

Masterarbeit

Optimierung der erweiterten anaeroben Abwasserreinigung der Fa. Sappi am Standort Gratkorn

**Technologische Aspekte bei der Inbetriebnahme eines Hochlastreaktors
in der Papier- und Zellstoffindustrie**

erstellt für

Sappi Austria Produktions-GmbH & Co. KG

Vorgelegt von:

Iris Maria Niesenbacher
m0535092

Betreuer/Gutachter:

Ao.Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Josef Draxler
Mag. Oliver Bürger

Leoben, am 30.Juli 2011

EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

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

DANKSAGUNG

Während der Erarbeitung der vorliegenden Masterarbeit haben mich viele Personen begleitet und unterstützt. Ich bedanke mich bei all jenen, die beim Projekt „Anaerobie 3. Reaktor“ involviert waren bzw. sind und mich mit ihren praktischen Hilfestellungen Schritt für Schritt dem Ziel meiner Arbeit näher brachten.

Besonderer Dank gilt meinen beiden Betreuern, Herrn Ao.Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Josef Draxler und Herrn Mag. Oliver Bürger, die mich während meiner Masterarbeit umfangreich mit wertvollen Informationen und Denkanstößen unterstützt haben.

Des Weiteren möchte ich Carina Schlögl, Katharina Flöck und Julius Pirklbauer für die Unterstützung bei der Erarbeitung des Layouts danken, sowie meinem Freund Josef Berneder, der mich nicht nur beim Layout unterstützte, sondern mir beim Abschluss der Arbeit motivierend beistand.

Schließlich gilt mein Dank noch meiner Mutter, die mir bei vielen Formulierungen und der Korrektur der Arbeit hilfreich zur Seite stand und meiner ganzen Familie und allen Freunden für die moralische Unterstützung.

Ich möchte diese Masterarbeit meinen Eltern Ingrid und Herbert Niesenbacher, sowie meiner Schwester Birgit widmen. Sie haben mir mein Studium ermöglicht, haben mich in jeglicher Hinsicht großzügig unterstützt und waren stets für mich da.

Kurzfassung

Optimierung der erweiterten anaeroben Abwasserreinigung der Fa. Sappi am Standort Gratkorn

Technologische Aspekte bei der Inbetriebnahme eines Hochlastreaktors in der Papier- und Zellstoffindustrie

Sappi Austria Produktions-GmbH & Co. KG hat am Standort Gratkorn einen Hochlastreaktor nach dem BIOBED-Konzept in Auftrag gegeben, um die beiden bestehenden UASB-Reaktoren zu entlasten bzw. sie wechselweise außer Betrieb nehmen zu können, um an ihnen diverse Reparaturarbeiten durchzuführen.

Im Herbst 2009 begann man mit der Bauphase des dritten Anaerobreaktors. Die Inbetriebnahme erfolgte jedoch erst im Juni 2010, aufgrund von technischen Problemen beim Bau der Anlage.

Die Erstinbetriebnahme begann sehr vielversprechend. Jedoch musste sie aufgrund von technischen Schwierigkeiten abgebrochen werden. Der Reaktor wurde entleert und daraufhin neu gestartet.

Die Arbeit umfasst einen kurzen Einblick in die Anaerobtechnik, sowie beide Inbetriebnahmephasen des dritten Anaerobreaktors der Fa. Sappi. Diese sind nachfolgend genau dokumentiert. Außerdem werden mögliche Ursachen der Startschwierigkeiten, sowie deren Behebungsmaßnahmen diskutiert.

Weiters wird ein Ausblick auf den zukünftigen Betrieb der Anlage mit Bleichereiabwasser gegeben.

Abstract

Optimization of the advanced anaerobic wastewater treatment at the site of the company Sappi in Gratkorn

Technological aspects of the startup of a high load reactor in the paper and pulp industry

Sappi Austria Produktions-GmbH & Co. KG commissioned a new high load reactor at the site in Gratkorn according to the concept of BIOBED. The purpose of this new anaerobic sludge reactor was to back up the two existing UASB reactors and if necessary take over the full COD-load of one old reactor, if repair work has to be done.

In the fall of 2009 the construction of the third anaerobic reactor began. The startup phase took place with delay in June 2010, due to technical problems during the construction of the plant.

The initial operation showed great promise at the beginning. However, the startup phase had to be aborted because of technical difficulties. The reactor was totally emptied and then restarted.

The work includes a short overview of anaerobic techniques and both phases of the startup of the new reactor. These are precisely documented below. In addition, possible causes of the initial problems and their remedial measures are discussed.

Furthermore, a short outlook on the future operation of the plant with bleachery is given.

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1 EINLEITUNG	3
1.1 Problemstellung	3
1.2 Zielsetzung	3
2 GRUNDLAGEN ANAEROBER ABWASSERBEHANDLUNGSVERFAHREN.....	4
2.1 Anaerobe Abwasserbehandlung.....	4
2.1.1 Geschichte der Abwasserreinigung.....	9
2.1.1 Ziele der anaeroben Abwasserbehandlung.....	11
2.1.2 Vor- und Nachteile gegenüber Aerobanlagen	11
2.1.3 Milieueinflüsse	13
2.2 Reaktortypen	19
2.3 BIOBED-Reaktor.....	28
2.4 Anaerobtechnik in der Papier- und Zellstoffindustrie.....	32
3 INBETRIEBNAHME DES BIOBED-REAKTORS DER FA. SAPPI AM STANDORT GRATKORN.....	33
3.1 Anaerobe Versuchsanlage.....	34
3.2 Auslegungsdaten bzw. Garantiewerte des Reaktors	38
4 INBETRIEBNAHMEPHASEN	39
4.1 Erste Inbetriebnahmephase.....	39
4.1.1 Ablauf der ersten Inbetriebnahmephase	40
4.1.2 Schlammlieferungen	42
4.1.3 Erkenntnisse aus der ersten Inbetriebnahmephase	43
4.1.4 Pellettschlamm Entsorgung.....	44
4.2 Zweite Inbetriebnahmephase.....	45
4.2.1 Schlammlieferungen für die erste Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme.....	46
4.2.2 Definierte Hochfahrkurve	47
4.2.3 Eckdaten zur ersten Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme.....	48
4.2.4 Schlammlieferungen der zweiten Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme.....	50

4.2.5	Eckdaten zur zweiten Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme	52
4.3	Zusammenfassung beider Inbetriebnahmephasen	53
4.4	Anaerobanlagen-Vergleich	56
4.4.1	Fragebogen	57
4.4.2	Interpretation des Anlagenvergleichs	61
5	ERGEBNISSE	62
5.1	Laboraufbau.....	62
5.2	Messabläufe	65
5.3	Messergebnisse.....	68
6	ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK	72
7	VERZEICHNISSE	73
7.1	Literatur.....	73
7.2	Abkürzungen.....	74
7.3	Tabellen.....	77
7.4	Abbildungen.....	78
ANHANG	I

1 Einleitung

Der Einsatz von Anaerobreaktoren zur Abwasserreinigung ist bereits in vielen Industriezweigen weit verbreitet und hat sich in den letzten Jahrzehnten auch in der Papier- und Zellstoffindustrie vermehrt durchgesetzt – vor allem in der Behandlung von Brüdenkondensat aus den Laugeneindampfanlagen zur Entlastung der Kläranlagen.

Die Fa. Sappi Austria Produktions-GmbH & Co. KG (im Folgenden bezeichnet als „Sappi“) betreibt am Standort Gratkorn bereits seit 1989 zwei Upflow Anaerobic Sludge Blanket - Reaktoren zur CSB-Reduktion des anfallenden Brüdenkondensates. Dieses entsteht bei der Zellstoffproduktion, wobei die Kochsäure durch Eindampfung aufkonzentriert wird.

1.1 Problemstellung

Sappi hat am Standort Gratkorn einen Hochlastreaktor nach dem Biobed-Konzept von der Fa. VWS - Veolia Water Solutions & Technologies - in Auftrag gegeben, um die beiden bestehenden UASB-Reaktoren zu entlasten bzw. sie wechselweise außer Betrieb nehmen zu können, um an ihnen diverse Reparaturarbeiten durchzuführen.

Im Herbst 2009 begann man mit der Bauphase des dritten Anaerobreaktors. Die Inbetriebnahme erfolgte jedoch erst im Juni 2010, aufgrund von technischen Problemen beim Bau der Anlage.

Die Erstinbetriebnahme startete sehr vielversprechend, bis es im Juli 2010 zu unerwarteten Leistungseinbrüchen kam, die sich regelungstechnisch nicht beheben ließen. Aufgrund dessen wurde der Reaktor im Oktober 2010 auf Basis einer PTS-Expertise gänzlich entleert, gereinigt und erneut mit Pelletimpfslamm befüllt.

Die zweite Inbetriebnahmephase wurde im November 2010 begonnen und dauert aufgrund von diversen Störungen – technischer und mikrobiller Art – immer noch an.

1.2 Zielsetzung

Ziel der Arbeit ist es, die beiden Inbetriebnahmephasen des 3. Anaerobreaktors der Fa. Sappi am Standort Gratkorn genau zu dokumentieren, mögliche Ursachen für die Startprobleme der Neuanlage ausfindig zu machen und diese anschließend so schnell wie möglich zu beheben, um die Hochfahrphase im Zuge der Leistungsfahrt endlich beenden zu können.

