximalwert ergeben sich aus Abbildung 34 abhängig von der Reaktorhöhe minimale HRT von 3-8 h.

6.4.2 Feststoffabtrieb

Abbildung 35 zeigt deutlich den Einfluss, den die HRT und somit auch die Aufstromgeschwindigkeit im Absetzteil des Reaktors auf den Feststoffabtrieb angegeben als CSB_{part} im Ablauf haben. [Urban, 2009]

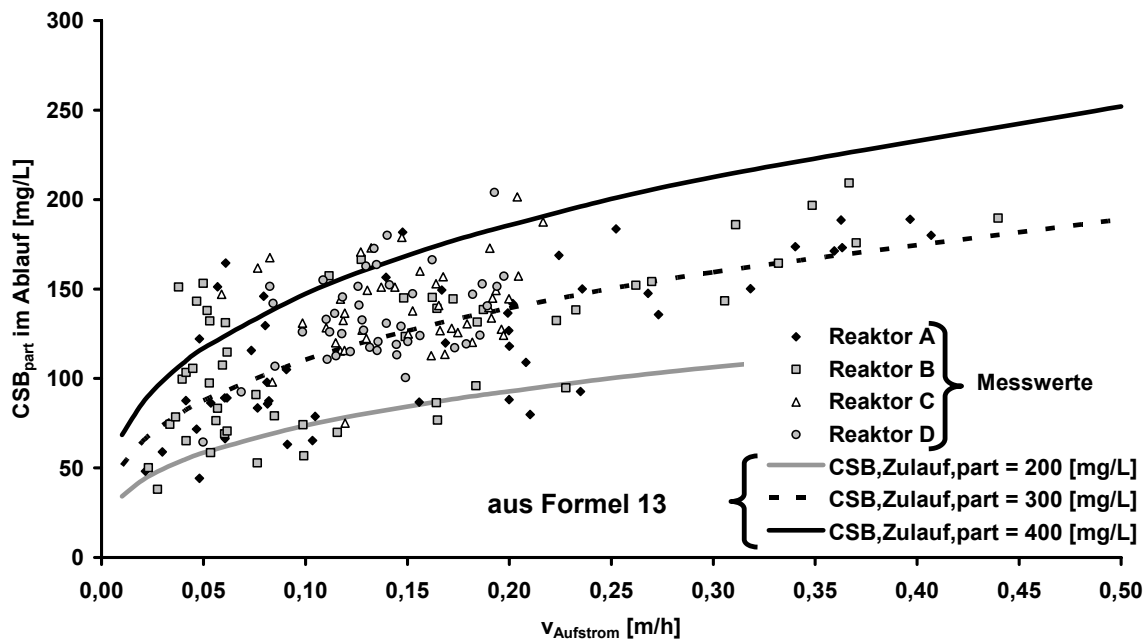


Abbildung 35: Einfluss der Aufstromgeschwindigkeit auf den Feststoffabtrieb

Mit steigender Aufstromgeschwindigkeit wird die Feststoffabtrennung im Absetzteil des Reaktors erschwert und der über den $CSB_{\text{partikulär}}$ angegebene Feststoffgehalt im Reaktorablauf nimmt zu. Auf Basis der Ablaufmessungen der vier kontinuierlichen Laboranlagen kann mit Hilfe folgender empirischen Formel der partikuläre CSB im Reaktorablauf bestimmt werden [Urban, 2009]:

$$CSB_{\text{Ablauf,part}} = CSB_{\text{Zulauf,part}} \cdot \sqrt[3]{0,5 \cdot v_{\text{Aufstrom}}} \quad [\text{mg/L}] \quad (\text{Formel 13})$$

mit

$CSB_{\text{Ablauf,part}}$	= partikulärer CSB im Ablauf [mg/L]
$CSB_{\text{Zulauf,part}}$	= partikulärer CSB im Zulauf [mg/L]
v_{Aufstrom}	= Aufstromgeschwindigkeit in [m/h]

In obiger Formel wurde neben der Aufstromgeschwindigkeit zusätzlich der Feststoffgehalt im Zulauf zum Reaktor berücksichtigt, um den Einfluss unterschiedlicher Abwasserzusammensetzungen, z.B. im Regenwetterfall beachten zu können.

6.4.3 Schlammbett

Während bei den kontinuierlich betriebenen Laboranlagen der ersten Generation lediglich eine Messstelle zur Bestimmung des Feststoffgehaltes im Schlammbett vorgesehen war, wurden bei den Reaktoren der zweiten Generation insgesamt drei Probenahmestellen in der Höhe des Schlammbetts installiert. Somit war es möglich den Feststoffgehalt im Schlammbett in unterschiedlichen Höhen zu ermitteln. Dieses führt neben einer genaueren Bestimmung der Biomasse im Reaktor zusätzlich zur Ausbildung eines Schlammprofils im Schlammbett.

Die bei der Messung entstandenen Schlammprofile wurden genutzt, um den in Abbildung 36 visualisierten Einfluss der Schlammбетhöhe auf die erreichbaren oTR -Gehalte im Reaktor zu ermitteln. Über die bekannte Höhe des Schlammbetts in Verbindung mit den

oTR-Gehalten bei den einzelnen Messstellen ist der Einfluss der aufliegenden Schlammdecke auf den oTR-Gehalt im Messpunkt ermittelt worden.

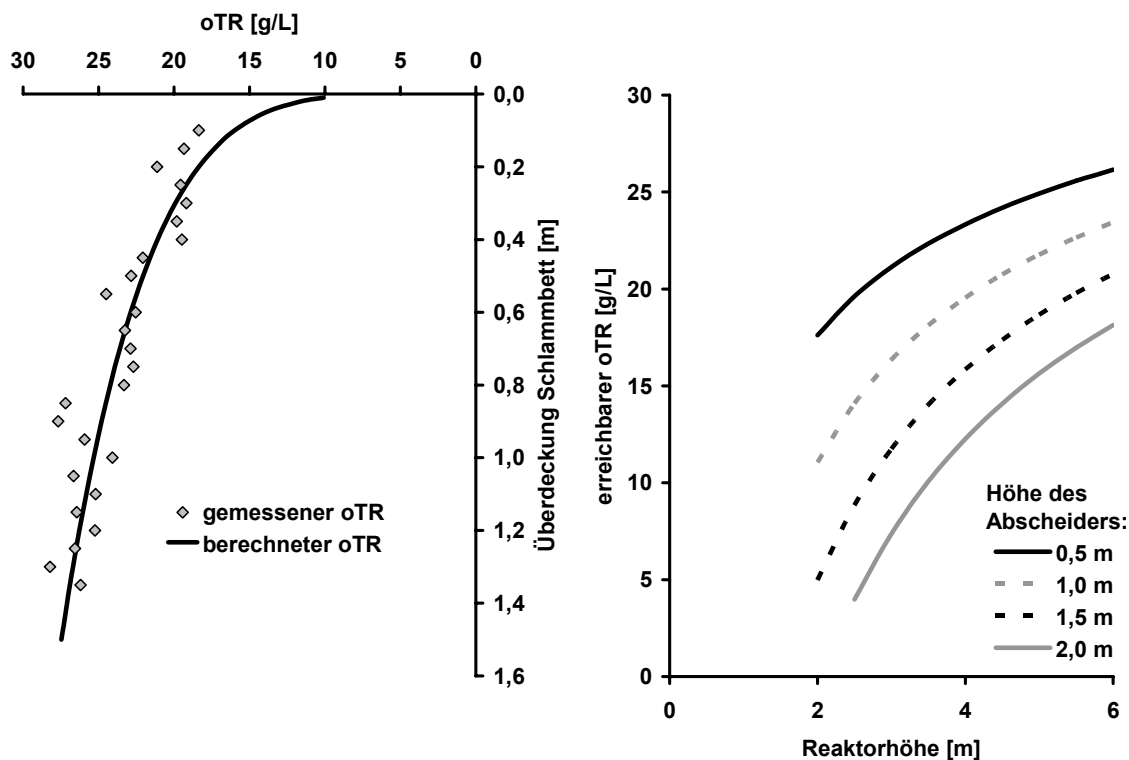


Abbildung 36: Feststoffgehalte im Schlammbett

Mithilfe des quantifizierten Einflusses der Schlammбетhöhe auf den oTR-Gehalt im Schlammbett kann der maximal erreichbare Biomassengehalt im UASB-Reaktor in Abhängigkeit der Reaktorhöhe bestimmt werden. [Urban, 2009]

$$\text{oTR}_{\max} = \frac{22,1 \cdot (h_{\text{Reaktor}} - h_{\text{Abscheider}})^{1,15}}{h_{\text{Reaktor}}} \quad [\text{g/L}] \quad (\text{Formel 14})$$

mit

oTR_{\max}	= maximale oTR-Konzentration im Reaktor [g/L]
h_{Reaktor}	= Reaktorhöhe [m]
$h_{\text{Abscheider}}$	= Höhe des Dreiphasenabscheiders [m]
22,1	= $\sim \text{oTR}_{\text{Schlammbett}}$ [kg oTR/m ³]

In obiger Formel gibt der Zähler die Biomasse bezogen auf die Grundfläche [kg oTR/m²] wieder. Neben der Reaktorhöhe ist hier zusätzlich die Höhe des Abscheiders von Bedeutung, da das Schlammbett des Reaktors nicht in diesen hineinragen darf [Urban, 2009].

Ist das Schlammbett nicht voll ausgebildet, bzw. reicht nicht bis direkt unter den Abscheider, fällt der oTR-Gehalt im Reaktor entsprechend geringer aus. In den Versuchsanlagen der zweiten Generation betrug die Höhe des Schlammbetts im Mittel 1,15 m, bei einer maximal nutzbaren Höhe von 1,4 m. Dem entsprechend fiel auch der mittlere oTR-Gehalt im Reaktor mit 12-13 g/L geringer aus, als der maximal mögliche

(16,3 g/L). Über eine vereinfachte Abschätzung lässt sich trotzdem hinreichend genau der oTR-Gehalt im Reaktor bestimmen [Urban, 2009]:

$$oTR = oTR_{\max} \cdot \frac{h_{\text{Schlammbett}}}{h_{\text{Reaktor}} - h_{\text{Abscheider}}} \quad [\text{g/L}] \quad (\text{Formel 15})$$

mit

- oTR = aktuelle oTR-Konzentration [g/L]
- oTR_{\max} = maximale oTR-Konzentration im Reaktor [g/L]
- $h_{\text{Schlammbett}}$ = Höhe des Schlammbetts [m]
- h_{Reaktor} = Reaktorhöhe [m]
- $h_{\text{Abscheider}}$ = Höhe des Dreiphasenabscheiders [m]

Die angegebenen erreichbaren Biomassenkonzentrationen stellen sich nur dann ein, wenn die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor nicht zu groß ist und sich unterhalb der von Lettinga (1995) empfohlenen maximalen Aufstromgeschwindigkeit von 0,5-0,7 m/h befindet. Bei höheren Aufstromgeschwindigkeiten setzen eine Expansion des Schlammbetts und damit eine Verringerung des oTR-Gehalts im Schlammbett ein.

6.4.4 Biomasse

Durch die im Schlammbett des Reaktors befindliche Biozönose wird der mit dem Abwasser zugeführte CSB abgebaut. Zur Charakterisierung der im Reaktor vorherrschenden Biozönose ist neben der Abbauleistung vor allem die Beschreibung des Biomassenwachstums notwendig.

6.4.4.1 Ertrag

Über den Ertragskoeffizienten (Yield) wird der Anteil von gebildeter Biomasse aus dem abgebauten CSB beschrieben. Im Rahmen der Literaturrecherche wurden die Ertragskoeffizienten der unterschiedliche Mikroorganismen ermittelt und in Tabelle 50 zusammengestellt. Während der Yield der versäuernden Mikroorganismen mit im Mittel 0,072 g oTR/g CSB vergleichsweise hoch ist, liegt der mittlere Yield der Acetogenen und Methanogenen bei ca. 0,04 g oTR/g CSB [Urban, 2009].

Tabelle 50: Gemittelter Ertrags-Koeffizient der am anaeroben Abbau beteiligten Mikroorganismengruppen

	Acidogenese	Acetogenese	Methanogenese
Y_{\min} [g oTR/ gCSB]	0,004	0,019	0,010
Y_{mittel} [g oTR/ gCSB]	0,072	0,043	0,042
Y_{\max} [g oTR/ gCSB]	0,260	0,066	0,450

Auf Basis der kontinuierlichen Versuche mit den Laboranlagen wurde der Biomassenertrag der Mischbiozönose, also aller am Abbau beteiligten Mikroorganismengruppen gemeinsam bestimmt. Hierfür wurde über die Feststoffbilanz und die Methanproduktion das Verhältnis zwischen Biomassenneubildung und Methanbildung bestimmt. Die dieser Bilanzierung zu Grunde liegende Formel lautet:

$$\text{Biomassenertrag} = \frac{\text{CSB}_{\text{ÜSS}}}{\text{CSB}_{\text{ÜSS}} + \text{CSB}_{\text{CH}_4}} \quad [\text{g CSB/ g CSB}] \quad (\text{Formel 16})$$

mit:

- Biomassenertrag [g CSB/ g CSB]
- $\text{CSB}_{\text{ÜSS}}$ = CSB des gebildeten Überschussschlammes [g CSB/d]
- CSB_{CH_4} = CSB des gebildeten Methans [g CSB/d]

Die als $\text{CSB}_{\text{ÜSS}}$ erfasste Fraktion beinhaltet in obiger Formel den aus dem Reaktor abgezogenen Überschussschlamm sowie die im Schlammbett akkumulierte, neu gebildete Biomasse. Soll der Biomassenertrag in g oTR/g CSB angegeben werden, so muss zusätzlich noch eine Umrechnung über den CSB-Gehalt der Biomasse erfolgen. Für die vorliegenden Untersuchungen ergibt sich ein CSB-Gehalt von 1,83-1,89 g CSB/g oTR. Der aus dem Versuchsanlagenbetrieb ermittelte Biomassenertrag (Tabelle 51) liegt im Mittel mit 0,09 g oTR/g CSB leicht über den Mittelwerten der Literatur. Da jedoch in den Literaturangaben lediglich der Biomassenertrag aus dem CSB-Abbau und nicht eine zusätzliche Akkumulation von Feststoffen im Schlamm berücksichtigt wird, muss bei einer praktischen Anwendung der Biomassenertrag entsprechend angehoben werden. Trotz dieser geringfügigen Abweichung vom Mittelwert liegen die Messwerte der vier Anlagen im Wertebereich der Literatur für die am Abbau beteiligten Mikroorganismengruppen [Urban, 2009].

Tabelle 51: Gemittelter Biomassenertrag der Biozönose aus dem Betrieb der Versuchsanlagen

	[g CSB/g CSB]	[g oTR/ gCSB]
Reaktor A	0,20	0,11
Reaktor B	0,14	0,08
Reaktor C	0,18	0,10
Reaktor D	0,13	0,07
Mittelwert	0,16	0,09

6.4.4.2 Schlammalter

Das erforderliche Mindest-Schlammalter der Biozönose wird vor allem durch die maximale Wachstumsrate bestimmt. Diese ist im Versuchsanlagenbetrieb nicht eindeutig bestimmbar, das tatsächliche Schlammalter der Biomasse im Reaktor hingegen schon. In der Literatur sind die Wachstumsraten der am Abbau beteiligten Mikroorganismen wieder gegeben. Hierbei handelt es sich um unterschiedliche Biomasse, denen in der Regel künstliche Substrate zugegeben wurden (z.B. Glucose, Propionat, Acetat). Aus den teilweise stark streuenden Literaturwerten sind die in Tabelle 52 zusammengefassten Mittelwerte gebildet worden. [Urban, 2009]

Tabelle 52: Wachstumsraten der am Abbau beteiligten Organismengruppen bei 35°C-37°C

	Acidogenese	Acetogenese	Methanogenese
μ_{\min} [1/d]	0,080	0,130	0,050
μ_{mittel} [1/d]	1,044	0,498	0,271
μ_{\max} [1/d]	7,000	1,200	2,000

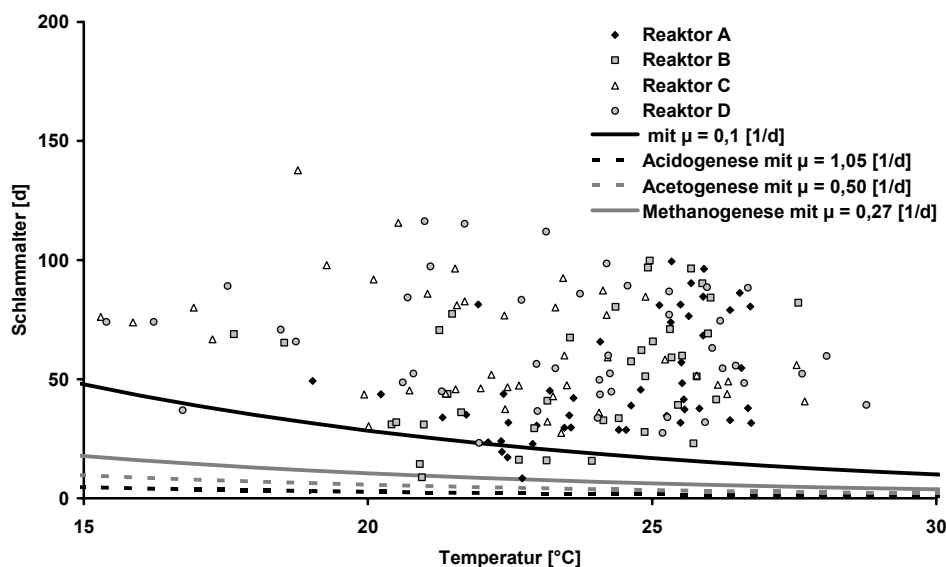
Damit diese Werte für die Bestimmung des Mindestschlammalters genutzt werden können, muss der Temperatureinfluss auf die Biomassenaktivität mit berücksichtigt werden. In der folgenden Formel wird zur Bestimmung des Schlammalters der Arrhenius-Term aus Formel 17 genutzt:

$$t_{\text{TS}} = \frac{1}{\mu_{30}} \cdot 1,11^{(T-30)} \quad [\text{d}] \quad (\text{Formel 17})$$

mit

- t_{TS} = Schlammalter [d]
- μ_{30} = Wachstumsrate bei 30 °C [1/d]
- T = Temperatur [C°]

Da die in Tabelle 52 angegebenen Mittelwerte für 35°C bzw. 37°C bestimmt wurden müssen sie erst auf 30°C normiert werden. Dieses erfolgt ebenfalls über den Arrhenius-Term. Unter Berücksichtigung des Temperatureinflusses ergibt sich ein Abminderungsfaktor von $\mu_{30} = 0,53 \cdot \mu_{35-37}$. In Abbildung 37 sind sowohl die Mindestschlammalter der Mikroorganismengruppen als auch die aus den Laboranlagen bestimmten Schlammalter aufgetragen.


 Abbildung 37: Schlammalter in den Versuchsanlagen sowie $t_{\text{TS},\min}$ anaerober Mikroorganismen [Urban, 2009]

Bis auf drei Ausnahmen liegt das gemessene Schlammalter weit über den notwendigen Mindestschlammaltern der Biozönose. Somit kann davon ausgegangen werden, dass zu

keiner Zeit die Gefahr einer Ausschwemmung der anaeroben Biomasse bestand. Dieses wird auch durch die gemessenen Betriebswerte der kontinuierlichen Laboranlagen gestützt. Das Mittel der Schlammalter aller vier Versuchsanlagen beträgt 56 Tage (Tabelle 53), was für den Betriebsbereich der Versuchsanlagen vollkommen ausreichend ist.

Tabelle 53: Mittelwerte der Schlammalter der kontinuierlichen Laboranlagen

Reaktor	A	B	C	D	Mittel
Schlammalter [d]	39,1	67,6	57,7	59,7	56,0

6.4.4.3 Anteil aktiver Biomasse

Der Anteil der aktiven Biomasse an der Gesamt-Biomasse im System lässt sich nur relativ ungenau bestimmen. Ein Bezug auf den CSB-Gehalt bzw. den Gehalt an organischer Masse ist hier nur eine ungenaue Methode, da aus dem Zulauf eingetragene Organik und auch im System akkumulierende Inertstoffe mit gemessen werden. Die genaue, absolute Bestimmung ist nur im Vergleich mit einer Reinkultur möglich. Über einen Vergleich der SMA dieser Kultur und der Biomasse des Reaktors mit dem gleichen Grundsubstrat kann dann die Aktivität in Prozent der Reinkultur angegeben werden. [Urban, 2009]

Da keine Reinkultur für den Vergleich zur Verfügung stand, erfolgte ein Vergleich der SMA mit dem Inoculum (Faulschlamm) sowie dem Schlamm der Versuchsanlagen nach einem Jahr Betrieb. Somit ist es möglich eine Veränderung der Aktivität, basierend auf dem Ausgangszustand zu bestimmen. Die im Batch bestimmte SMA beider Schlämme für unterschiedliche Temperaturbereiche ist in Abbildung 38 aufgetragen. Beide Schlämme wurden für diese Versuche mit vorgeklärtem kommunalem Abwasser mit einer SLR von 0,1 g CSB/g oTR einmalig beschickt. Die Kurven beider Schlämme, liegen nahe beieinander, so dass von einer unveränderten Aktivität des Schlammes ausgegangen werden kann. Lediglich im höheren Temperaturbereich zeigt der Faulschlamm eine höhere Aktivität. Dieses erklärt sich aufgrund der unterschiedlichen Milieubedingungen der beiden Biozönosen. Während sich der Faulschlamm aus einer vorwiegend mesophil geprägten Biozönose zusammensetzt, werden im Schlamm der Laboranlagen psychrophile Kulturen dominieren.

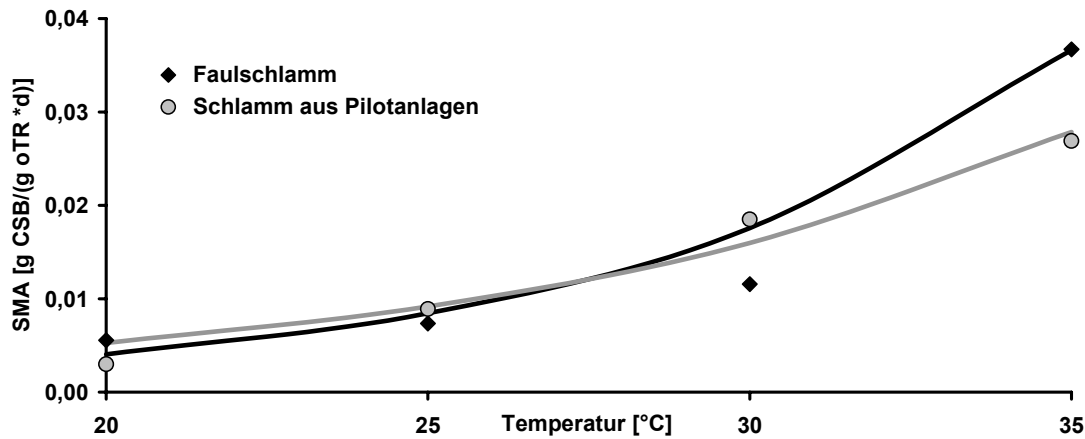


Abbildung 38: Vergleich der im Batch bestimmten SMA für Faulschlamm und Schlamm einer Laboranlage bei $SLR = 0,1 \text{ g CSB/g oTR}$ mit vorgeklärtem, kommunalem Abwasser

6.4.5 Einfluss der Temperatur

Die Temperatur hat einen maßgeblichen Einfluss auf die biologischen Prozesse. Dieser Einfluss kann über den Arrhenius-Term quantifiziert werden. Im Folgenden wird die Temperaturabhängigkeit der Prozesse der Hydrolyse und der Methanbildung beschrieben.

6.4.5.1 Hydrolyse

Auch wenn die Hydrolyse nicht in dem Maße wie die Methanbildung von der Biomassenkonzentration abhängt, wirkt die Temperatur doch erheblich auf diesen Prozess. Auf Basis der Messwerte aus den kontinuierlichen Laboranlagen und der halbtechnischen Container-Versuchsanlage wurden die Hydrolysekonstanten der einzelnen Betriebsphasen bestimmt. Diese sind in Abbildung 39 zusammengefasst. Der in dieser Abbildung aufgeführte Arrhenius-Term wird in der folgenden Formel wieder gegeben [Urban, 2009]:

$$k_{\text{hyd},T} = k_{\text{hyd},30} \cdot 1,1^{(T-30)} \quad [1/\text{d}] \quad (\text{Formel 18})$$

mit:

$k_{\text{hyd},T}$	= Hydrolysekonstante bei der Temperatur T [1/d]
$k_{\text{hyd},30}$	= Hydrolysekonstante bei 30°C = 0,04 [1/d]
T	= Temperatur [°C]

Der Faktor 1,1 für den Temperatureinfluss besagt, dass die Hydrolysekonstante pro 1 °C um 10 % zunimmt. Dieser Wert beruht nicht nur auf der vermehrten Enzyymbildung der Mikroorganismen bei höheren Temperaturen, sondern auch auf der extrem verlangsamten Hydrolyse von Fetten bei niedrigen Temperaturen (< 20°C). Im Gegensatz zu den in den Batchversuchen ermittelten Hydrolyseraten (Abschnitt 6.3.1.3) liegen die Raten der kontinuierlichen Laboranlagen ermittelten etwa um den Faktor 2,5 höher. Eine direkte Übertragbarkeit für die Hydrolyserate ist daher nicht möglich. Mit Hilfe der Batch-Tests können jedoch Vergleiche unter definierten Bedingungen durchgeführt sowie

Abhängigkeiten von z.B. Temperatur und Schlammbelastung bestimmt werden. Eine Fehlerbetrachtung zur Frage der Übertragbarkeit der Batch-Tests erfolgt in Urban, 2009.