2 Grundlagen anaerober Abwasserbehandlungsverfahren

2.1 Anaerobe Abwasserbehandlung

Unter Anaerobie versteht man biologische Prozesse, die unter Abwesenheit von Sauerstoff ablaufen, wobei organische Stoffe zu Methan und anorganischen Stoffen zersetzt werden.

Die Umsetzung erfolgt durch Mikroorganismen. Sie erzeugen aus hochmolekularen, energiereichen Stoffen niedermolekulare Produkte. Bei diesen Prozessen wird Energie freigesetzt, welche zur ATP-Bildung verwendet werden kann.

Energieseitiger Vergleich von anaerobem und aerobem Abbau am Beispiel von Glucose:

- Aerobes Abbau: Es entstehen -2870 kJ/mol – davon liegen den Organismen dann $\Delta G^\circ = -1100 \text{ kJ/mol}$ als freie Energie vor (= 38 ATP).
- Anaerobes Abbau: Der Energieinhalt wird größtenteils in Biogas überführt und den Organismen stehen nur $\Delta G^\circ = -58 \text{ kJ/mol}$ freie Energie zur Verfügung (= 2 ATP).

Folglich wachsen anaerobe Organismen wesentlich langsamer, weshalb ein ausreichender Biomasserückhalt im System notwendig ist. Aus diesen Gründen ergibt sich für die Anaerobietechnik eine geringere Überschussschlammproduktion und ein hochwertiges Biogas.

[1][2]

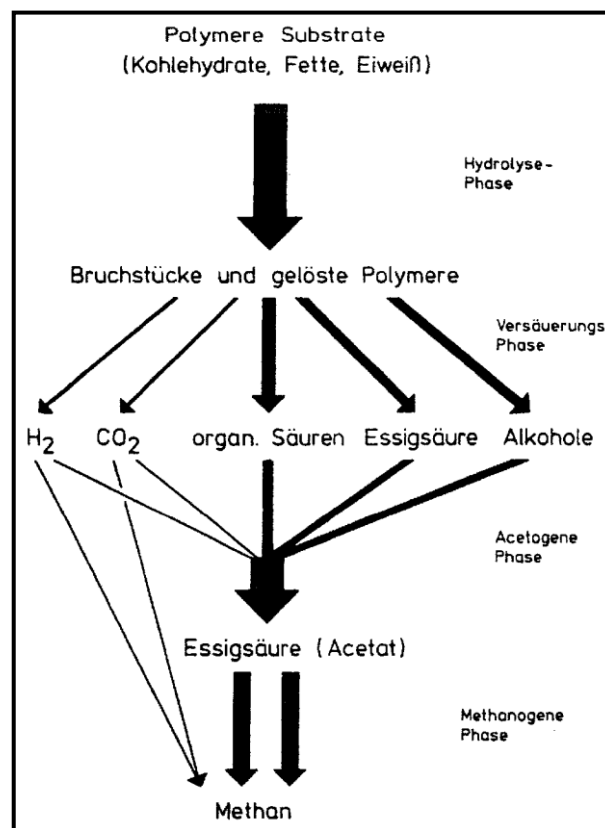


Abbildung 1: Schematische Darstellung des anaeroben Abbaus [1]

Die vier Schritte des anaeroben Abbaus:

- Hydrolyse: Makromoleküle organischer Polymere werden in dieser Phase in lösliche Mono- und Oligomere umgewandelt; d.h. es kommt zu einer Aufspaltung der langkettigen Verbindungen durch Enzyme in kurzkettige. Die limitierenden Faktoren sind hier sämtliche schwer abbaubaren Stoffe. [2]

Wichtige Parameter bei der Hydrolyse sind eine ausreichend lange Verweilzeit, hohe Temperaturen, der pH-Wert, die Mikroorganismenkonzentration, die Reaktordurchmischung, die Substratverfügbarkeit, sowie die Substratpartikelgröße. [1]

- Versäuerungsphase: Die löslichen Verbindungen aus der Hydrolyse-Phase werden durch obligat und fakultativ anaerobe Bakterienarten zu kurzkettigen wasserdampflichten organischen Säuren (Buttersäure, Essigsäure, Propionsäure...), anderen organischen Säuren (Ameisensäure, Milchsäure...), Alkoholen, Wasserstoff und Kohlendioxid vergoren. Aus dieser Phase können die Methanbakterien nur Essigsäure, Wasserstoff und Kohlendioxid direkt zu Methan umsetzen. Alle anderen Produkte müssen in weiteren Zersetzungsschritten für die Methanogenese aufbereitet werden. Die Produktzusammensetzung ist von den Prozessbedingungen und dem Substrat abhängig. Versäuerungsbakterien haben eine hohe pH-Wert-Toleranz. [1][2]
- Hydrogene und acetogene Phase: Die Fettsäuren und Alkohole aus der Versäuerungsphase werden hier zu Essigsäure, Kohlendioxid und Wasserstoff umgesetzt. Als Nebenreaktion kann es zur homoacetogenen Phase kommen, in der wiederum Essigsäure aus Wasserstoff und Kohlendioxid gebildet wird. Die Acetogenese wird auch anaerobe Oxidation genannt, weil Elektronen (H^+) abgegeben werden. Der für diesen Reaktionsschritt erforderliche niedrige Wasserstoffpartialdruck kann nur erreicht werden, indem der Wasserstoff von den Methanbakterien sofort als Substrat verwertet wird. Diese Symbiose zwischen hydrogenen und methanogenen Bakterien nennt man Interspezies-Hydrogen-Transfer. [1][2]
- Methanogene Phase: Dabei handelt es sich um die Methanbildung aus Kohlendioxid, Wasserstoff, Essigsäure, Ameisensäure, Methanol und Methylen. Fast alle Spezies dieser Phase können Wasserstoff und Kohlendioxid umsetzen. Die meisten sind fähig, ebenfalls Ameisensäure zu verarbeiten, jedoch nur wenige sind in der Lage, Essigsäure und Methanol zu verstoffwechseln. Die limitierenden Faktoren sind das zur Verfügung stehende Substrat und die Bakterien selbst. [1][2]

Hydrolyse und Versäuerung sowie Acetogenese und Methanogenese sind untrennbar!
[1]

Stoffwechselproblematik verschiedenster Art:

Generell ist die Methanogenese der geschwindigkeitsbestimmende Schritt. Die Hydrolyse läuft meist recht schnell ab, daher kommt es dann darauf an, wie viele Methanbildner vorhanden sind, um das Substrat umzusetzen. [2]

Bei feststoffreichen Abwässern ist jedoch die Hydrolyse der geschwindigkeitslimitierende Schritt.

Bei überwiegend gelösten organischen Komponenten sind sowohl die acetogene Phase, als auch die acetatverwertende Methanogenese maßgeblich.

Aus Gründen der Reaktionskinetik müssen die acetogenen und die methanogenen Bakterien eng miteinander vergesellschaftet sein (Interspezies-Hydrogen-Transfer). Bei schwer abbaubaren Substanzen im Abwasser kann durchaus auch die Hydrolysephase geschwindigkeitsbestimmend sein, da bei unvollständigem Vorabbau die maximale Ausbeute an Methan und Kohlendioxid nicht erreicht werden kann. Die Konzentration der methanisierbaren Substanzen ist außerdem ausschlaggebend für die Menge und die Zusammensetzung des Biogases. Daher kann man von der Gasentwicklung auch direkt auf die Aktivität der acetogenen Phase schließen.

Wichtigkeit der Milieuverhältnisse: Gibt es beispielsweise Einflüsse auf die erste Bakterienart, dann kann es vorkommen, dass statt Essigsäure vermehrt Buttersäure oder Capronsäure gebildet wird. Somit ändern sich die Rahmenbedingungen für alle nachfolgenden Bakterienarten, weil sie diese Verbindungen nicht verstoffwechseln können. Daher ist die Stoffwechselleistung der acetogenen Bakterien entscheidend.

Acetogene Bakterien sind obligate H_2 -Produzenten, können aber nur bei geringen H_2 -Konzentrationen leben. Daher muss der Wasserstoff aus ihrer Umgebung ständig durch Methanbakterien entfernt werden.

Probleme können auch durch Schwefel im Substrat entstehen, da Desulfurikanten den Methanbakterien Substrat entziehen. Sie reduzieren Sulfat zu H_2S und benötigen dazu, genau wie die Methanbildner, H_2 . Außerdem wirken sie toxisch auf Methanbakterien.

Acetatverarbeitende Methanbakterien haben eine 2-4fach niedrigere Wachstumsrate als wasserstoffverarbeitende Methanbakterien, weil bei der Acetatverarbeitung die Energieausbeute geringer ist.

Die Methanbildung ist, wie bereits erwähnt, aus Wasserstoff, Kohlendioxid, Essigsäure, Ameisensäure, Methanol und Methylen möglich. Die Methanbakterien sind streng anaerob und benötigen ein Redoxpotential von < -330 mV. Es gibt drei Bakterienordnungen: Methanobacteriales (stäbchenförmig), Methanococcales (koccoid) und Methanomicrobiales (heterogen). Fast alle setzen Wasserstoff und Kohlendioxid um, aber nicht alle sind imstande Essigsäure zu verwerten. Nur drei Untergattungen können Essigsäure zu Methan umwandeln: *Methanosarcina* bakteri, *Methanosacta* und *Methonasarcina mazei*. Die ersten beiden werden bei Industrieabwässern, an Pellets gebunden, eingesetzt und die dritte Form findet in Faulbehältern Anwendung.