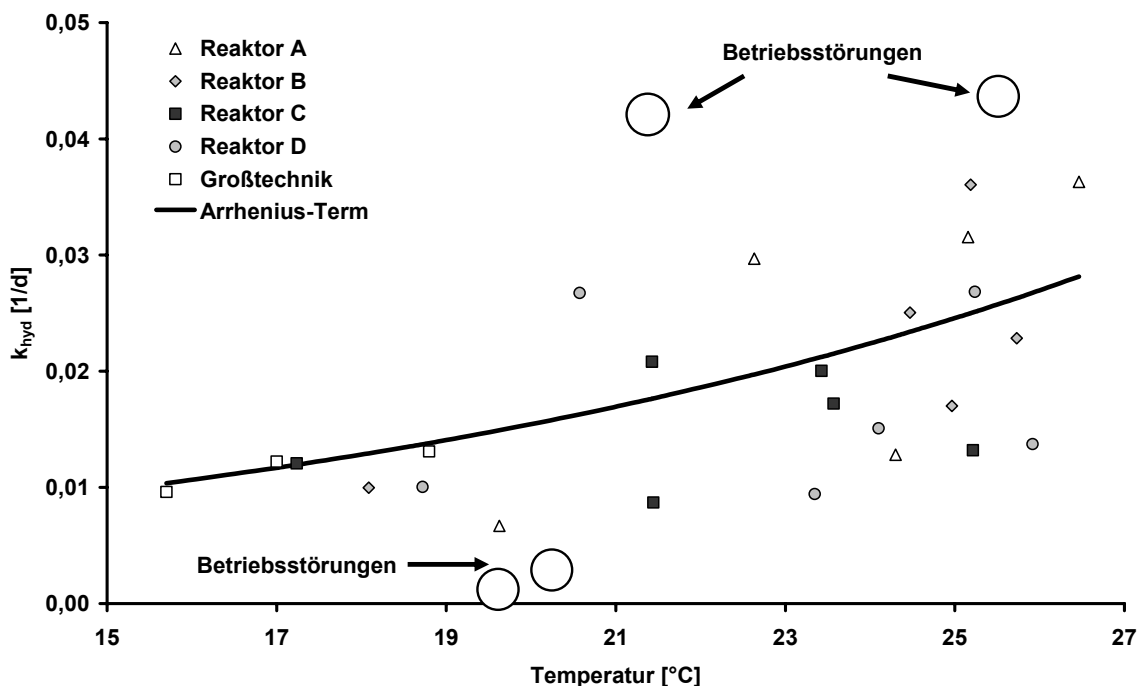


Abbildung 39: Temperatureinfluss auf die Hydrolyse

Mithilfe der an die Reaktortemperatur entsprechend angepassten Hydrolysekonstante und der Konzentration an partikulären CSB im Reaktor kann entsprechend der folgenden Formel die Hydrolyserate bestimmt werden:

$$k = k_{\text{hyd},T} \cdot X_{\text{CSB,Reaktor}} \quad [\text{g CSB}/(\text{L} \cdot \text{d})] \quad (\text{Formel 19})$$

mit:

$$\begin{aligned}
 k &= \text{Hydrolyserate im Reaktor } [\text{g CSB}/(\text{L} \cdot \text{d})] \\
 k_{\text{hyd},T} &= \text{Hydrolysekonstante bei der Temperatur } T \text{ [1/d]} \\
 X_{\text{CSB,Reaktor}} &= \text{Konzentration an partikulärem CSB im Reaktor} \\
 & \quad [\text{g CSB}/\text{L}]
 \end{aligned}$$

Die Hydrolyserate ist somit nicht nur von der Temperatur sondern auch von der Feststoffkonzentration im Reaktor abhängig. Die Feststoffkonzentration umfasst dabei sowohl die aus dem Zulauf eingetragene Fracht, als auch die im Reaktor befindliche Biomasse bzw. der dort aus dem Zulauf kommende akkumulierte Schlamm. Der durch die Hydrolyse in Lösung gebrachte CSB des Substrates steht nach der Versäuerung den Methanbildnern in Form von organischen Säuren zur Verfügung.

6.4.5.2 Methanbildung und spezifische Methanaktivität

Die Methanbildung wird ebenso wie die oben beschriebene Hydrolyse durch die Temperatur beeinflusst. Aufgrund der Zusammensetzung des kommunalen Abwassers aber auch der Kinetik der beteiligten Mikroorganismen ist dieser Prozess zusätzlich stark von der Schlammbelastung (SLR) beeinflusst. Der Einfluss von Temperatur und SLR ist in

folgender Abbildung 40 auf Basis der Messwerte aller vier kontinuierlichen Laboranlagen quantifiziert. [Urban, 2009]

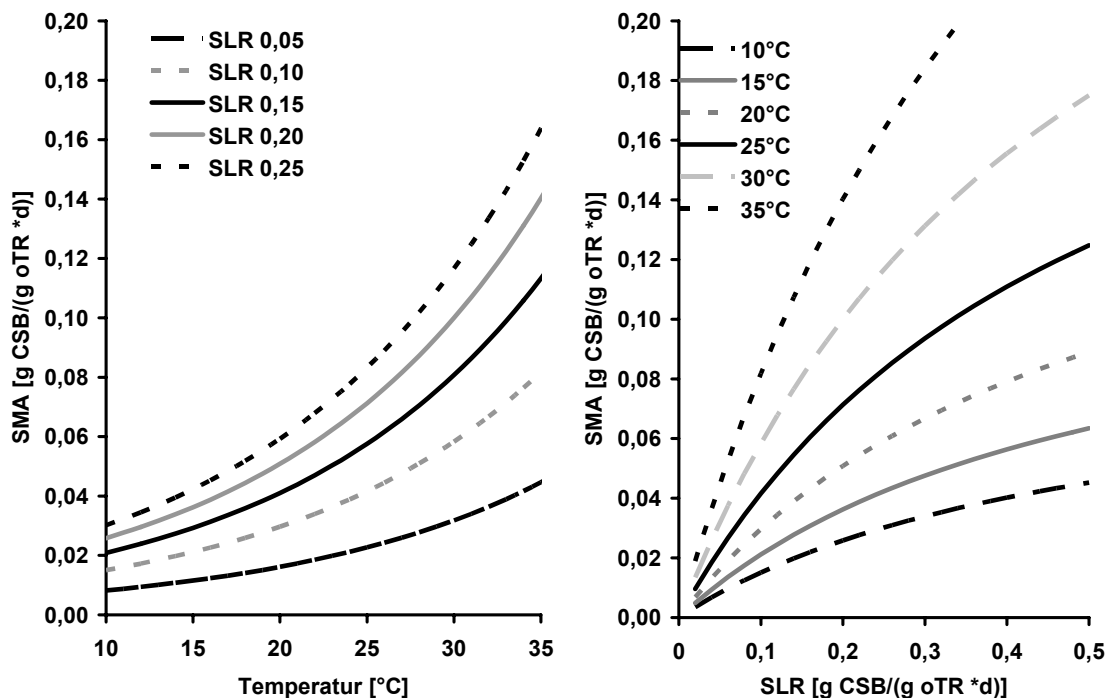


Abbildung 40: Einfluss der Temperatur auf die Methanogenese (Werte aus Formel 20)

Sowohl mit steigender Temperatur als auch mit steigender Schlammbelastung nimmt die Schlammaktivität, ermittelt als SMA, zu. Der Temperatureinfluss folgt dabei dem Arrhenius-Term, der Einfluss der Schlammbelastung dem Monod-Term.

Der Substrateinfluss folgt entgegen der üblichen Beschreibung nicht der Konzentration im Reaktor, sondern der Schlammbelastung, also der zugeführten Fracht, bezogen auf die Biomasse. Dieses ist in der sehr heterogenen Struktur des kommunalen Abwassers begründet. Die CSB-Bestimmung erfasst zwar alle oxidierbaren Kohlenstoffverbindungen, aber nicht den Grad ihrer Abbaubarkeit. Es findet keine Unterscheidung zwischen den Extremen der leicht abbaubaren organischen Säuren und des inerten CSB statt. Über die Bezugsgröße kann dieser Problematik hinreichend genau begegnet werden. Mit höheren SLR nimmt die SMA aufgrund des größeren Angebots an leicht abbaubaren Säuren entsprechend bis zur maximalen Aktivität zu. Bei niedrigen Schlammbelastungen müssen hingegen die schwerer abbaubaren Verbindungen zuerst hydrolysiert werden, um der Methanbildung zur Verfügung zu stehen.

Der Einfluss der Temperatur und der Schlammbelastung sind in der folgenden Formel quantifiziert:

$$SMA = \left(\frac{0,35 \cdot SLR}{0,5 + SLR} \right) \cdot 1,07^{(T-30)} \quad [\text{g CSB}/(\text{g oTR} \cdot \text{d})] \quad (\text{Formel 20})$$

mit:

SMA	= spezifische Methanaktivität [g CSB/(g oTR · d)]
SLR	= Schlammbelastung [g CSB/(g oTR · d)]
T	= Temperatur [°C]

Aus obiger Formel wird deutlich, dass der Temperatureinfluss auf die Aktivität der an psychrophile Milieubedingungen adaptierten Biomasse geringer ausfällt als bei dem mesophilen Inoculum aus dem Faulbehälter. Ebenso lässt sich hier der Monod-Term erkennen, er geht über die Schlammbelastung in die Ermittlung der Aktivität ein. Die Gegenüberstellung der Ergebnisse dieser Formel mit den Messwerten erfolgt in Abbildung 41. Dort sind die Messwerte in drei Temperaturbereiche zusammengefasst und die mit der Formel errechneten Werte aufgetragen. Für Temperaturen größer 17 °C ergibt sich eine sehr gute Korrelation von 0,85 bzw. 0,89 zwischen den Mess- und Rechenwerten. Lediglich im unteren Temperaturbereich divergieren die Werte. Bei Schlammbelastungen kleiner 0,25 g CSB/(g oTR·d) ist die Auswirkung der Schlammbelastung auf die Methanaktivität nahezu linear. Erst mit höheren Schlammbelastungen kann die maximale Umsatzrate der methanogenen Mikroorganismen erreicht werden. Wie auch bei den Hydrolyseraten liegt die in den kontinuierlich betriebenen Laboranlagen ermittelte Methanaktivität höher als die in den Batchversuchen ermittelte Aktivität (Abschnitt 6.3.1.3); für die Methanaktivität unterscheiden sich die Werte etwa um den Faktor 4,5. Eine direkte Übertragbarkeit ist daher auch hier nicht möglich.

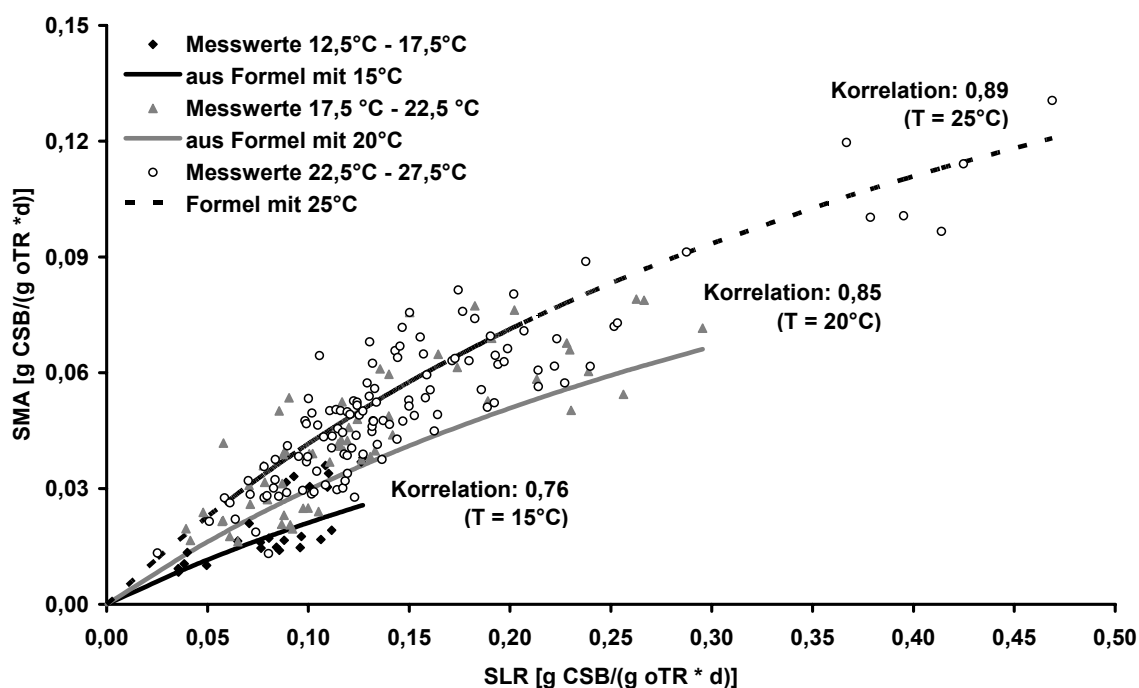


Abbildung 41: Korrelation der Messwerte der SMA mit den Rechenwerten [Urban, 2009]

6.4.6 Biogas

Der im Abwasser enthaltene CSB wird beim anaeroben Abbau in Methan umgewandelt, zusätzlich wird entsprechend der Substratzusammensetzung Kohlendioxid gebildet. Aus der Fettfraktion des CSB wird bei der Hydrolyse auch Schwefelwasserstoff gebildet. Die Größenordnung der H₂S-Fraktion am Gesamtbioogas beträgt maximal 1 Volumenprozent (= 10.000 ppm). Dieses ist aufgrund des beschriebenen Gefährdungspotentials zu berücksichtigen.