Da es sich immer um Mischpopulationen handelt, können kurzfristige ungünstige Milieubedingungen ertragen werden, wie beispielsweise ein saurer pH-Wert oder kurzfristiger Sauerstoffeintrag ins System.

WICHTIG: Die räumliche Nähe zwischen den Organismen darf nicht zerstört werden – Bsp.: Interspezies Hydrogen Transfer - acetogene Bakterien und acetatverwertende Methanbakterien. [1][2]

Pelletbildung:

Unter Pellets versteht man 2-3 mm große granuläre Aggregationen von anaeroben Bakterien. Die Vorteile von Pellets sind ihre hohe Festigkeit, ein gutes Absetzvermögen und die räumliche Nähe verschiedener Bakterien, welche förderlich für die Symbiose ist.

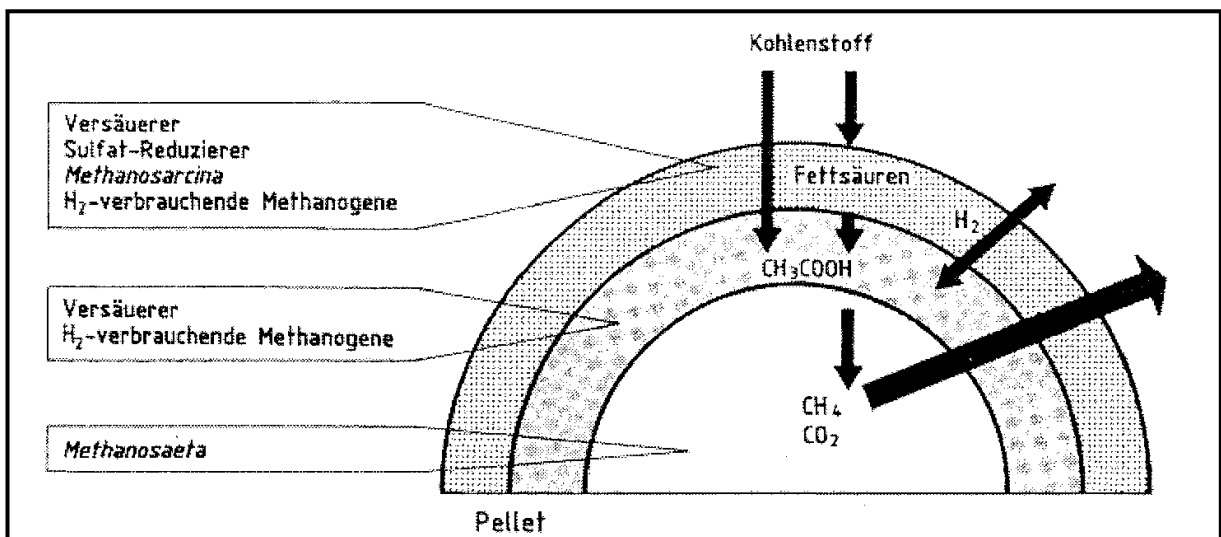


Abbildung 2: Pelletaufbau [1]

Einflussgrößen auf Pellets:

- Substrateigenschaften – ideal sind niedrig konzentrierte Abwässer mit geringen Feststoffanteilen.
- Versäuerungsgrad – ideal ist gering versäuertes Abwasser.
- Aufenthaltszeit – konstante Aufstromgeschwindigkeit.
- Pelletstruktur und Zusätze – Förderung durch Eisen und Kalzium. [1]

2.1.1 Geschichte der Abwasserreinigung

Bereits 6500 v.Chr. gab es erste Ansätze der Kanalisation im Indus-Kulturkreis. Dort konstruierte man simple Faulschächte, in denen sich Feststoffe absetzten und teilweise ausfaulen konnten. Erst im Mittelalter begann man, aufgrund der Geruchs- und Hygieneproblematik, sogenannte Faulgruben zu errichten. Diese hatten jedoch noch nicht den Zweck der Abwasserbehandlung, sondern dienten einzig und allein der Beseitigung. Den ersten essentiellen Schritt in Richtung Anaerobtechnik machte ein Franzose namens Mouras in der zweiten Hälfte des 19. Jahrhunderts, indem er die bis zu diesem Zeitpunkt bestehenden Faulgruben vergrößerte und luftdicht verschloss. Der Engländer Cameron entwickelte den „Septic Tank“ ähnlich dem „Mouras Automatic Scavenger“, wobei er bereits das Faulgas für Heizungs- und Beleuchtungszwecke nutzte. William Travis erfand daraufhin das nach ihm benannte Travis-Becken, welches ein vom Faulraum getrenntes Absetzbecken aufwies.

Wirklich entscheidend in der Geschichte der Anaerobtechnik war das Patent von Karl Imhoff für die Entwicklung des **Emscher Brunnen** aus dem Jahr 1906. Dieser Brunnen war eine Weiterentwicklung des Travis Tank mit dem Unterscheid, dass der Faulraum nicht mehr von Abwasser durchflossen wurde. [1]

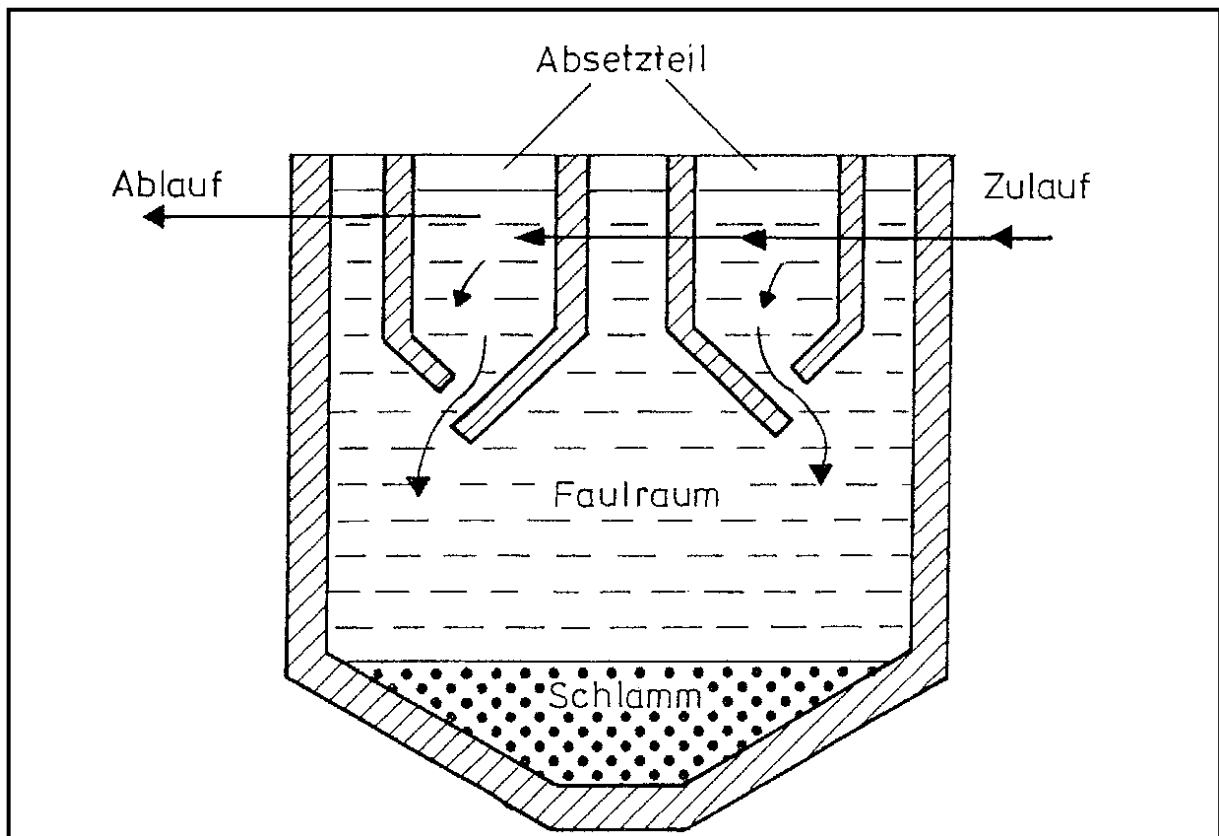


Abbildung 3: Emscher Brunnen [1]

Relativ bald – Anfang des 20. Jahrhunderts – wurde erkannt, welchen Einfluss die Temperatur auf den Abbauprozess hat, genauso wie der Zusammenhang zwischen Temperatur und Gasproduktion, welchen man auch zu nutzen wusste und innerhalb kürzester Zeit den Emscher Brunnen zu effizienten Anaerobanlagen entwickelte. Der nächste entscheidende Schritt erfolgte 1979 als Lettinga et al. erkannten, dass Anaerobier sich unter Stressbedingungen zu Pellets agglomerieren. Mit diesem Wissen wurde der UASB-Reaktor (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) entwickelt. Nach diesen beiden großen Entwicklungssprüngen in den Jahren von 1906-1920 und von 1950-1980 verbesserte sich die Technologie nur mehr in kleinen Schritten. [1]

2.1.1 Ziele der anaeroben Abwasserbehandlung

- Schlammstabilisierung
- Herabsetzung der organischen Belastung.
- Volumenreduktion
- Verbesserte Entwässerung.
- Abtötung oder zumindest Verminderung von pathogenen Keimen.
- Gewinnung von brennbarem Biogas.
- Behandlung hoch belasteter Wässer. [2]

2.1.2 Vor- und Nachteile gegenüber Aerobanlagen

Vorteile:

- Vielzahl an Reaktortypen.
- Hohe CSB-Belastungen sind möglich.
- Geringe Reaktorvolumina durch hohe Raumbelastungen.
- Wenig Grundflächenbedarf.
- Geringere Überschussschlammproduktion, wobei dieser gut stabilisierbar ist.
- Geringerer Nährstoffbedarf.
- Weniger Energiebedarf, da u.a. keine Belüftung bzw. Reinsauerstoffeindüsung für den Schadstoffabbau notwendig ist.
- Biogas ist als Energieträger nutzbar.
- Geringere Abwasserbehandlungskosten, u.a. durch Feststoffgehaltverminderung und Erhöhung der Eindickfähigkeit und der Entwässerbarkeit des Schlammes durch Vergleichmäßigung der Schlammeigenschaften.
- Geringe Geruchsbelastung, da der Reaktor komplett geschlossen und der ausgefaulte Schlamm ohne Geruchsprobleme lagerfähig ist.
- Aerob schwer abbaubare Stoffe können abgebaut werden (Aromate, höher chlorierte Aliphate, EDTA, Pektin, Aromate, Azofarbstoffe, ...).
- Kampagnebetrieb ist bei Abwässern einfacher Zusammensetzung möglich, da die Biomasse schnell wieder aktiv wird.
- Bei hohen CSB-Konzentrationen im Zulauf ist das Anaerobverfahren trotz nachgeschaltener Aerobie wirtschaftlich, weil ein hoher Wirkungsgrad erzielt werden kann (CSB-Abbau > 90%).

[1][2][4]

Nachteile:

- Keine Oxidation von N-Verbindungen möglich. Deshalb können Direkteinleiter nicht ausschließlich eine anaerobe Anlage betreiben, sondern müssen eine Aerobiestufe nachschalten.
- Eine höhere Prozesskontrolle ist notwendig.
- Es kommt zur Feststoffanreicherung im Reaktor, daher ist eventuell eine Vorbehandlung notwendig.
- Weniger Puffervolumen und daher empfindlicher gegenüber Belastungs- und Temperaturschwankungen.
- Lange Inbetriebnahmezeit für Reaktoren mit Trägermaterialien.
- Großes Bauvolumen aufgrund der, im Vergleich zu Aerobanlagen, langen Verweilzeit.
- Ein geschlossener, gut abgedichteter Behälter ist notwendig, da es einerseits zu keinem Luftkontakt kommen darf und andererseits Geruchsproblematik bei niedrigen Fettsäuren vor und während des Faulungsprozesses entsteht.
- Die Bakterien benötigen ein Trägermaterial, welches in der Startphase sehr teuer zugekauft werden muss.
- Die Ammoniumproduktion hemmt die Methanbildung - außerdem stellt Ammonium einen Schadstoff dar.
- Heizwertverminderung
- Sehr teure Reaktoren.
- Manchmal entsteht zusätzlicher Heizaufwand, wegen des Betriebes im mesophilen Bereich.
- Geringere Reinigungsleistung - der CSB-Abbau ist geringer als bei aerober Behandlung.

[1][2]

Ob es sich bei den oben genannten Vor- bzw. Nachteilen wirklich um einen Vor- bzw. Nachteil handelt, ist immer von den nachgeschalteten Behandlungsverfahren abhängig, z.B. Verbrennung, Eindickung, usw. [2]

2.1.3 Milieueinflüsse

- Temperatur

Es gibt drei Temperaturbereiche, bei denen man eine anaerobe Anlage betreiben kann:

Psychrophil: 10-20°C → Man nennt diesen Prozess auch kalte Faulung. Hier kommt es zu extrem langen Verweilzeiten.

Mesophil: 20-40°C, ideal sind jedoch Temperaturen zwischen 35-38°C → Durch die höhere Temperatur kommt es zu kürzeren Verweilzeiten. Hier ist eine stabile Prozessführung möglich.

Thermophil: > 40°C, der ideale Bereich liegt zwischen 50-60°C → Bei dieser Betriebsart ist keine Verweilzeitverkürzung durch Temperaturerhöhung zu erreichen.

Für einen funktionierenden Reaktorbetrieb sind zwingend konstante Temperaturen erforderlich. Bei geringen Temperaturschwankungen kommt es zwar noch zu keiner Biomasseschädigung (die fermentativen Bakterien sind weniger temperaturempfindlich als die methanogenen), jedoch wird die Gasproduktion unmittelbar geringer.

Um einen konstanten Betrieb garantieren zu können, muss die Auslegung der Beheizungsanlage groß genug erfolgen, um stoßweise Beschickungen ausgleichen zu können. Der Vorteil vom Betrieb im thermophilen Bereich ist, dass pathogene Keime besser eliminierbar sind. Daher werden manche Anlagen im zweistufigen Prozess geführt (zuerst thermophil und dann mesophil).

Generell ist ein mesophiler Betrieb zu bevorzugen, weil mit Schwankungen besser umgegangen werden kann. [1][2]

- pH-Wert

Optimale Betriebsbedingungen sind bei einem pH-Wert von 6,8–7,5 möglich, wobei die fermentativen Bakterien ein saures Milieu (pH-Wert 5-6) bevorzugen und die methanogenen Bakterien besser bei leicht alkalischen Bedingungen arbeiten können.

In der Anfahrphase eines Reaktors sind noch relativ wenige Methanbakterien vorhanden, weshalb die Betriebsbedingungen auch eher im sauren Bereich liegen. Um den Methanbakterien optimale Bedingungen zur Entwicklung zu bieten, muss man in der Anfangszeit Kalkmilch zur Kontrolle des pH-Wertes zumischen.

Wenn der pH-Wert aus einer stabilen Phase absinkt, so kann das ein Zeichen dafür sein, dass die methanogenen Bakterien nicht richtig arbeiten. Mögliche Ursachen dafür sind hemmende oder toxische Substanzen in der Biomasse. [2]

- Durchmischung

Hohe Umsatzleistungen (Abbauaktivität) können durch ausreichend Substratzufuhr und schnelle Ableitung der Stoffwechselprodukte erreicht werden. Dafür ist eine gute Durchmischung der Biomasse erforderlich, welche schonend, aber dennoch intensiv zu erfolgen hat. Sie muss präzise sein, um die flockigen Aggregate nicht zu zerstören bzw. die Symbiose nicht zu behindern. Ein weiterer Grund dafür, eine schonende Durchmischung anzustreben, ist die Problematik mit Turbulenzen. Die Essigsäureumsetzung kann nur bei niedrigem Wasserstoffpartialdruck erfolgen. Wasserstoff entsteht in der Versäuerungsphase und kann nur schnell umgesetzt werden, wenn genügend methanogene Bakterien zur Verfügung stehen. Bei zu hoher Durchmischung (Turbulenzen) ist das nicht möglich. Je höher die Dichteunterschiede zwischen Abwasser und Feststoff im Faulraum sind, desto mehr Mischungsenergie ist notwendig. Die Gasproduktion trägt wesentlich zur Mischungsenergie bei. [1][2]

- Substratzusammensetzung (Nährstoffe und Spurenelemente)

Das Substrat ist für die Ausbildung des Milieus sowie für die Biozönose verantwortlich. Bei anaerobem Abbau ist die für die Bakterien nutzbare Energie geringer, d.h. höhere Umsatzraten sind möglich und der Schlammanfall ist geringer. Feststoffanteile im Substrat müssen das System über den Überschussschlamm, das Faulgas oder das Abwasser verlassen, damit es zu keiner Anreicherung kommt. Oder sie bilden neuen Nährboden für Bakterien (anorganisch-mineralischer Anteil). Der Nährstoffbedarf ist artspezifisch und hängt von der neu gebildeten Biomasse, sowie vom Abwasser ab. Ist viel Ca^{2+} im Zulauf enthalten, dann kann es wegen des hohen CO_2 -Partialdruckes zur Ausfällung von CaCO_3 kommen. Die darauffolgende Anreicherung von Inertmaterial verkürzt das Schlammalter. Das wirkt sich gefährdend auf die Prozessstabilität aus, weil die Reinigungsleistung abnimmt. Je höher die CSB-Belastung im Abwasser ist, desto geringer ist der pH-Wert und bei niedrigem pH-Wert sind Ausfällungen eher zu befürchten. Problematisch können Kalziumkonzentrationen ab $> 100 \text{ mg/L}$ werden.

Das ideale Verhältnis bei anaeroben Abbauprozessen:

$$\text{CSB} : \text{N} : \text{P} = 800 : 5 : 1$$

Bei der aeroben Behandlung ist eine größere Nährstoffzufuhr erforderlich (CSB : N : P = 200 : 5 : 1), weil bei den Abbauprozessen mehr Biomasse entsteht.

Stickstoff und Phosphor sind entscheidend für die Eutrophierung (Nährstoffanreicherung in einem Ökosystem). Stickstoff wird in Form von Harnstoff zudosiert und als Ammonium von den Bakterien aufgenommen. Schwefel kann nur in reduzierter Form aufgenommen werden und soll der Phosphormenge entsprechen. Bei Industrieabwässern ist eine Zuführung von Nährstoffen äußerst wichtig, da die

Methangasmenge vom Verhältnis Kohlenhydrate : Fette : Proteine abhängt. Für den Kohlenhydratabbau muss das Verhältnis von CO_2 : CH_4 ungefähr 50 : 50 sein. Ein idealer Fettabbau findet bei einem CO_2 : CH_4 – Verhältnis von 28 : 72 statt. Für den Eiweißabbau sind zusätzlich noch NH_4 und H_2S ausschlaggebend. Essentielle Spurenelemente für alle vier Bakterienarten sind Nickel, Kobalt, Molybdän, Eisen, Selen und Wolfram. Für acetogene Mikroorganismen sind noch zusätzlich Zink, Kupfer und Mangan wichtig, welche nur in gelöster Form biologisch verfügbar sind. Bei Mangelercheinungen von Methanbildnern ist die Abbaugeschwindigkeit stark gemindert.