Aufgrund der sehr unterschiedlichen Löslichkeit der im Biogas enthaltenen Gase ergibt sich eine sehr hohe Methankonzentration von bis zu 95 % im Biogas. Allerdings verbleibt nicht nur CO_2 im Ablauf des Reaktors und sorgt somit für eine höhere Biogasqualität, sondern auch CH_4 verlässt auf diesen Weg ungenutzt das System und geht somit i.d.R. in die Atmosphäre über. Der Anteil der Methanverluste wird, wie in Abbildung 42 ersichtlich, vor allem durch die Abwassertemperatur, welche die Löslichkeit beeinflusst, und die CSB-Konzentration im Zulauf des Reaktors (maßgeblich für die Energiedichte des Abwassers) bestimmt. [Urban, 2009]

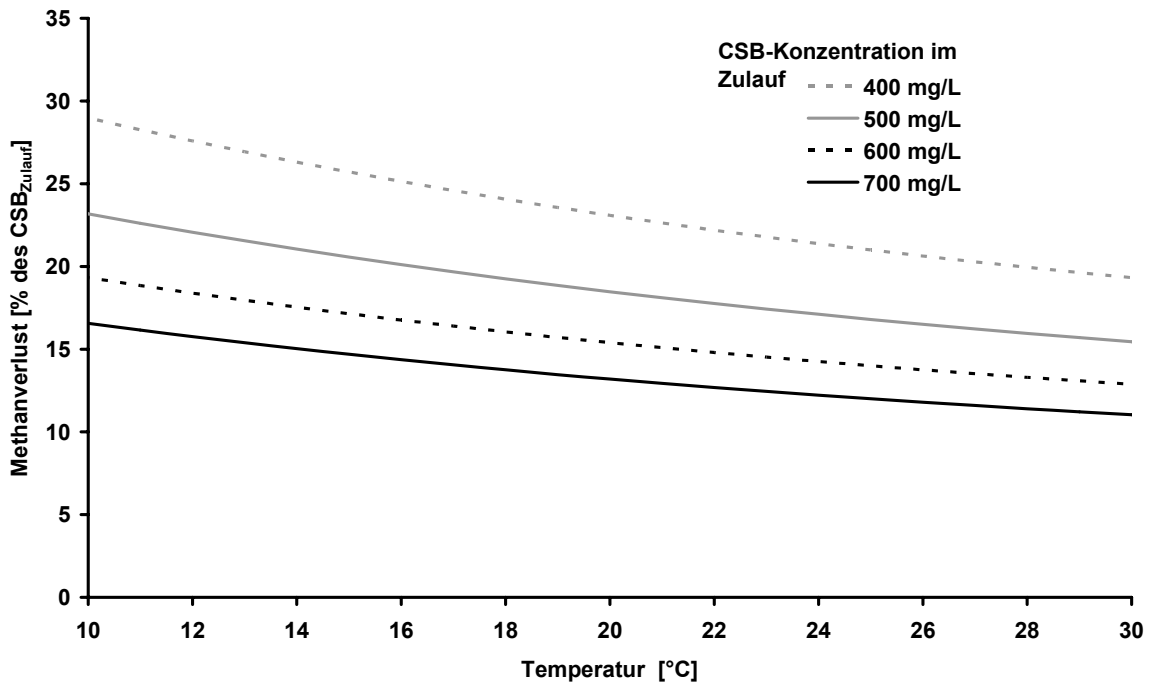


Abbildung 42: Methanverlust im Ablauf von Anaerobreaktoren.

Die Verluste sind am größten bei niedrigen Temperaturen und geringen CSB-Konzentrationen. Mit steigender Temperatur und zunehmender CSB-Konzentration sinken die Verluste in einen Bereich von 10 %-20 % (bezogen auf die Zulauf-Konzentration). Werden die Methanverluste auf den tatsächlichen CSB-Abbau im Reaktor bezogen wird dieser prozentuale Anteil größer. In Tabelle 54 sind die auf den $\text{CSB}_{\text{eliminiert}}$ bezogenen Methanverluste über den Reaktorablauf der vier Laboranlagen zusammen getragen. Sie variieren von 31,3 %-38,2 %, bei einer Spannweite der mittleren CSB-Elimination von 39,2 %-45,3 %.

Trotz der geringen CSB-Eliminationen (bezogen auf die Zulauf- und Ablaufkonzentrationen der Reaktoren) sind die Methanerträge relativ hoch. Die Bilanzlücke zu dem theoretischen Methanertrag von $350 \text{ mL}_N/\text{g CSB}$ entsteht durch die Überschussschlammproduktion in den Reaktoren. Der gebildete Überschussschlamm setzt sich zum einem aus neu gewachsener Biomasse und zum anderen aus im Schlammbett akkumulierten Feststoffen aus dem Reaktorzulauf zusammen.

Tabelle 54: Methanertrag der Laboranlagen bezogen auf die CSB-Elimination

	Reaktor			
	A	B	C	D
CSB-Elimination [%]	45,28	47,49	38,27	39,21
CH _{4,gesamt} /CSB _{eliminiert} [mL _N /g]	264	293	335	338
CH _{4,Biogas} /CSB _{eliminiert} [mL _N /g]	167	199	229	209
CH _{4,Verlust} /CSB _{eliminiert} [mL _N /g]	97	94	105	129
CH _{4,Verlust} [%]	36,74	32,08	31,34	38,17

Gasflächenbeschickung

Das im Schlammbed des Reaktors gebildete Biogas strömt, sobald der Sättigungspunkt in der Flüssigphase überschritten ist, nach oben und wird dort in der Phasentrennung erfasst und abgeschieden. Hierdurch wird eine aufwärts gerichtete Strömung im Reaktor erzeugt, welche zusätzlich zur Aufstromgeschwindigkeit des Wasserkörpers zu einer Durchmischung des Reaktors führt. Auch wenn bei einigen Hochlastreaktoren wie z.B. IC-Reaktoren dieser Effekt gezielt zur Durchmischung eingesetzt wird, fällt die Gasflächenbeschickung bei der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung relativ gering aus. [Urban, 2009]

In Abbildung 43 ist die Gasflächenbeschickung von UASB-Reaktoren zur Kommunalabwasserbehandlung aufgetragen. Zur Berechnung wurde ein Abwasser mit einer durchschnittlichen CSB-Konzentration von 500 mg/L angesetzt. Zur Ermittlung des Biomassengehaltes in den Reaktoren wurde die Abscheiderhöhe mit 1,5 m festgelegt und der Biomassengehalt entsprechend Kapitel 6.4.3 berechnet.

Es ist deutlich zu erkennen, dass die Gasflächenbeschickung mit zunehmender Reaktorhöhe und Temperatur ansteigt. Auch wenn bei Temperaturen von 30°C und einer SLR von 0,5 kg CSB/(kg oTR·d) Gasflächenbeschickungen von 0,16 m³/(m²·h) erreicht werden können, so liegt dieser Wert immer noch weit unter den in der Literatur geforderten Maximalwerten. Zoutberg (1998) gibt eine maximale Gasflächenbeschickung von 1,0 m³/(m²·h) vor. Auch wenn dieser Wert für UASB-Reaktoren mit granuliertem Schlamm angegeben ist, kann davon ausgegangen werden, dass der Einfluss einer maximalen Gasflächenbeschickung von < 0,2 m³/(m²·h), wie sie bei der kommunalen Abwasser auftreten wird, nicht zu maßgeblichen Biomassenverlusten führen wird.

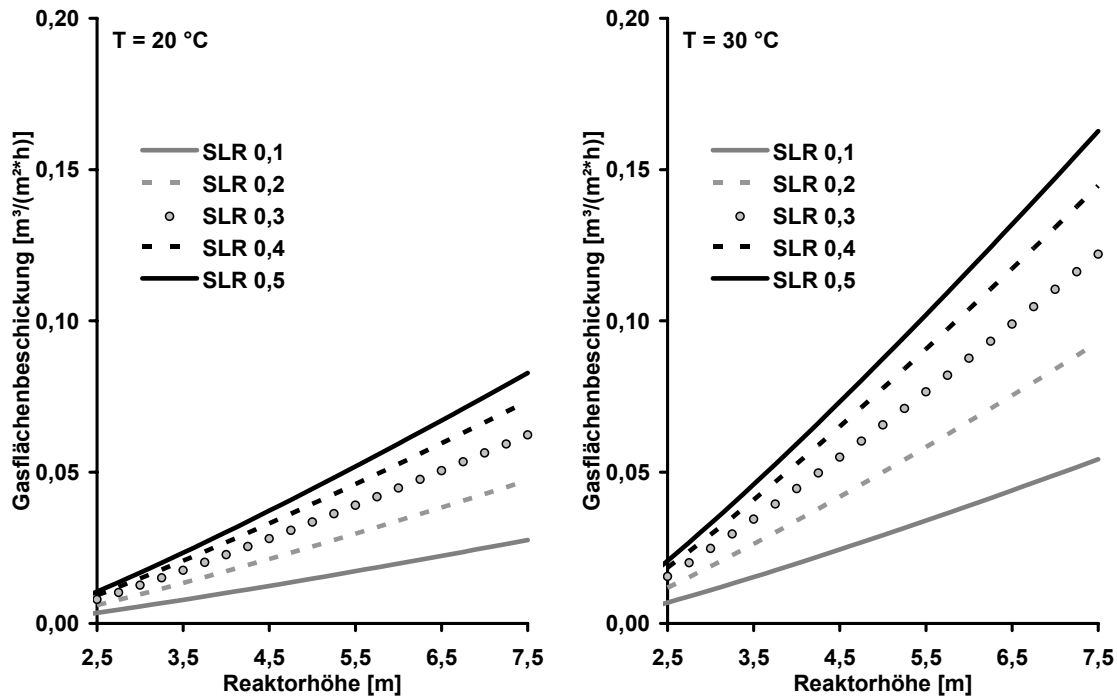


Abbildung 43: Gasflächenbeschickung der Reaktoren in Abhängigkeit der Reaktorhöhe und der Schlammbelastung

6.4.7 CSB-Abbau

Für den Abbau des CSB sind vor allem zwei Prozessschritte von Bedeutung, die Hydrolyse für den Abbau des partikulären CSB und die Methanbildung für den Abbau des gelösten CSB.

6.4.7.1 Hydrolyse

Wie bereits in 6.4.5.1 beschrieben wird die Hydrolysekonstante direkt von der Reaktortemperatur beeinflusst. Sie ist jedoch nicht allein maßgebend für die Abbauleistung im Reaktor. Die Hydrolyserate k [$\text{mg}/(\text{L}\cdot\text{d})$], also die Masse der hydrolysierten Feststoffe pro Beckenvolumen und Tag wird zusätzlich, wie in Formel 6 beschrieben, von der Feststoffkonzentration im Reaktor beeinflusst. Da, auch bei vergleichsweise hohen Schlammbelastungen von $0,5 \text{ g CSB}/(\text{g oTR}\cdot\text{d})$, die Biomasse des Schlammbeds über 70 % des partikulären CSB im Reaktor ausmacht, kann vereinfachend davon ausgegangen werden, dass die Hydrolyserate im Reaktor vor allem von der Temperatur und dem Biomassengehalt im Schlammbed abhängt. Dieser Zusammenhang ist in Abbildung 44 graphisch aufbereitet. Der hier angegebene $\text{CSB}_{\text{partikulär}}$ setzt sich aus dem CSB der Biomasse sowie dem partikulären CSB des Zulaufes zusammen. Mit zunehmender Temperatur und Biomassenkonzentration im Reaktor können unter den in der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung geltenden Randbedingungen Hydrolyseraten von bis zu $750 \text{ mg CSB}/(\text{L}\cdot\text{d})$ erreicht werden. Bei Temperaturen kleiner 20°C und entsprechend geringen Biomassengehalten im Reaktor kommt hingegen die Hydrolyse nahezu zum Erliegen.

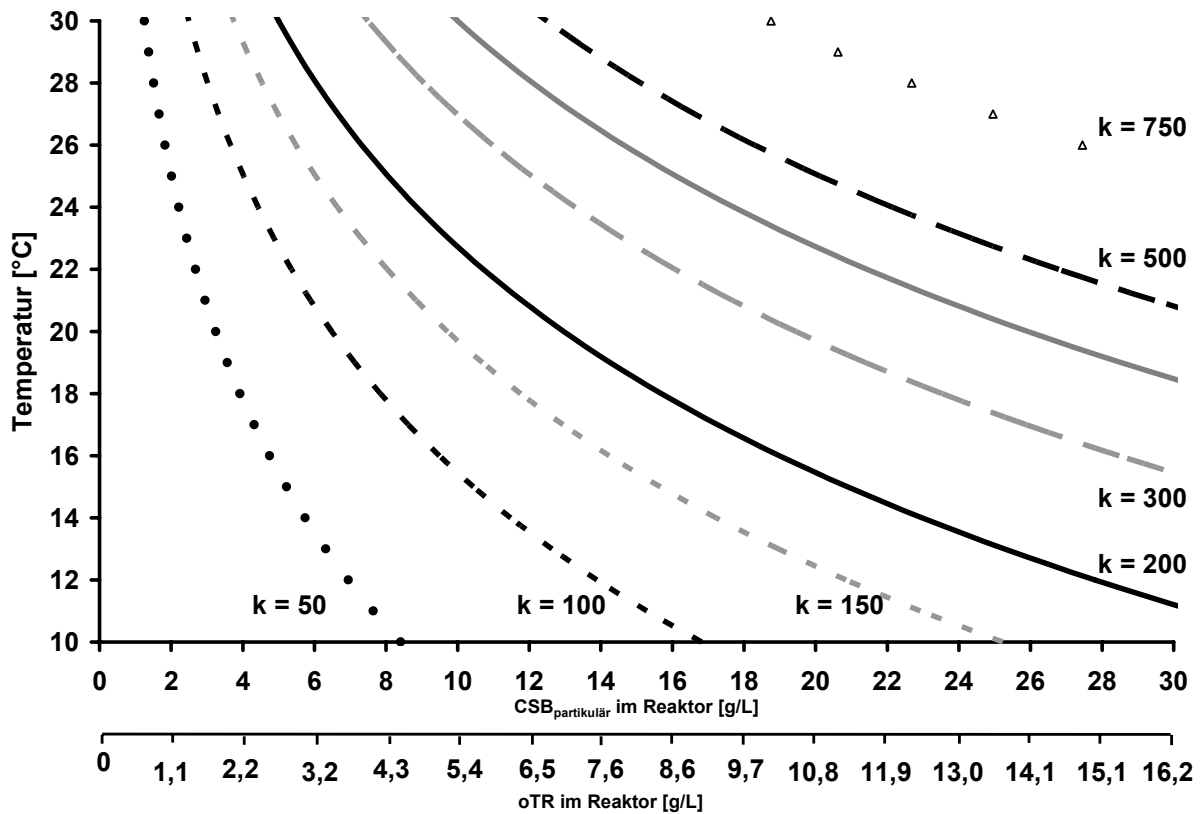


Abbildung 44: Im Reaktor erreichbare Hydrolyseraten [mg/(L·d)] in Abhängigkeit der organischen Trockensubstanz und der Temperatur

Da eine Anhebung der Reaktortemperatur wirtschaftlich nicht vertretbar ist, sollte zur Sicherstellung einer ausreichenden Hydrolyserate im Reaktor auch bei niedrigen Temperaturen ein oTR-Gehalt im Reaktor von 10 g/L (entsprechend 18,5 g CSB_{partikulär}/L) eingehalten werden.

6.4.7.2 Methanogenese

In der Methanogenese werden die bereits versäuerten, gelösten CSB-Verbindungen zu Methan abgebaut. Wie auch die Hydrolyse ist dieser Prozess stark temperaturabhängig. Der Temperatureinfluss wird den Arrhenius-Term beschrieben. Zusätzlich zu dem Einfluss der Temperatur hat die Schlammbelastung einen wichtigen Einfluss auf diesen Prozess. Da die Substratkonzentration im Reaktor unterhalb der Sättigungskonzentration ($2 \cdot K_s$) der am Abbau beteiligten Mikroorganismen liegt, wird die Abbaugeschwindigkeit stark vom Substratangebot beeinflusst. Somit führt ein höheres Substratangebot zu einem Anstieg der spezifischen Methanaktivität (SMA). Da hingegen bei geringeren Schlammbelastungen aufgrund der Substratkonkurrenz auch schwerer abbaubare Substrate abgebaut werden, nimmt die SMA zwar ab, der CSB-Abbau, bezogen auf den eingetragenen CSB, steigt jedoch mit sinkender Schlammbelastung. Dieser Zusammenhang ist in Abbildung 45 graphisch aufbereitet: Mit steigender Temperatur nimmt der CSB-Abbau zu und mit steigender Schlammbelastung nimmt er ab. [Urban, 2009]

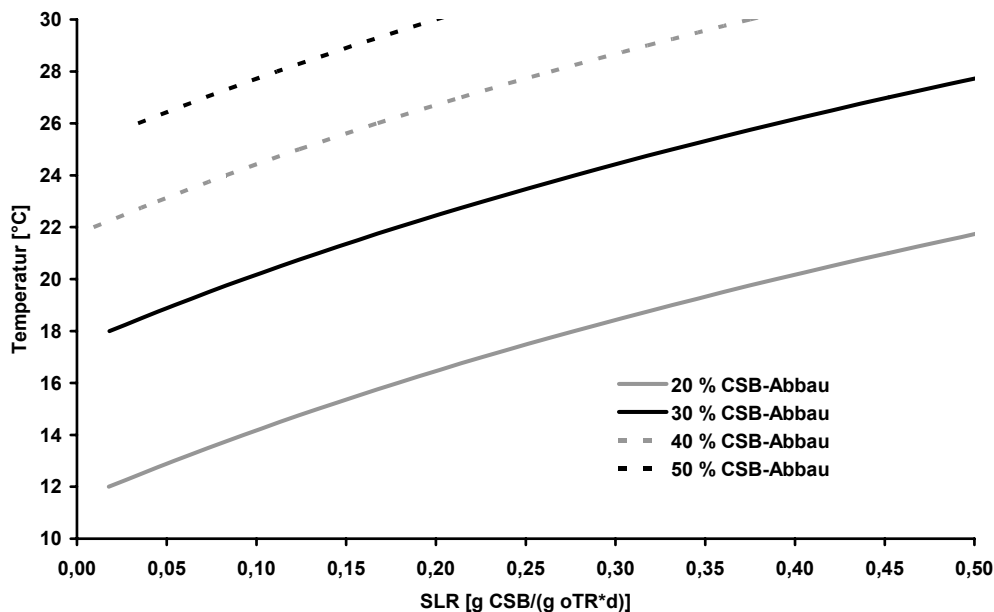


Abbildung 45: Erreichbare CSB-Abbauraten in der Methanogenese in Abhängigkeit von der Temperatur und der Schlammbelastung (SLR)

Der hier angegebene CSB-Abbau bezieht sich auf das in der Methanogenese gebildete Methan, d.h. der CSB-Abbau über Biomassenneubildung ist in diesem Fall nicht berücksichtigt. Aus der Abbildung 45 wird ersichtlich, dass unterhalb von 20 °C ein CSB-Abbau über die Methanogenese bei üblichen Schlammbelastungen nicht realisierbar ist. Im Temperaturbereich zwischen 20 °C und 30 °C ist hingegen ein CSB-Abbau von 50 % durchaus erreichbar.

6.4.8 Überschussschlamm Bilanzierung

Zur Gewährleistung der Prozessstabilität im Reaktor ist die Überschussschlammproduktion zu ermitteln. Nur wenn die Biomassenneubildung gleich dem Überschussschlammabzug ist oder diesen überwiegt, können die Prozesse stabil ablaufen. Die theoretische Überschussschlammproduktion ergibt sich aus folgender Formel:

$$CSB_{\text{ÜSS}} = (CSB_{\text{Zulauf,part}} + CSB_{\text{Wachstum}}) - (CSB_{\text{Ablauf,part}} + CSB_{\text{hydrolysiert}}) \quad [\text{g/d}] \quad (\text{Formel 21})$$

mit:	$CSB_{\text{ÜSS}}$	= produzierter ÜSS [g/d]
	$CSB_{\text{Zulauf,part}}$	= partikulärer CSB im Zulauf [g/d]
	CSB_{Wachstum}	= CSB aus Biomassenwachstum [g/d]
	$CSB_{\text{Ablauf,part}}$	= partikulärer CSB im Ablauf [g/d]
	$CSB_{\text{hydrolysiert}}$	= im Reaktor hydrolysiertes CSB [g/d]

DA CSB_{Wachstum} und $CSB_{\text{hydrolysiert}}$ nicht direkt gemessen werden können, wird für die Ermittlung der Überschussschlammproduktion aus den Messwerten folgender Ansatz gewählt:

$$CSB_{\text{ÜSS}} = CSB_{\text{Zulauf,part}} + CSB_{\text{ÜSS,abgezogen}} - CSB_{\text{Ablauf,part}} + \Delta CSB_{\text{Schlammbett}} \quad [\text{g/d}] \quad (\text{Formel 22})$$

mit:	$CSB_{\text{ÜSS}}$	= produzierter ÜSS [g/d]
	$CSB_{\text{Zulauf,part}}$	= partikulärer CSB im Zulauf [g/d]
	$CSB_{\text{ÜSS,abgezogen}}$	= abgezogener ÜSS [g/d]
	$CSB_{\text{Ablauf,part}}$	= partikulärer CSB im Ablauf [g/d]
	$\Delta CSB_{\text{Schlammbett}}$	= Veränderung des CSB-Gehaltes im Schlammbett [g/d]

Die beispielhafte Auswertung der Überschussschlammproduktion für Reaktor C zeigt, dass der Prozess während des gesamten Versuchsbetriebs stabil verlief: Die Überschussschlammproduktion war positiv, so dass keine Gefahr einer Auswaschung der Biomasse aus dem System bestand. Der Mittelwert der gemessenen Schlammproduktion beträgt 46,6 g CSB/d, der Mittelwert der berechneten Schlammproduktion 48,1 g CSB/d.

Auf Basis dieser Bilanz wird der Einfluss der Temperatur und der Aufenthaltszeit anhand eines beispielhaften UASB-Reaktors mit typischen Abmessungen von 4 m Höhe und daraus resultierenden Schlammбетhöhen und hydraulischen Regime berechnet. Die in Abbildung 46 zusammengefassten Überschussschlammproduktionen zeigen, dass der Einfluss der Temperatur auf die Prozessstabilität im typischen Wertebereich zur Kommunalabwasserbehandlung vernachlässigbar gering ist. Eine Variation der Reaktorhöhe zeigt dagegen, dass es aufgrund der veränderten Hydraulik zu sehr unterschiedlichen Überschussschlammproduktionen kommt. In schlanken Reaktoren wird bei gleicher Aufenthaltszeit aufgrund der höheren Aufstromgeschwindigkeit mehr partikulärer CSB ausgeschwemmt. Dieser Effekt ist zwar im Bereich der üblichen Reaktorhöhen zur Kommunalabwasserbehandlung spürbar, jedoch nicht kritisch, da auch hier mehr als $0,2 \text{ g CSB}_{\text{ÜSS}} / (L_{\text{Reaktor}} \cdot \text{d})$ produziert werden [Urban, 2009].

Somit kann davon ausgegangen werden, dass im üblichen Einsatzbereich von $\sim 5 \text{ m}$ und $\sim 24 \text{ h}$ der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung jederzeit von einem stabilen Prozess ausgegangen werden kann.

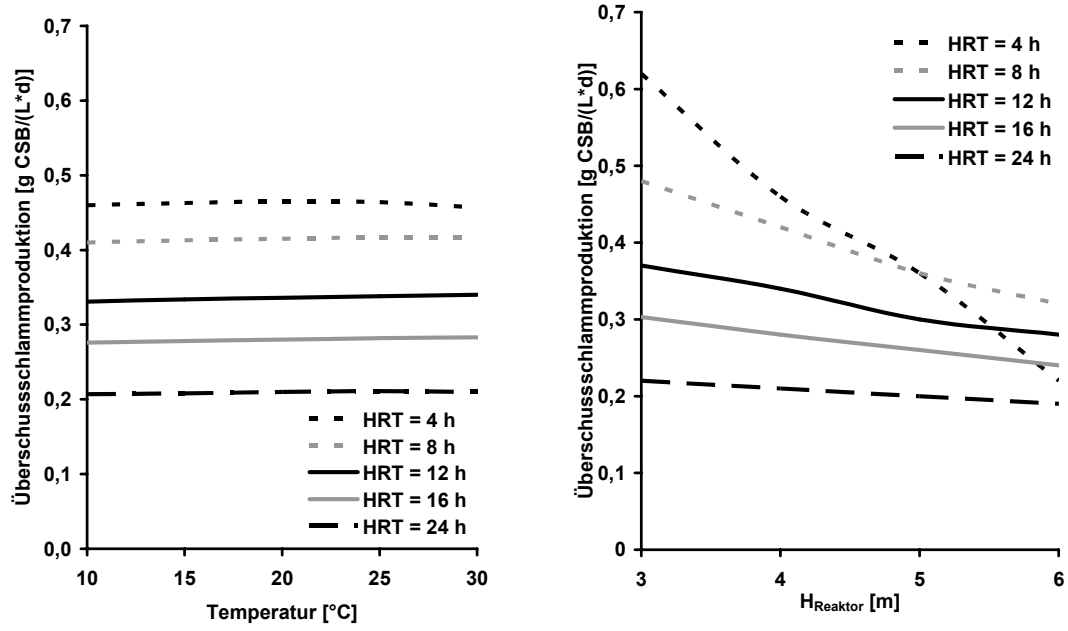


Abbildung 46: Einfluss der Temperatur, der Aufenthaltszeit und der Reaktorhöhe auf die Überschussschlammproduktion

6.5 Ansatz zur Verfahrensbemessung

6.5.1 Bemessungsgrundlagen

Der Ansatz zur Bemessung ist CSB-basiert, so dass alle relevanten Stoffströme in CSB bzw. organischer Trockensubstanz angegeben sind. Der Bemessungsansatz ist inhaltlich in fünf Teilabschnitte gegliedert. Der Ablauf der Bemessung ist in Abbildung 47 graphisch zusammengefasst. Im ersten Abschnitt werden die notwendigen Rahmendaten für eine Bemessung zusammengetragen. Diese umfassen vor allem die Abwasserzusammensetzung sowie die Abwasser- und damit auch die Prozesstemperatur. Zusätzlich sind die geforderten Reinigungsziele anzugeben. Auf Basis der Bemessungsgrundlagen werden die beiden wichtigsten Anforderungen an den Prozess definiert. Über die Aufstromgeschwindigkeit wird der Feststoffaustrag begrenzt, und die maximale Schlammbelastung ergibt sich aus dem geforderten Abbaugrad. Die Reaktorabmessungen ergeben sich aus diesen Anforderungen sowie baulichen Vorgaben zur Gestaltung des UASB-Reaktors. Sobald der Reaktor bemessen ist, kann über die damit geltenden Betriebsbedingungen der CSB-Abbau im Reaktor zu Methan bilanziert werden. Die Abbauraten werden abschließend in einem letzten Teilschritt zusammengefasst und ergeben die Ablaufwerte [Urban, 2009].