Wichtigkeit der Zudosierung: **Eisen, Nickel**, Kobalt, Molybdän, Selen, Wolfram. [1][2]

▪ Hemmende und toxische Stoffe

Der Unterscheid zwischen Hemmung und Toxizität ist von der Konzentration bzw. Dosis abhängig. Eine gewisse Hemmung kann durch großes Reaktorvolumen gepuffert werden. Die häufigste Hemmung ist die der acetoclastischen Methanbakterien.

Hemmungen entstehen durch:

- Sauerstoff: Bei strikt und fakultativ anaeroben Bakterien ist Sauerstoff im Abwasser nur ein geringes Problem, da dieser rasch von fakultativen Bakterien aufgebraucht wird. Bei H_2S -Problematik setzt man sogar gezielt Sauerstoff ein, um molekularen Schwefel zu bekommen. Jedoch nur in geringe Mengen – im stöchiometrischen Verhältnis - $2\text{H}_2\text{S} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{H}_2\text{O} + \text{S}_2$. In Verbindung mit Methan ist das Explosionsrisiko zu beachten!
- Schwefelverbindungen: Methanbakterien und sulfatreduzierende Bakterien brauchen dieselben Substrate. Sulfatreduzierer sind allerdings energetisch begünstigt, weshalb bei einer hohen Schwefelkonzentration im Abwasser die Methanbildung zurückgeht. Nur die undissoziierte Form ist hemmend. $\text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{HS}^- + \text{H}^+$. Das Gleichgewicht zwischen dissoziierter und undissoziierter Form ist pH-Wert-abhängig. Bei einem pH-Wert von 6 ist H_2S mit über > 90% überwiegend vorhanden, bei einem pH-Wert von 8 sind jedoch nur mehr < 10% H_2S gegenwärtig. Das Problem kann man auch durch Temperaturerhöhung beheben, weil die Löslichkeit von H_2S dabei abnimmt. Mit dieser Methode riskiert man Probleme bei Prozessstabilität und Korrosion. In Maßen kann die Sulfatreduktion auch die Methanbildung fördern, da durch pH-Wert-Anhebung der H_2 -Partialdruck absinkt. Bei einer H_2S -Konzentration von 30 mg/L treten erste Hemmungserscheinungen auf, das entspricht 1-2% H_2S im Faulgas (bei mesophilem Betrieb).

Bei 10% H₂S kommt der Prozess zum Erliegen. Der pH-Einfluss auf die Hemmung nimmt mit abnehmendem CSB_{red}/S_{red}-Verhältnis zu.

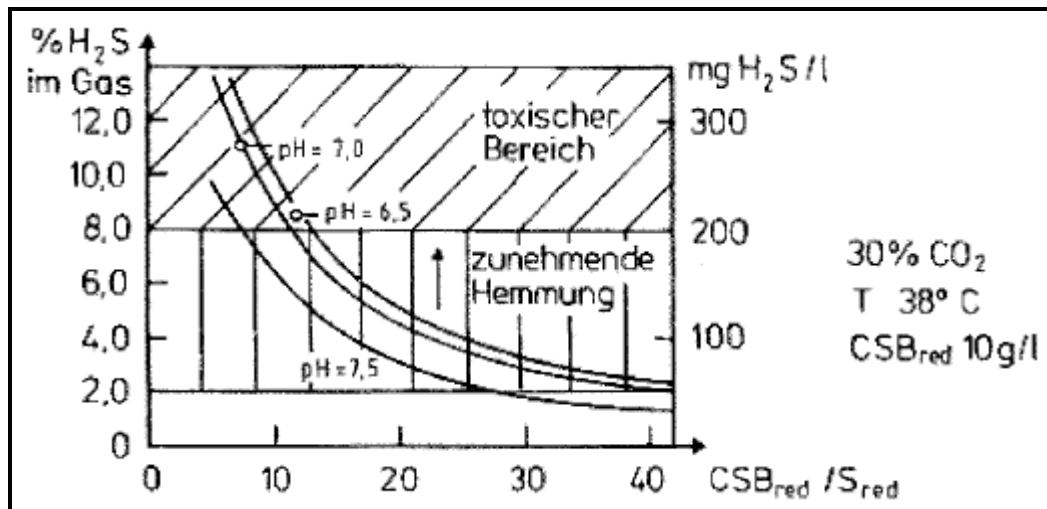


Abbildung 4: H₂S-Konzentration in Abhängigkeit vom CSB_{red}/S_{red}-Verhältnis [1]

Abschätzung nach Kroiss:

$CSB_{red}/S_{red} \geq 100 \rightarrow$ keine H₂S Probleme.

$15 < CSB_{red}/S_{red} < 100 \rightarrow$ anaerobe Behandlung möglich, aber H₂S Problematik.

$CSB_{red}/S_{red} < 15 \rightarrow$ Methanproduktion nur mit speziell angepassten Verfahren.

Die Beseitigung der Schwefelhemmung ist in der Praxis sehr teuer. Mögliche Maßnahmen sind beispielsweise die Erhöhung des pH-Wertes, die Zugabe von Eisensalzen zur H₂S-Fällung, die Raumbelastungsrücknahme (= CSB Abbausteigerung), sowie die Verdünnung mit Abwasser (sulfatfrei bzw. -arm).

Bei sehr sulfathaltigem Abwasser wäre eine zweistufige Anaerobie eventuell von Vorteil, leider findet dennoch nicht immer die gesamte Desulfurikation in der ersten Stufe statt.

- Organische Säuren: Sie sind im Substrat enthalten oder werden im Reaktor gebildet. Meist herrscht ein Gleichgewicht zwischen Angebot und Abbau (< 200 mg/L). Ist mehr Säure vorhanden als der Methanabbau verarbeiten kann, kommt es zur Anreicherung und zu anschließender Stoffwechselhemmung.

Hemmend ist der undissoziierte Anteil von organischen Säuren. Wenn der pH-Wert steigt, nimmt sowohl der undissoziierte Anteil sowie auch das Ausmaß der

Hemmung ab. Gegenmaßnahmen bei Versäuerung sind die Rücknahme der CSB-Belastung und die Anhebung des pH-Wertes. Die Hemmung beginnt bereits bei niedrigen Konzentrationen.

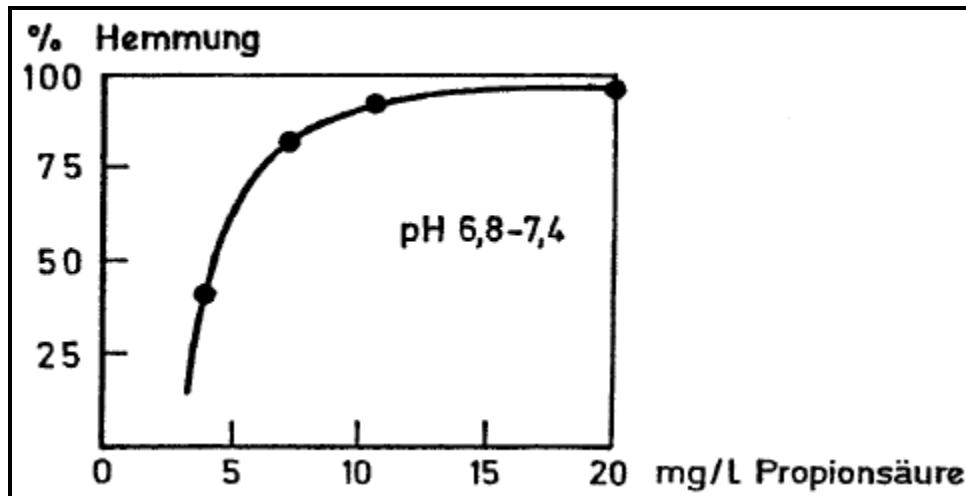


Abbildung 5: Hemmung der Methanbildung in Abhängigkeit von undissoziierter Propionsäure [1]

- Nitrat- und Ammoniumstickstoff: Bei Erhöhung der NH_4^+ -Konzentration entsteht auch mehr NH_3 , wodurch die NH_3 -Toxizität steigt und der pH-Wert durch ungestörte Versäuerung sinkt. Die pH-Wert-Abnahme hemmt, wie bereits erwähnt, die Arbeit der Methanbakterien.

Ein Vorteil von Ammonium ist, dass es einen leicht alkalischen pH-Wert stabilisiert, d.h. keine Hemmung durch organische Säuren und H_2S findet statt. Die Ammoniumhemmung ist also teilweise tolerierbar, weil es sich um keinen sich selbst verstärkenden (abwechselnd mit Säure steigt und sinkt der pH-Wert) Hemmprozess handelt, dennoch ist der Abbaugrad schlechter und die Geruchsbelästigung stärker.