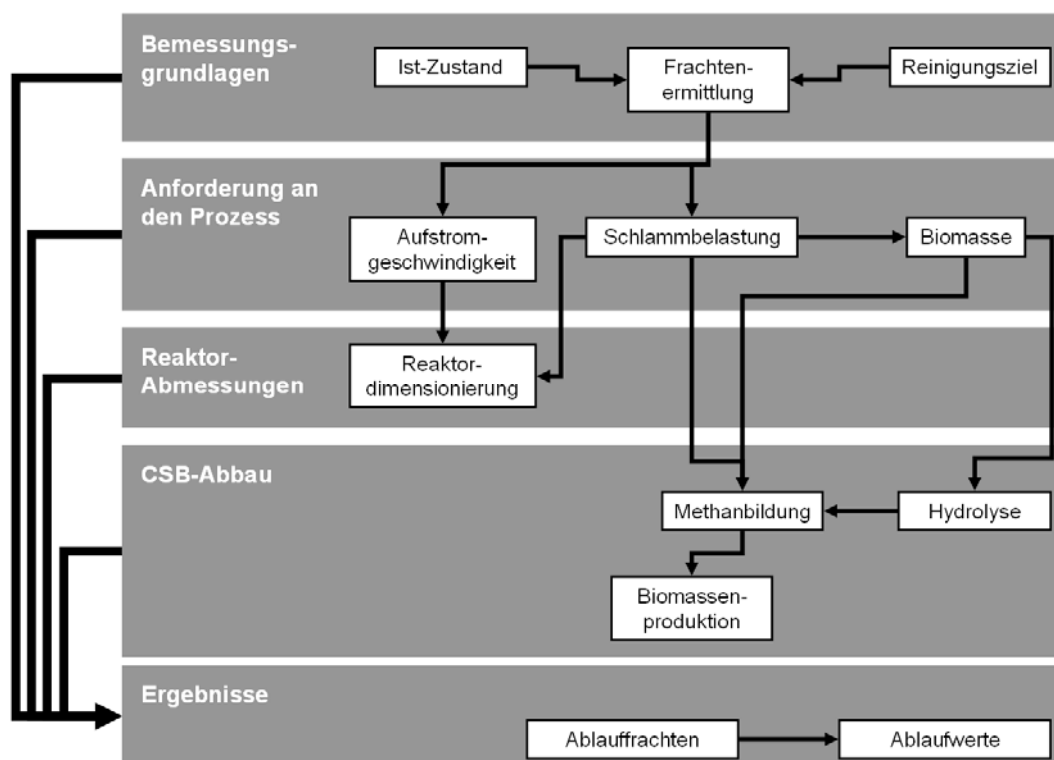


Abbildung 47: Ablauf der Bemessung von UASB-Reaktoren zur anaeroben Kommunalabwasserbehandlung

Die in den Bemessungsgrundlagen zusammen getragenen Werte haben direkten Einfluss auf die Dimensionierung des Reaktors und sollten aus diesem Grund sorgfältig erhoben werden. In Tabelle 55 sind die notwendigen Parameter zusammengefasst. Für die Fraktionierung des CSB im Zulauf müssen nicht alle drei Fraktionen als Messwerte

vorliegen. Aufgrund des Zusammenhangs $CSB_{\text{gesamt}} = CSB_{\text{gelöst}} + CSB_{\text{partikulär}}$ kann die fehlende dritte Größe errechnet werden. Da die Temperatur im Reaktor und nicht im Zulauf ausschlaggebend ist, wird diese nicht dem Zulauf zugeordnet. Die Reaktortemperatur kann evtl. durch technische Maßnahmen wie z.B. Solarheizung modifiziert werden. Zusätzlich zu den Zulaufwerten müssen die geforderten Ablaufwerte vorgegeben werden. Vor allem dem partikulären CSB im Ablauf kommt hier eine zentrale Bedeutung zu, da über die Vorgabe dieses Wertes die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor und damit grundlegende Aspekte der Reaktorgeometrie bestimmt werden.

Tabelle 55: zur Bemessung benötigte Eingangsdaten

Messstelle	Parameter
Zulauf	Q_d , CSB (gesamt, gelöst und partikulär)
Prozess	Temperatur
Ablauf	Einzuhaltende CSB-Grenzwerte

Aus den in Tabelle 55 angegebenen Parametern werden die CSB-Zulauffrachten [kg/d] der drei CSB-Fractionen gebildet. Zusätzlich wird anhand der einzuhaltenden Grenzwerte die Ablaufracht an partikulärem CSB sowie die geforderte CSB-Elimination berechnet. In Abbildung 48 ist diese in Abhängigkeit der der Schlammbelastung der Temperatur angegeben. Eliminationsleistungen von über 50 % sind nur bei verhältnismäßig hohen Temperaturen von über 30 °C zu erreichen. Ab 20°C Reaktortemperatur kann ein CSB-Abbau von 30 % eingehalten werden.

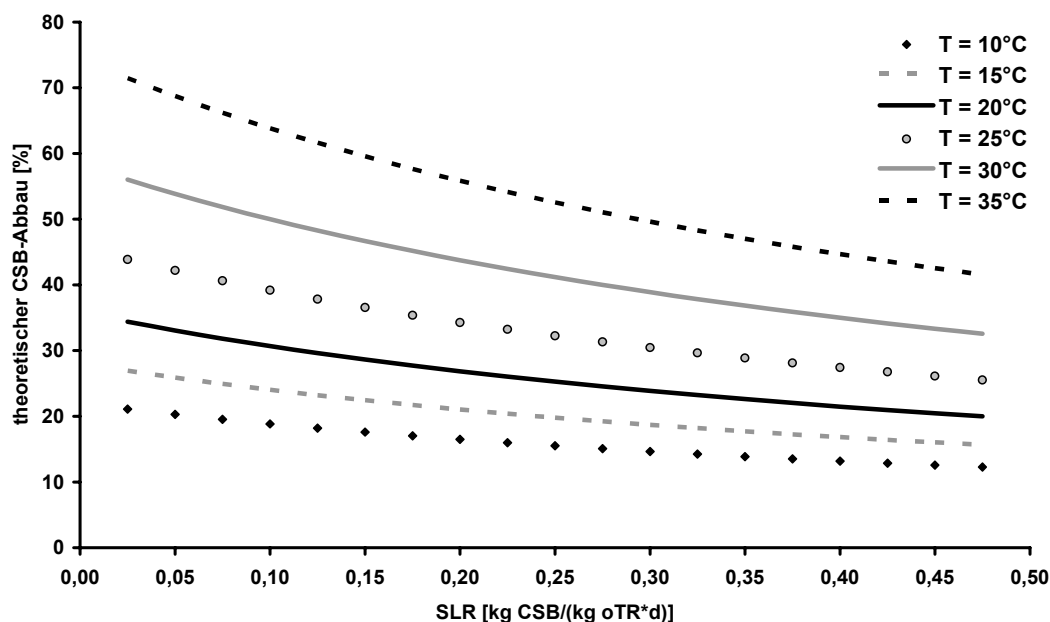


Abbildung 48: theoretisch möglicher CSB-Abbau in den Reaktoren

Die berechneten Frachten und die geforderte CSB-Elimination dienen als Eingangswerte für die Anforderungen an den Prozess. Für weitere Einzelheiten zur Reaktorbemessung wird hier auf Urban, 2009 verwiesen.

6.5.2 Bemessungsbeispiel

Im folgenden Kapitel werden die entwickelten Bemessungsansätze genutzt, um anhand einer beispielhaften Belastungssituation die Ausgabewerte der Bemessung zu erhalten. Als erstes wurde eine repräsentative Belastungssituation erstellt. Die Zulaufbelastung der zu bemessenden Reaktoren (Anlage für 5.000 EW) ist in Tabelle 56 zusammengestellt. Da es sich hierbei um kommunales Abwasser handeln soll, wird entsprechend des Bemessungsansatzes auf die Angabe der Stickstoff- und Phosphorkonzentrationen verzichtet. Als Grundlage für die Belastung dienen die aus der A131 (2000) entnommenen einwohnerspezifischen Frachten sowie ein Abwasseranfall von 200 L/(E·d). Der Wert für den Abwasseranfall liegt zwar weit über dem in Deutschland üblichen Trinkwasserbedarf von 120 L/(E·d), berücksichtigt aber den Fremdwasseranteil durch Infiltration und Fehllanschlüsse [Urban, 2009].

Tabelle 56: Eingangswerte der Bemessung

Parameter	Wert
Temperatur	15-35 °C
Abwassermenge	1.000 m ³ /d
CSB _{gesamt}	600 mg/L
CSB _{gelöst}	250 mg/L
CSB _{partikulär}	350 mg/L
Höhe des Abscheiders	1,5 m

Da die Auswertung der Ergebnisse in Abschnitt 6.4.5 zeigt, dass die Temperatur einen wesentlichen Einfluss auf die biologischen Prozesse hat, wurde diese zur Bemessung innerhalb der in Tabelle 56 definierten Randbedingungen variiert. Als Zielsetzung wurde das Erreichen eines CSB-Abbaus von 40 % bzw. 50 % bei maximalem Gasertrag angestrebt. Dadurch wird der Fokus der Bemessung auf die biologischen Prozesse im Reaktor gelegt.

Als Vorgabe für die Reaktorgeometrie wird die Bauhöhe des Abscheiders auf 1,50 m festgelegt.

6.5.2.1 Bemessungsergebnisse

Zum Vergleich der Bemessungsergebnisse werden die wichtigsten Parameter für die Reaktordimensionierung, die HRT und das Reaktorvolumen sowie die zu erwartende Methanproduktion einander gegenübergestellt. Die aufgeführte Methanproduktion beinhaltet lediglich das über die Gasfassung aufgefangene Methan im Biogas. Das im Ablauf des Reaktors befindliche, gelöste Methan wird nicht berücksichtigt.

Aus Abbildung 49 wird ersichtlich, dass bei niedrigen Temperaturen (kleiner 25°C) das benötigte Reaktorvolumen stark ansteigt. Bei höheren Temperaturen wird nicht nur das benötigte Reaktorvolumen geringer, sondern auch der Methanertrag aus dem anaeroben Abbau nimmt zu. Dieser Zusammenhang wird besonders bei der Reaktorbemessung für eine 50 %ige CSB-Elimination deutlich [Urban, 2009].

Aufgrund der benötigten HRT von über 20 h ist eine 50 %ige CSB-Elimination bei Temperaturen $< 20^{\circ}\text{C}$ nicht zu empfehlen. In Falle niedriger Temperaturen sollte gegebenenfalls die Anforderung an die Reinigungsleistung reduziert werden. Wenn anstatt der 50 %ige CSB-Elimination lediglich 40 % eliminiert werden, bedeutet dieses bei 15°C Abwassertemperatur eine Verringerung des Reaktorvolumens um 45 %.

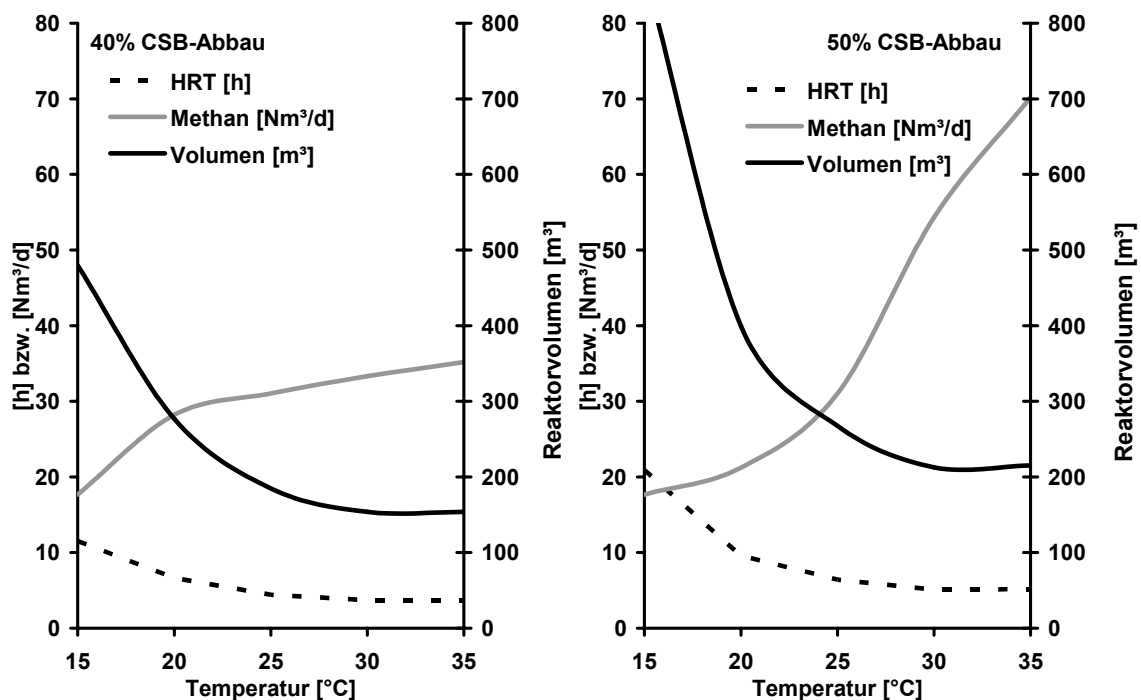


Abbildung 49: Ergebnisse der Bemessung für 40 % bzw. 50 % CSB-Abbau

Die Kennwerte aus der Bemessung sind zusätzlich in Tabelle 57 zusammengefasst. Hier wird ersichtlich, dass sich ab 30°C die für die Reaktordimensionierung ausschlaggebenden Werte nicht mehr ändern. Die Ursache liegt hier in dem Zwangspunkt der Mindesthöhe für die Reaktoren. Ohne eine gewisse Mindesthöhe kann sich in den Reaktoren kein Schlammbett ausbilden. Das theoretische Mindestvolumen der Reaktoren könnte somit noch geringer ausfallen.