- Schwermetalle: Es kommt zum Rückgang der Gasproduktion und teilweisen Vergiftung der Methanbildner. Durch flüchtige organische Säuren wird der pH-Wert gesenkt und die Schwermetallmobilität verstärkt. Sulfat und Sulfit bilden schwer lösliche Metallsulfide, die aber bis auf Chrom nicht toxisch sind. Man kann sie durch Sulfidfällung unschädlich machen (außer Chrom). Stoßweise Schwermetallbelastungen sind gefährlicher als konstante, da sich die Bakterien bei konstanten Bedingungsänderungen anpassen können.

- Sonstige Hemmstoffe: Chlorierte Kohlenwasserstoffe, Cyanide, Chlor- und Phenolverbindungen, Biozide, wobei chlororganische Verbindungen bei adaptierten Bakterien abbaubar sind.
- Spurenelemente: Hierbei gibt es nur einen schmalen Grat zwischen essentiell und toxisch. Sowohl Mangel, als auch Überschuss limitieren das Bakterienwachstum.
[2]

2.2 Reaktortypen

Ausschwemmreaktor = Continuously Stirred Tank Reactor (CSTR): Dieser Reaktortyp ist ein Schwachlastreaktor, weil er ohne gezielten Biomasserückhalt arbeitet. Die hydraulische Aufenthaltszeit entspricht also dem Schlammalter. Um einen stabilen Prozess zu garantieren, muss die hydraulische Verweilzeit größer als der Kehrwert der Wachstumsrate sein. Somit kann garantiert werden, dass auch die Bakterien mit der langsamsten Wachstumsrate im System gehalten werden können. Aufgrund dieser Tatsache wird der CSTR nach der Aufenthaltszeit bemessen, die durchschnittlich 15-25 Tage beträgt. Ein Vorteil ist der geringe maschinelle und steuerungstechnische Aufwand. Ein großer Nachteil ist der enorme Volumenbedarf. Eingesetzt wird er beispielsweise dort, wo eine Trennung zwischen Mikroorganismen und Substrat - bei industriellen Substraten wie Maischen etc - nicht möglich ist.

Anaerobe Belebung: Der sogenannte Kontaktprozess besteht ähnlich wie das aerobe Belebungsverfahren aus einem Ausschwemmreaktor und einer Absetzvorrichtung. Im Absetzbecken wird die ausgetragene Biomasse vom Abwasser getrennt und eingedickt, um wieder in den Reaktor rückgeführt werden zu können. Zum Einsatz kommen fast ausschließlich Sedimentationsbecken oder Parallelplattenabscheider. Je effektiver die Eindickung ist, desto kleiner kann das Reaktorvolumen ausgelegt werden. Zwischen Reaktor und Absetzbecken wird meist ein Entgasungsschritt (Vakuumentgasungsverfahren) geschaltet, weil sich das Gas negativ auf das Absetzverhalten der Biomasse auswirkt.

Um den Schlammverlust zu vermindern, bietet sich die Zugabe von Flockungshilfsmitteln, Kaskadenanordnungen oder eine diskontinuierliche Durchmischung an.

Die anaerobe Belebung wird gern in der Zuckerfabrik eingesetzt, weil der erhöhte Kalkanteil hier besser beherrscht werden kann als bei anderen Reaktoren. Außerdem bringt Kalk Vorteile beim Absetzverhalten mit sich.

Vorteile:

- Simple Verfahren und daher einfache Betriebsüberwachung.
- Aufgrund der langen Aufenthaltszeiten können Belastungsspitzen gut gepuffert werden.
- Hohe Betriebssicherheit bei guter Abscheidung.
- Keine Probleme durch Feststoffgehalte.
- Keine Verstopfungsprobleme.
- Kalk stellt kein großes Problem dar.

Nachteile:

- Ein großes Volumen ist nötig, um mit der geringen Biomassekonzentration trotzdem hohe CSB-Raumbelastungen erreichen zu können - daher enormer Platzbedarf
- Entgasung ist notwendig.
- Es ist sehr viel Wasservolumen für das Absetzbecken erforderlich.
- Schwankungen bei den Absetz- und Eindickeigenschaften.
- Bei der Abscheidung wird vermehrt inaktive Biomasse, statt aktiver Biomasse rückgeführt.
- Die CSB-Konzentration ist beschränkt mit $> 2000 \text{ mg/L}$, da sonst die Schlammverluste zu groß würden.
- Aktivitätsverluste aufgrund der Scherbelastung des Schlammes durch die Rücklaufpumpen.

Membranunterstützte Anaerobreaktoren: Die Biomasseerhöhung im Reaktor erfolgt über eine nachgeschaltete Ultrafiltration. Dabei bildet das Permeat den gereinigten Ablauf und das Konzentrat wird rückgeführt und entspricht der Biomasseerhöhung.

Aufgrund der vielen Nachteile werden aktuell keine Neuanlagen gebaut:

- Hoher transmembraner Druck ist erforderlich.
- Hohe Überströmgeschwindigkeit – das bedeutet zusätzlich zum Abwasser eine bis zu 10fache Kreislaufmenge.
- Hoher Energiebedarf.
- Hohe Kosten für den Membranbetrieb und die –instandhaltung.
- Durch die mechanische Belastung der Bakterien sind Aktivitätseinbußen zu erwarten.
- Nur eine verhältnismäßig geringe Raumbelastungssteigerung.

UASB: Dem „Upflow Anaerobic Sludge Blanket“ liegt das Prinzip der Flocken- bzw. Pelletbildung zugrunde. Bestimmte anaerobe Mikroorganismen besitzen die Fähigkeit, schwere Flocken auszubilden oder sich zu Pellets zu agglomerieren. Sowohl feste Flocken, als auch die gebildeten Agglomerate haben gute Absetzeigenschaften, so ergibt sich für die Bakterien die Möglichkeit, sich im Reaktor anzureichern. Der UASB-Reaktor ist der weltweit am häufigsten gebaute Reaktortyp.

Der Abwasserzulauf erfolgt am Boden des Schlammbettes über ein feines Verteilersystem. Die Wasserzufuhr und die Biogasentwicklung ermöglichen eine gleichmäßige Durchmischung des Schlammbettes, um die gesamte Biomasse mit Substrat zu versorgen. Neben dem Reaktorvolumen und dem Einlaufverteilersystem ist ein dritter entscheidender Parameter ausschlaggebend, nämlich der Dreiphasenabscheider. Er erlaubt die Abführung des entstehenden Gases und begünstigt die Beruhigung des Wassers, damit sich aufgeschwemmte Pellets wieder absetzen können.

Wichtige Auslegungsparameter:

- CSB-Raumbelastung: 8-15 kg/(m³*d) bei Temperaturen zwischen 25-38°C.
- Aufenthaltszeit: Bei Methanreaktoren dieser Art muss $t_R > 4$ Stunden sein.
- Der Biomassegehalt ist ausschlaggebend für das Reaktorvolumen. Je höher die TS- und oTS-Gehalte sind, desto kleiner kann das Reaktorvolumen gewählt werden. Hohe Biomassegehalte kann man vor allem durch Pellets erreichen. Üblich sind organische Feststoffgehalte im gesamten Schlammbett von 20-35 kg/m³. Die Schlammбетhöhe hängt von der Abscheiderleistung ab. Je besser der Abscheider Biomasse rückführen kann, desto höher kann das Schlammbett gewählt werden.
- Die CSB-Schlammbelastung hängt stark von der Abwasserzusammensetzung und den Milieubedingungen ab. Durchschnittswerte liegen bei 0,2-0,6 kg CSB/(kg oTS*d).
- Die Aufstromgeschwindigkeit ist neben der Gasproduktion ausschlaggebend, da diese beiden Parameter die Schlammбетtdurchmischung bestimmen. Je geringer die Reaktorhöhe ist, desto mehr Zuflussöffnungen müssen installiert werden. Besonders wichtig ist eine konstante Beschickung, welche auch eingehalten werden muss, wenn gereinigtes Abwasser rezirkuliert wird.
- Die Leistung des Dreiphasenabscheiders wird durch die Aufstromgeschwindigkeit, die Gasflächenbeschickung und die Sedimentationsgeschwindigkeit der Pellets bestimmt.

Vorteile:

- Bei hohen Biomassegehalten kann man hohe CSB-Raumbelastungen verarbeiten.
- Es handelt sich um ein langlebiges System, da es u.a. über keine beweglichen Einbauten verfügt.
- Biomasse kann bei Störfällen nachgeimpft werden.
- Keine Verstopfungsgefahr.
- Einfache Betriebsüberwachung.

Nachteile:

- Pelletnachbildung funktioniert nicht bei jeder Abwasserart.
- Pellets können ausgeschwemmt werden.
- Bei geringen Aufenthaltszeiten gibt es keine gute Pufferkapazität gegenüber Belastungsspitzen.
- Empfindlich gegenüber hohen Feststoff-, Fett- und Kalziumkonzentrationen im Abwasser.

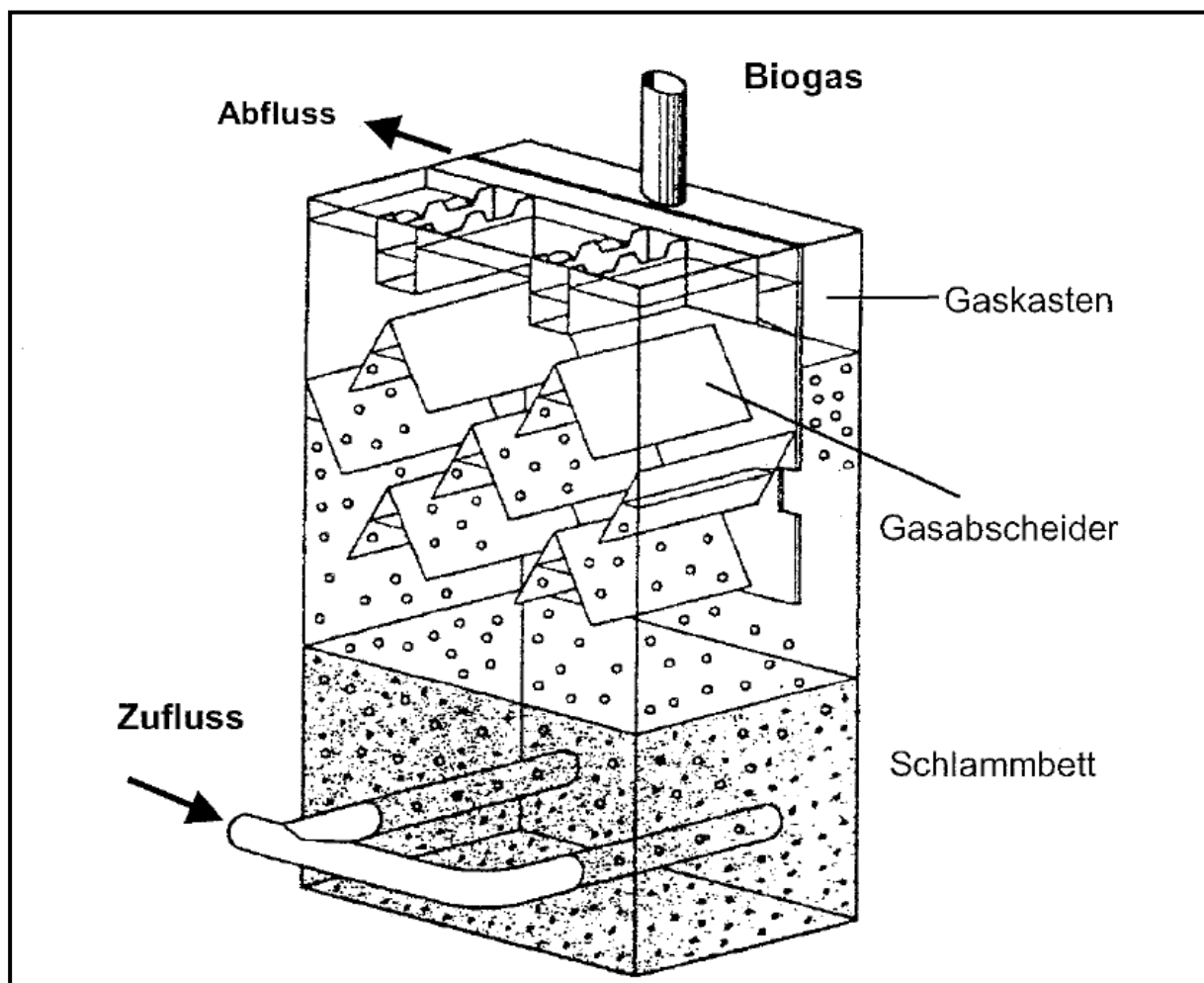


Abbildung 6: Schematische Darstellung der Funktionsweise eines UASB-Reaktors [1]

EGSB-Reaktor (siehe später) mit folgenden beiden Unterformen:

→ BIOBED-Reaktor: siehe später

→ IC-Reaktor = Internal Circulation: Dieser Reaktortyp wurde von der Fa. Paques entwickelt und besteht aus zwei übereinander angeordneten UASB-Reaktoren. Der Gasstrom nach dem ersten Abscheider (Riser), sowie die Rückführung des mitgerissenen Abwassers (Downer) sind ausschlaggebend für die Namensgebung, da durch diese beiden Prozesse eine interne Zirkulation entsteht.

Meist sind IC-Reaktoren zusätzlich mit einer externen Zirkulation ausgestattet, wobei die Reaktorbeschickung konstant gehalten werden soll und sich nur die Abwasser- und die Rezirkulationsmengen anteilig ändern. Das Einlaufsystem ist kegelförmig aufgebaut. Im Kegel mischen sich Zulauf- und Downerstrom und bilden dort eine Kreisströmung aus, die zur gleichmäßigen Verteilung im Bodenraum der Anlage beiträgt.

Die Hochlastzone erstreckt sich über die Hälfte bzw. die ersten beiden Drittel des Reaktors und setzt einen Großteil der CSB-Fracht in Biogas um. Diese Zone kann bis zur Unterkante des ersten Abscheiders mit Schlamm gefüllt sein. Das gebildete Biogas erzeugt einen Gaslift auf seinem Weg im Steigrohr zum zweiten Abscheider. Dieser Aufwärtsstrom wirkt gegen den Abwärtsstrom des Fallrohres vom zweiten Abscheider zum Boden, in dem Abwasser und Schlamm rückgeführt werden. In der Nachreinigungszone wird der restliche CSB umgesetzt. Da die Schlammkonzentrationen im oberen Teil relativ niedrig sind, kann hier die Expansion des Schlammbettes bei Frachtspitzen aufgenommen und somit Schlammverlust verhindert werden.

Nach dem zweiten Abscheider sind Ablaufrinnen für den Abwasserabzug sowie eine Abluftabsauganlage angebracht.

Die Kombination aus hohem Biomassegehalt und hohen Aufstromgeschwindigkeiten begünstigt die Durchmischung und folglich die Aktivität der Bakterien. Die interne Rezirkulation ist ein sich selbst regulierendes System. Steigende CSB-Konzentrationen führen zu einer höheren Biogasproduktion, wodurch die Rezirkulationsmenge erhöht wird und eine optimale Durchmischung und Verdünnung des Zulaufes erreicht werden kann. Das IC-System bietet eine gute Pufferwirkung bei Frachtspitzen.

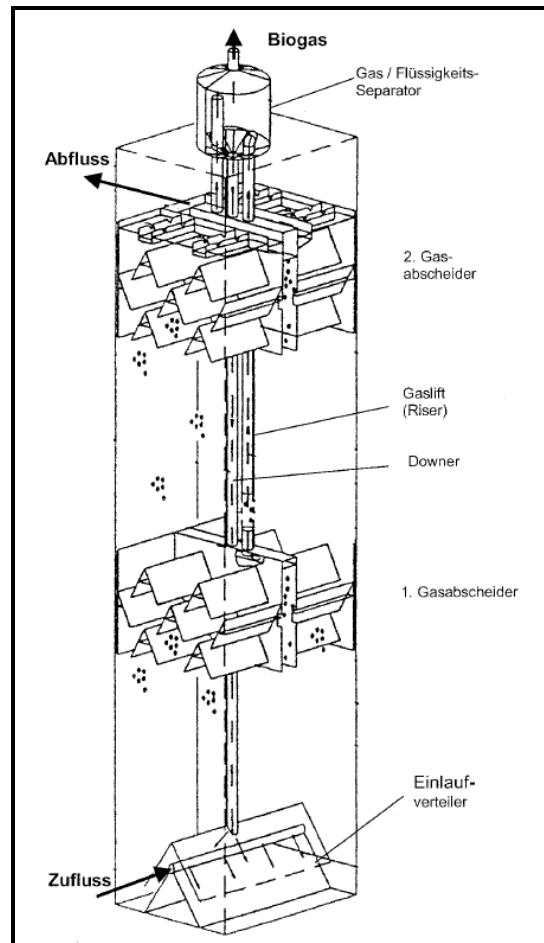


Abbildung 7: Schematische Darstellung der Funktionsweise eines IC-Reaktors [1]

Festbettreaktoren: Man bezeichnet diese Reaktoren auch als „anaerobe Filter“. Bei diesem Reaktortyp ist ein Großteil des Betriebsvolumens mit ortsfesten Trägermaterialien gefüllt, welche als Aufwuchsfläche für Biomasse dienen. Ausgeführt werden können diese Anlagen sowohl im Aufstrom-, als auch im Abstrombetrieb. Der Aufstrombetrieb wird heute trotz der Verstopfungsgefahr bevorzugt, weil sich höhere Biomassekonzentrationen einstellen.

Lose Trägermaterialien sind kostengünstiger und gewährleisten einen größeren Biomasserückhalt. Dennoch verwendet man aufgrund der Verstopfungsgefahr von losen Materialien nun vermehrt Kunststoffträgermaterialien, da deren Eigenschaften (spezifische Oberfläche, Porosität, Festigkeit, spez. Gewicht, ...) leicht zu modifizieren sind.

Je nach Füllgrad – die Trägermaterie kann 25-100% des Wasservolumens betragen - unterscheidet man Festbett- und Teilfestbettreaktoren. Der Vorteil einer Teilfüllung liegt darin, dass sich im unteren Teil eine gute Durchmischung und folglich eine gleichmäßigere Beschickung einstellt, da sich die Trägermaterialien erst im oberen Anlagenteil anreichern.

Bei einem großen Anteil an suspendierter Biomasse ist es sinnvoll, wie bei der Anaeroben Belebung, ein Absetzbecken nachzuschalten.

Wenn Abwasser rezirkuliert wird, so spricht man von Festbettumlaufreaktoren.

Vorteile:

- Hohe CSB-Raumbelastungen bei geeignetem Trägermaterial.
- Durch die Fixierung auf den Trägern, kann man hohe Schlammalter erzielen und somit spezialisierte Bakterien heranzüchten.