Tabelle 57: Kennwerte der Reaktoren aus der Bemessung (für $CSB_{Zu,ges} = 600 \text{ mg/L}$,
 $Q = 1.000 \text{ m}^3/\text{d}$)

40 % CSB-Abbau					
T [°C]	15	20	25	30	35
V [m³]	479,7	276,8	184,6	153,8	153,8
Reaktorhöhe [m]	5,0	4,5	3,0	2,5	2,5
HRT [h]	11,5	6,6	4,4	3,7	3,7
CSB _{Ablauf} [mg/L]	363,4	362,6	351,6	353,6	361,3
CH ₄ [Nm³/d]	17,7	28,2	31,1	33,3	35,2
50 % CSB-Abbau					
T [°C]	15	20	25	30	35
V [m³]	871,1	399,4	267,3	212,7	215,3
Reaktorhöhe [m]	3,0	2,5	2,0	3,0	3,0
HRT [h]	20,9	9,6	6,4	5,1	5,2
CSB _{Ablauf} [mg/L]	298,0	299,9	295,7	307,5	299,1
CH ₄ [Nm³/d]	17,7	21,2	31,1	54,3	70,2

6.6 Zusammenfassung

Die aerobe Reinigung kommunalen Abwassers ist bei den an sie gestellten Reinigungsleistungen (bzgl. C, N, P) ein sehr energieintensives Verfahren. Aufgrund stetig steigender Energiekosten und Ressourcenverknappung wird die Suche nach alternativen Verfahren notwendig. Zusätzlich stellen sich in vielen außereuropäischen Regionen andere Anforderungen an das gereinigte Abwasser. Neben der Kohlenstoffelimination ist eine zusätzliche Elimination der Nährsalze (Stickstoff und Phosphor) vorgeschrieben, um eine Eutrophierung der Gewässer zu verhindern. Eine Eliminierung der Nährsalze (N,P) ist in der Regel nicht erforderlich, wenn das gereinigte Abwasser zur Bewässerung genutzt wird. Durch den Verbleib der Nährsalze im Abwasser können Wirtschaftsdünger substituiert und somit zusätzlich Kosten eingespart werden. Da bei der anaeroben Reinigung von Abwasser eine N- und P-Elimination lediglich über die Inkorporation in dem gebildeten Überschussschlamm stattfindet, stellt dieses Verfahren eine geeignete Alternative zur aeroben Reinigung dar.

Anaerobreaktoren werden bereits weltweit zur Kommunalabwasserbehandlung eingesetzt. Das Einsatzgebiet beschränkt sich dabei allerdings vorzugsweise auf Länder in den Tropen und Subtropen. Die Ursache für diese regionale Verteilung liegt in der höheren Umgebungstemperatur und der damit verbundenen höheren Biomassenaktivität. Die Auswertung dieser Anlagen zeigt allerdings auch die Wissenslücke bei der Anwendung auf. Es bestehen bis heute nur wenige Anhaltspunkte zur Bemessung von neu zu bauenden Anlagen. Das vorliegende Projekt AnaKomA leistet einen Beitrag, um diese Lücke zu schließen.

Zu diesem Zweck wurden sowohl diskontinuierliche Versuche mit Batch-Reaktoren als auch Versuche mit vier kontinuierlich betriebenen Laboranlagen und sowie im Rahmen des Teilvorhabens des Projektpartners (siehe Dai et al., 2009 Abschlussbericht des BMBF-Vorhabens 02WA0547) einer halbtechnisch betriebenen Container-Versuchsanlage durchgeführt. Aufgrund der weltweit einfachen Verfügbarkeit von Faulschlamm wurde dieser als Inoculum für die Durchführung der Versuche gewählt. [Urban, 2009]

Die CSB-Eliminationsleistung der Reaktoren ist stark temperaturabhängig. Es ergaben sich Eliminationsleistungen von 20 % bei 10°C bis hin zu 70 % bei 35°C. In der Praxis werden im kommunalen Bereich selbst in den Tropen selten Abwassertemperaturen von über 30°C erreicht werden, so dass man in warmen Klimaten von einem mittleren CSB-Abbau von 35 % bei 20°C bis 45 % bei 25°C ausgehen kann. Mit den durch diese Versuche gewonnen Daten wurde die Grundlage für einen Bemessungsansatz erstellt. [Urban, 2009]

Die Auswertung der diskontinuierlichen Batch-Versuche ergab einen unterschiedlichen Temperatureinfluss auf die Prozesse der Hydrolyse ($1,045^{(T-30)}$) und der Methanbildung ($1,16^{(T-30)}$) für die Biomasse auf den Laboranlagen. Auf Basis der im Batchansatz gemessenen Biogaserträge wurde der untere Grenzbereich für den Einsatz des Verfahrens auf 10°C begrenzt. Unterhalb dieser Temperatur ist die

Prozessgeschwindigkeit derart verlangsamt, dass hydraulischen Aufenthaltszeiten von mehreren Tagen erforderlich sind [Urban, 2009].

Mit den darauf folgenden kontinuierlichen Versuchen wurde der Temperatureinfluss auf die biologischen Prozesse validiert. Aus der Auswertung von insgesamt über 1.400 Tagen Versuchsanlagenbetrieb ergaben sich aus der adaptierten Biomasse genauere Werte für den Temperatureinfluss. Der Faktor für den Einfluss auf die Hydrolyse musste auf $1,11^{(T-30)}$ angehoben und der für die Methanbildung auf $1,07^{(T-30)}$ reduziert werden. Der durchschnittliche Biomassenertrag der Biozönose in den Versuchsanlagen lag bei $0,09 \text{ g oTR/g CSB}_{\text{abb}}$. Der Feststoff- und Schlammabtrieb aus den Reaktoren konnte mittels einer empirischen Gleichung abgebildet werden, die den Feststoffgehalt des Zulaufes und die Strömungsverhältnisse im Reaktor berücksichtigt.

Auf Basis der ermittelten Zusammenhänge wurde ein Bemessungsansatz entwickelt, der sich in fünf Abschnitte gliedert. Zuerst wird auf Basis des Istzustandes und des Reinigungsziels die zu eliminierende Fracht ermittelt. Im darauf folgenden Schritt werden die maximale Aufstromgeschwindigkeit sowie die zulässige Schlammbelastung ermittelt, mit denen dann im dritten Schritt der Reaktor dimensioniert wird. Im vierten Schritt werden der Anteil des hydrolysierten CSB und das gebildete Biogas berechnet. Zuletzt werden auf Basis der Frachten die Ablaufwerte des Anaerobreaktors berechnet.

Aufgrund der anaeroben Biologie und des Reaktoraufbaus ergeben sich Randbedingungen in denen dieser Bemessungsansatz seine Gültigkeit hat. Die biologischen Parameter des Systems wurde im psychrophilen/mesophilen Bereich ermittelt, wodurch der Temperaturbereich auf $(10^{\circ}\text{C}-35^{\circ}\text{C})$ limitiert ist. Ebenso gilt ein Fenster von $0,10 - 0,75 \text{ m/h}$ für die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor, bei zu niedrigen Geschwindigkeiten kann ein ausreichender Kontakt des Abwasser mit dem Schlammbett nicht mehr gewährleistet werden und zu hohe Geschwindigkeiten führen zu einem vermehrten Ausschwemmen an Biomasse.

Aufgrund des hohen GWP des Methans (Faktor 21 gegenüber CO_2) ergeben sich durch die Methanemission in die Atmosphäre nicht zu unterschätzende Emissionen an Treibhausgas. Eine Fassung des gebildeten Biogases mit anschließender Nutzung (bzw. Abfackelung) ist zwingend notwendig, um die Emission an Treibhausgasen niedrig zu halten. Ab einer energetischen Verwertung von mindestens $2/3$ des gebildeten Methans ergibt sich aufgrund der Substitution von fossilen Energieträgern eine ausgeglichene CO_2 -Bilanz des Verfahrens. Mögliche Verfahren zur Elimination des gelösten Methans werde im Abschlussbericht des Teilvorhabens 02WA0547 (Dai et al., 2009) beschrieben.

7 Wichtigste Positionen des Zahlenmäßigen Nachweises

Die wichtigsten Positionen des zahlenmäßigen Nachweises sind entsprechend der Antragsstellung und Nachweisen die Personalkosten (wissenschaftlicher Mitarbeiter, Techniker, studentische Hilfskräfte) sowie Materialkosten zum Aufbau der Laboranlagen und Verbrauchskosten für die Durchführung von Laboranalysen. Darüber hinaus sind Kosten für Dienstreisen und den Anlagenbetrieb in Ägypten angefallen.

Die Personalkosten umfassen die Kosten für einen wissenschaftlichen Mitarbeiter, der im Rahmen dieses Vorhabens die Anlagenplanung, die wissenschaftliche Begleitung der Versuchsphasen, die Datenauswertung und die Erstellung des Bemessungs-Tools durchführte. Darüber hinaus lag die Koordination dieses Teilvorhabens und Abstimmung mit den Projektpartnern (Passavant-Roediger GmbH, UCY Concepts und der Universität Kairo (Department of Public Works; Research Group: Environmental and Sanitary Engineering)) im Aufgabenbereich des wissenschaftlichen Mitarbeiters. Der technische Mitarbeiter war im Rahmen dieses Forschungsvorhabens für den Aufbau der Laboranlagen, die regelmäßige Anlagenwartung und Probennahme, die Durchführung von Laboranalysen in Hannover und die Inbetriebnahme der Laboranlagen in Kairo zuständig, wobei er durch die studentischen Hilfskräfte unterstützt wurden.

Die Material- und Gerätekosten umfassten zum einen die Erweiterung und Ergänzung der vorhandenen Laboranlage zur Durchführung von anaeroben Batchtests (z.B. Rührplatten, Drucksensoren), zum anderen den Aufbau von insgesamt vier Laboranlagen zur Durchführung von kontinuierlichen anaeroben Laborversuchen mit Kommunalabwasser. Für den Aufbau der kontinuierlichen Laboranlagen waren der Bau der Reaktoren selbst (Volumen je Reaktor: ~ 100 L), die Ausstattung der Anlagen mit den notwendigen Zulauf- und Rezirkulationspumpen und der erforderlichen Messtechnik (pH-Wert-Messung, Temperaturmessung, Gasmengenmessung) erforderlich. Kosten für Verbrauchsmaterial fielen insbesondere bei der Durchführung der Analytik (Küvettestests, Filter etc.) an.

Der Projektpartner in Ägypten wurde zudem im Rahmen dieses Vorhabens mit der Durchführung der Laboranalysen vor Ort und mit der Anlagenwartung beauftragt.

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. Die Auswertung der Literaturdaten zeigt auch die Wissenslücke bei der Anwendung auf. Es bestehen bis heute nur wenige Anhaltspunkte zur Bemessung von neu zu bauenden Anlagen.

Aus diesem Grund war es notwendig, im Rahmen von Laborversuchen über einen längeren Zeitraum belastbare Datensätze unter definierten Randbedingungen zu gewinnen. Zu diesem Zweck wurden sowohl diskontinuierliche Versuche mit Batch-Reaktoren als auch kontinuierliche Versuche mit vier kontinuierlichen Laboranlagen und einer halbtechnischen Containerversuchsanlage durchgeführt. Aufgrund der weltweit einfachen Verfügbarkeit von Faulschlamm wurde dieser als Inoculum für die Durchführung der Versuche gewählt.

Im Rahmen dieser Laborversuche wurden Kennwerte für die Hydrolyse und die Methanbildung sowie für den Feststoffabtrieb und die Gasverluste gewonnen, mit denen ein Modell zur Nachrechnung der Versuchsanlagen erstellt werden konnte. Dieses Modell bildete die Grundlage des in fünf Abschnitten gegliederten Bemessungsablaufes. Mit Hilfe des Bemessungsansatzes ist möglich, auf Basis des Istzustandes und des Reinigungsziels die zu eliminierenden Frachten zu ermitteln, um daraus im darauf folgenden Schritt die maximale Aufstromgeschwindigkeit sowie die zulässige Schlammbelastung zu bestimmen, mit denen dann im dritten Schritt der Reaktor dimensioniert wird. Im vierten Schritt werden der Anteil des hydrolysierten CSB und das gebildete Biogas berechnet. Zuletzt werden auf Basis der Frachten die Ablaufwerte des Anaerobreaktors berechnet. Dieser Bemessungsansatz steht nun zur Auslegung von Anaerobanlagen zur Behandlung von Kommunalabwasser zur Verfügung und kann von Planern eingesetzt werden. Die biologischen Parameter des Systems wurden im psychophilen/mesophilen Bereich ermittelt, wodurch der Temperaturbereich auf (10°C-35°C) limitiert ist. Ebenso gilt ein Fenster von 0,10-0,75 m/h für die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor, bei zu niedrigen Geschwindigkeiten kann ein ausreichender Kontakt des Abwasser mit dem Schlammbett nicht mehr gewährleistet werden und zu hohe Geschwindigkeiten führen zu einem vermehrten Ausschwemmen an Biomasse.

Die Untersuchungen zeigten auch, dass die CSB-Eliminationsleistung der Reaktoren stark temperaturabhängig ist. Es ergaben sich Eliminationsleistungen von 20% (10°C) bis hin zu 70% (35°C). In der Praxis werden im kommunalen Bereich selbst in den Tropen selten Abwassertemperaturen von über 30°C erreicht werden, so dass man in warmen Klimaten von einem mittleren Bereich von 35% (20°C) bis 45% (25°C) CSB-Elimination ausgehen kann. Im Rahmen der Untersuchungen konnte zudem festgestellt werden, dass ein nicht

unerheblicher Anteil des gebildeten Methans den Reaktor über den Ablauf verlässt und nicht als Biogas erfasst wird. Im Versuchsanlagenbetrieb lag dieser Wert im Mittel bei 36 % des gebildeten Methans. Aus diesem Grund wurden verschiedenen Verfahrenskombinationen zu Kommunalabwasserbehandlung hinsichtlich der Treibhausgasemissionen miteinander verglichen. Bei allen Varianten fiel die CO₂-Emission einer Verfahrenskombination mit anaerober Stufe deutlich höher aus als bei rein aeroben Verfahren. Wenn dagegen die Möglichkeit besteht, auch das gelöste Methan einer Verwertung zuführen zu können, können anaerobe Verfahren auch hinsichtlich der CO₂-Emissionen gegenüber einer rein aeroben Behandlung günstiger bewertet werden [Urban, 2009]. Bei relativ hohen mittleren Abwassertemperaturen von 25 °C, wie sie in (sub)tropischen Klimaten vorherrschen, zeigt sich, dass aufgrund der erhöhten Umsatzleistung der anaeroben Mikroorganismen eine anaerobe Vorbehandlung energetisch sinnvoller ist als eine rein aerobe Behandlung des Abwassers. Jedoch muss beachtet werden, dass auch hier die zugehörigen CO₂-Emissionen nur reduziert werden können, wenn das gesamte Methan verwertet wird. Diese Vergleiche waren notwendig, um deutlich zu machen, dass ein Einsatz eines UASB-Reaktors im Bereich der Kommunalabwasserbehandlung aus ökologischer Sicht hinsichtlich der Treibhausgasemissionen kritisch betrachtet werden muss und eine Behandlung und Verwertung des gelösten Methans notwendig ist.

Die Untersuchungen in Ägypten zeigen, dass für einen optimierten und an die Abwasserzusammensetzung angepassten Anlagenbetrieb, eine umfangreiche Einarbeitung und Ausbildung der Arbeiter notwendig ist. 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 letztendlich entsprechend Antragsstellung ein Tool zur Bemessung von anaeroben Kommunalabwasserbehandlungsanlagen auf Grundlage von Laboruntersuchungen entwickelt. Mit Hilfe dieses Tools können in Abhängigkeit von den Randbedingungen und den erforderlichen Eliminationsleistungen Reaktoren ausgelegt und z.B. der mögliche Gasertrag bestimmt werden. Planer können dieses Tool zudem nutzen, um abzuschätzen, ob bei den Rahmenbedingungen überhaupt die erforderlichen Umsatzleistungen der Biomasse erreicht werden können und ob der Bau eines UASB-Reaktors sinnvoll ist.

Darüber hinaus wurde im Rahmen des Vorhabens eine Datenbank geschaffen, in der die Lieferpotentiale und Anbieter in Deutschland für die unterschiedlichen Komponenten eines UASB-Reaktors nach Größenklassen gegliedert zusammengestellt. Auch diese Datenbank kann für Planer ein wichtiges Werkzeug sein, um eine Übersicht für einzelne Bauteile am deutschen Markt zu bekommen und um die Suche nach passenden Bauteilen zu vereinfachen. Eine Aktualisierung der Datenbank ist hierzu jedoch regelmäßigen erforderlich.

Die Ergebnisse hinsichtlich der Treibhausgasemissionen machen deutlich, dass für anaerobe Verfahren zur Kommunalabwasserbehandlung die Methanemissionen vor der Planung einer Anlage betrachtet werden müssen. Eine angepasste Nachbehandlungsstufe ist erforderlich, um eine positive Treibhausgasbilanz zu erreichen. Mit den Ergebnissen dieses Forschungsvorhabens soll dieser Aspekt explizit herausgestellt und die Notwendigkeit der Entwicklung, Erprobung und des Einsatzes möglicher Nachbehandlungsverfahren verdeutlicht werden. Der Betrieb von Anaerobanlagen ohne Gasfassung ist aus ökologischer Sicht nicht sinnvoll.

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 Sperling und Chernicaró (2005) 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 (2004) 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 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 [Urban, 2009].

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 Schrifreihenbeiträge.

Bei den folgenden Veröffentlichungen wurden das Konzept sowie erste Ergebnisse der labortechnischen Untersuchungen vorgestellt.

K.-H. Rosenwinkel, D. Weichgrebe, I. Urban, L. Hinken, S. Yuceer: 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

Trautmann, N., Urban, I., Spring, V., Rosenwinkel, K.-H. (2008): Application of the ADM1 to a pilot-scale UASB reactor treating municipal waste water, Proceedings of the "International Symposium on Sanitary and Environmental Engineering, 24-27 June 2008, Florence

Weichgrebe, D., Urban, I., Friedrich, K. (2008): Energy- and CO₂-Reduction Potentials by Anaerobic Treatment of Wastewater and Organic Kitchen Wastes in Consideration of Different Climatic Conditions, Water Science & Technology Vol. 58, No. 2, pp. 379–384, 2008

Im Rahmen der Dissertation von Urban, 2009 werden wesentliche Ergebnisse der Versuchsphase in Deutschland vorgestellt:

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

Darüber hinaus ist eine gemeinsame Veröffentlichung zu den Ergebnissen des Vorhabens mit dem Projektpartner Passavant-Roediger GmbH geplant.

12 Literaturverzeichnis

- A-131 (2000): Arbeitsblatt A-131: Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen; GFA-Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik, Hennef
- Abdel-Halim, W. (2005): „Anaerobic Municipal Wastewater Treatment“; ISAH-Schriftenreihe Nr. 133, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz Universität, Hannover
- AbwV (2004): Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer; Anhang 1 Häusliches und kommunales Abwasser; Fassung vom 17. Juni 2004
- Aiyuk, S., Forrez, I., Lieven, D. K., van Haandel, A., Verstraete, W. (2006): Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates - A review; Bioresource Technology Volume 97, Issue 17, Elsevier Press
- ATV (1982): Lehr und Handbuch der Abwassertechnik; 3. Auflage, Ernst und Sohn Verlag, Berlin - München
- Ayres, R. M., Alabaster, G. P., Mara, D. D., Lee, D. L. (1992); A design equation for human intestinal nematode egg removal in waste stabilization ponds; Water Research Vol. 26, No. 6, Elsevier Science Ltd., Great Britain
- Bischofsberger, W. Dichtl, N., Rosenwinkel, K.-H., Seyfried, C. F., Böhnke, B. (2005): Anaerobtechnik; Springer Verlag, Berlin
- Böhnke (1977): Grundzüge der Abwasserbehandlung; Vorlesungsskript der RWTH Aachen, unveröffentlicht.
- Bretschneider, H., Lecher, K., Schmidt, M. (1993): Taschenbuch der Wasserwirtschaft; 7. Auflage Paul Parey Verlag, Hamburg/Berlin
- Cakir und Stenstrom (2005): Greenhouse gas production: A comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology; Water Research 39, p. 4197-4203
- Cavalcanti et al (2001) Cavalcanti, P.F.F., v. Haandel, A., Lettinga, G. (2001): Polishing ponds for post-treatment of digested sewage part 1: flow-through ponds; Water, Science and Technology, Vol. 44, No. 4, IWA Publishing, London
- Characklis; W.G. (1989): Biofilm processes; in: W.G. Characklis and K.C. Marshall, Editors, Biofilms, Wiley & Sons, New York
- Chernicharo, C.A.L., (2006): Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater; Reviews in Environmental Science and Biotechnology, Volume 5, Number 1, Springer Netherlands
- Chernicharo, C.A.L., da Silva Cota, R., Zerbini, A. M., v. Sperling, M., Novy de Castro Brito, L. H., (2001): Post-treatment of anaerobic effluents in an overland flow system; Water, Science and Technology, Vol. 44, No. 4, IWA Publishing, London

- Dai, X., Hinken, L., Weichgrebe, D., Rosenwinkel, K.-H., Urban, I. (2009): AnaKomA – Halbtechnische Versuche zur Adaption der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung an außereuropäische Randbedingungen und deren Weiterentwicklung zur Nutzung des kommunalem Abwassers und des Biogases, Abschlussprojekt des BMBF-Vorhabens 02WA0547
- Dixo, N.G.H. (1995): Removal of pathogenic organisms from the effluent of an upflow anaerobic digester using waste stabilization ponds; *Water, Science and Technology*, Vol. 31, No. 12, IWA Publishing, London
- 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
- European Commission (2001): Environmental pressure indicators for the EU, Eurostat; Data 1985-98, Office for official publications of the European Communities, Luxembourg
- FAO, 1986: Irrigation water management, Training manuals -3; Food and agriculture organisation of the united nations
- Foresti, E. (2001): Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives; in: Proc. of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion–Anaerobic Conversion for Sustainability. Antwerp, Belgium
- FSSA (2003): FSSA Fertilizer Handbook; Fifth Rev. Ed. The Fertilizer Society of South Africa, Pretoria
- 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
- v. Haandel, A.C., Lettinga, G. (1994): Anaerobic Sewage Treatment: A Practical Guide for Regions with a Hot Climate, John Wiley and Sons
- Huck (2007): Erstellung eines Konzeptes der Energienutzung einer Biogasanlage zur Vergärung von Speiseresten; Masterarbeit am ISAH, Leibniz Universität Hannover, unveröffentlicht
- Kalogo, Y. (2001): Reactor start-up and process design for the anaerobic treatment of domestic wastewater; Ph.D. Thesis. Ghent University, Belgium
- Kalogo, Y. und Verstraete, W. (1999): Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor technologies for domestic wastewater treatment: motives and perspectives; *World Journal of Microbiology & Biotechnology* 15, Kluwer Academic Publishers, Netherlands
- Kayser, K. (2003): Nitrifikation in Teich-Bodenfilteranlagen, Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 121, Hannover

- Kim, M., Gomec, C.Y., Ahn, Y., Speece, R.E. (2003): Hydrolysis and acidogenesis of particulate organic material in mesophilic and thermophilic anaerobic digestion, *Environ. Technol.* 24
- Kriesten, M. (2008): Evaluierung und Katalogisierung von Baugruppen für UASB-Reaktoren zur anaeroben Kommunalabwasserbehandlung, Diplomarbeit am Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik Leibniz Universität Hannover, 2008
- Lebensministerium (2006): Richtlinien für die Sachgerechte Düngung, Anleitung zur Interpretation von Bodenuntersuchungsergebnissen in der Landwirtschaft; 6. Auflage, Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft, Wien, Österreich
- 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
- Mergaert, K., Vanderhaegen, B., Verstraete, W., (1992): Applicability and Trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater; *Water Research* Vol. 26, No. 8, Elsevier Science Ltd., Great Britain
- Meyer, H. (2004): Leistungsfähigkeit anaerober Reaktoren zur Industrieabwasserreinigung; ISAH-Schriftenreihe Nr. 128, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz Universität, Hannover
- Mikeska, M. (2009): Bearbeitung von Handlungsmaßnahmen zur Bestimmung der Schlammaktivität von Pelletschlamm nach VDI 4630; Projektarbeit am Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik Leibniz Universität Hannover, 2009
- 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, Elsevier Science Ltd., Great Britain
- Platzer, M., Caceres, V., Fong, N., (2004): The reuse of treated wastewater for agricultural purposes in Nicaragua; Central America; *Water Science and Technology*, Vol. 50, No. 2, IWA Publishing, London
- Rosenwinkel, K.-H., Cornelius, A., (2005): Deammonification in the Moving-Bed Process for the Treatment of Wastewater with High Ammonia Content; *Chem. Eng. Technol.*, Vol. 28, No. 1, Wiley-VCH Verlag, Weinheim
- 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

- 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
- Singh, K.S., Viraraghavan, T., (2001): Upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treatment of municipal wastewater; in: Proc. of the 9th World Congress of Anaerobic Digestion–Anaerobic Conversion for Sustainability, Antwerp, Belgium
- von Sperling, M., Chernicharo, C.A.L. (2005): Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions (Volume One); IWA Publishing, London
- von Sperling, M., Chernicharo, C.A.L., Soares, A.M.E., Zerbini, A.M. (2002): Coliform and helminth eggs removal in a combined UASB reactor – baffled pond system in Brazil: performance evaluation and mathematical modelling; Water Science and Technology, Vol. 45, No. 10, 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”, Water Science and Technology, Vol. 54, No. 11-12
- UBA (2006): Verfahren zur CO₂-Abscheidung und –Speicherung; Forschungsbericht 20341110, Umweltbundesamt, Dessau
- 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
- USEPA (1981): Process Design Manual: Land Treatment of Municipal Wastewater; United States Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio
- Vanderhaegen, B. , Ysebaert, E., Favere, K., Van Wanbeke, M., Peeters, T., Panic, V., Vandenlandenberg, V., Verstraete, W. (1992): Acidogenesis in relation to in-reactor granule yield, Water Science and Technology, Vol. 25, IWA Publishing, London
- Verink, J. (1988): Sulfatreduktion und Sulfideliminierung bei der ein- und zweistufigen anaeroben Behandlung hochsulfathaltiger Abwässer; ISAH-Schriftenreihe Nr. 70, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz Universität, Hannover
- Wagner, J. (2002): Optimierung von Druckbelüftungssystemen in der Abwasserbehandlung, Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 122, Hannover
- WHO, (1996): Analysis of Wastewater for Use in Agriculture – A Laboratory Manual of Parasitological and Bacteriological Techniques, World Health Organisation, Genf
- WPCF (1990): Natural Systems for Wastewater Treatment; Manual of Practice FD-16, Water Pollution Control Federation, Alexandria, Virginia