Nachteile:

- Hohe Kosten für die Trägermaterialien.
- Verstopfungen
- Eine präzise Betriebsüberwachung ist erforderlich.
- Probleme mit den Ein- und Auslaufsystemen, da diese sehr flach ausgelegt werden müssen.
- Sehr lange Inbetriebnahmezeit.

Fließbettreaktoren: Die Biomasse haftet in diesem System auf kleinen, frei beweglichen Trägermaterialien (Sand, Bimssteingranulat, Kunststoff, Aktivkohle, Sinterglas, ...) an und die hohen Aufstromgeschwindigkeiten (5-30 m/h) und Rezirkulationsraten führen zu einer Bettexpansion. Die Aufstromgeschwindigkeit ist so zu wählen, dass das Bett gerade noch in Schwebe gehalten werden kann und gleichzeitig aber keine Ablösung der Biomasse vom Trägermaterial erfolgt. Meist werden Großanlagen zweistufig betrieben, um ein ausreichend vorversäuertes Abwasser mit geringen Feststoffgehalten zur Verfügung zu stellen. Großtechnische Anwendung finden heute noch das ANAFLUX-Verfahren und die BMA-Fließbettreaktoren, sie konnten sich jedoch nicht am Markt etablieren.

Vorteile:

- CSB-Raumbelastungen von 15-35 kg/(m³*d).
- Guter Stoffaustausch durch hohe Aufstromgeschwindigkeiten.

Nachteil:

- Die Handhabung der Trägermaterialien stellt ein großes Problem dar.

Hybridreaktoren kombinieren mehrere Arten der Biomasseanreicherung miteinander. Bisher gibt es fünf verschiedene Formen von Hybridreaktoren:

→UAC: Das Upflow Anaerobic Contact Verfahren ist ein anaerobes Belebungsverfahren, das im Aufstrom wie ein UASB-Reaktor funktioniert. Der gezielte Aufstrom bildet schwere, gut absetzbare Flocken aus, welche zu einer höheren Konzentration von Biomasse führen.

→UACF: Das Upflow Anaerobic Contact Filter Verfahren entspricht dem UAC mit zusätzlich schwimmenden Festbettmaterialien. Sie ermöglichen den Bewuchs mit Biomasse und dienen zugleich als Filter zum besseren Biomasserückhalt.

→Festbettreaktor mit zusätzlicher Abscheideeinrichtung: Da bei Festbettreaktoren die meiste Biomasse in suspendierter Form vorliegt, kann man so durch den Abscheider die Biomasse gezielt aufkonzentrieren.

→Festbettreaktor mit Pelletschlamm

→AHR: Bei Anaerobic Hybrid Reaktoren handelt es sich um UASB-Reaktoren mit zusätzlichem Festbett über dem Gasabscheider. Durch die Filterwirkung des Filmes kann auch hier ein besserer Biomasserückhalt erreicht werden. Andererseits hat die Biomasse im Festbettfilm durch das bereits vorgereinigte Abwasser auch die Möglichkeit, sich zu spezialisieren und kann somit den Abbau komplexer Abwässer gewährleisten.

EGSB-Reaktor (= Expanded Granular Sludge Bed): Dabei handelt es sich um eine Verbindung der Vorteile aus Fließbett und UASB-Reaktor. Man nennt ihn auch einen Hochleistungs-UASB, da es sich um das gleiche Konzept handelt.

Vorteile gegenüber dem UASB:

Der EGSB-Reaktor impliziert alle Vorteile des UASB-Reaktors. Zusätzlich dazu bietet er folgende Vorteile:

- Weniger Flächenverbrauch, weil der Reaktor schlanker und höher ist.
- Weitgehende Abwasserrezirkulierung.
- Fein verteilter Abwasserzulauf.
- Höhere Biomassegehalte (= höheres Schlammbett), wegen der Leistungssteigerung des 3-Phasen-Abscheiders.
- Höhere CSB-Raubelastung möglich durch mehr Biomasse.
- Höhere Gasflächenbeschickung, weshalb es zu einer besseren Durchmischung und folglich zu einer höheren Aktivität der Bakterien kommt.
- Durch die höhere Aufstromgeschwindigkeit wird der Stoffaustausch und die Biomasseaktivität verbessert.
- Kaum anfällig bezüglich abfiltrierbaren Stoffen im Zulauf.
- Durch das Prinzip der Rezirkulation kann man, durch Änderung einiger Parameter, auch toxische Stoffe abbauen.
- Behandlung von hoch konzentrierten Abwässern.
- Weniger NaOH-Verbrauch für die pH-Wert-Einstellung, weil durch die Rezirkulierung HCO_3^- rückgeführt wird.
- Kostengünstige Abdichtung.

Nachteile gegenüber dem UASB-Reaktor:

- Höhere Pumpkosten wegen der Rezirkulierung.
- Die Höhe des Reaktors kann wegen teureren Materialien ein Problem darstellen.

2.3 BIOBED-Reaktor

Die Namensgebung erfolgte durch die Fa. Gist-Brocades und bezeichnete ursprünglich Fließbettreaktoren. [1]

Der Name wurde dann von der Fa. Biothane übernommen und für ihren patentierten EGSB Reaktor verwendet. Bei ihrem BIOBED-EGSB handelt es sich um eine Weiterentwicklung des UASB-Reaktors, weshalb man ihn auch als Hochleistungsreaktor bezeichnet. Je nach Abwasserart kann eine Reinigungsleistung von bis zu 90% erreicht werden.

Heute sind weltweit mehr als 500 Anlagen in Betrieb. [4]

Charakterisierung:

- Die Wasserhöhe ist 2-3mal höher als bei UASB-Reaktoren (12-17 m).
- Die Abwassereinspeisung erfolgt über viele Zuflussöffnungen direkt über dem Reaktorboden. Die Einspeisestutzen auf den Zulaufrohren sind nach unten gerichtet – ca. 1 Öffnung pro 0,7 – 1,3 m² Grundfläche.
- Der organische Anteil im Reaktor sollte zwischen 75-90% betragen, wenn kein größerer Kalkanteil eingetragen wird.
- Die Schlammбетhöhe sollte 60% der Wasserhöhe betragen.
- Richtwert für die CSB-Schlammbelastung: 0,4-0,9 kg CSB/(kg oTS*d)
- Aufstromgeschwindigkeit: max. 6 m/h bezogen auf Reaktorgrundfläche
- Grenzflächenbeschickung < 7 m/h
- Eine Besonderheit ist der Dreiphasenabscheider. Funktionsweise: Ein schräger Parallelplattenabscheider führt Biogas ab und versetzt zugleich das Biogas um die Platten in Kreisströmung, damit sich Pellets und Gas besser trennen und die Pellets in den Reaktorraum rückgeführt werden können. Am Plattenende kommt es zu einer Aufweitung zwischen den Platten zum Abbau von Turbulenzen. Da trotz der Abscheiderplatten Pellets in den Trichter gelangen, bewirkt die Aufweitung auch eine Verlangsamung der Aufstromgeschwindigkeit, wodurch die Pellets in den Reaktor sinken.
- Biogas kann über der Wasseroberfläche gespeichert werden, da der Reaktor unter Druck steht (50–100 mbar). Der Gaspegel beträgt meist 1-2 m.
- Konditionierungsbecken: Es dient zur Mischung (von Rezirkulationswasser und Abwasser) und zur Nährstoffdosierung. Das Abwasser wird rezirkuliert, um konstante Aufstromgeschwindigkeiten zu garantieren und um toxische Abwasserkonzentrationen zu verdünnen. Die Rezirkulationsrate ist abhängig von der Abwasserkonzentration und der Abwassermenge und liegt zwischen der 0,1fachen bis 30fachen Abwassermenge.
- Die Reaktorbeschickung verläuft stets konstant, d.h. auch bei schwankendem Abwasseranfall. Daher variiert das Rezirkulierungs-Abwasser-Verhältnis.

- Wasser, das über die Wehre nach den Abscheidern geflossen ist, kommt in einen Wasserkasten – Anteile davon werden im Konditionierungsbecken rezirkuliert. Der Kasten muss einen Mindestwasserstand haben, um ungewolltes Abführen zu verhindern.
- Raumbelastung: durchschnittlich 15-20 kg/(m³*d).
- Aufenthaltszeit: wenige Stunden.
- TS-Konzentration im Schlammbett: 80-90 kg/m³. [1]

Die besonderen Vorteile des BIOBED Reaktors gegenüber anderen Anaerobanlagen sind folgende:

- Keine belastete Abluft.
- Keine Verblockungen und kein Aufwuchsmaterial, da es keine Einbauten außer einem optimierten Einlaufverteilersystem und einem optimierten Abscheider gibt.
- Keine Mixvorrichtung notwendig, da der Abwasserzulauf und die Biogasbildung genug Bewegung in die Biomasse bringen.
- Neutralisationsmittelverbrauchsoptimierung durch Rückführung in den Konditionierer.
- Maximale Prozessstabilität durch externe Rezirkulierung eines Teiles des gereinigten Abwassers.
- Bei einem serienmäßigen Systemdruck von 20-50 mbar, kommt man ohne zusätzlich nachgeschalteten Gasverdichter aus.
- Optimale Gas/Wasser/Biomasse-Trennung.
- Nahezu wartungsfrei, weil es keine zusätzlichen Einbauten gibt und weil der Reaktor durch die Abwesenheit von Sauerstoff korrosionsfrei und chemisch beständig ist.
- Diese Art der Reaktorauslegung vermeidet Totzonen und Strähnenbildung im Biomassebett. [4][5]

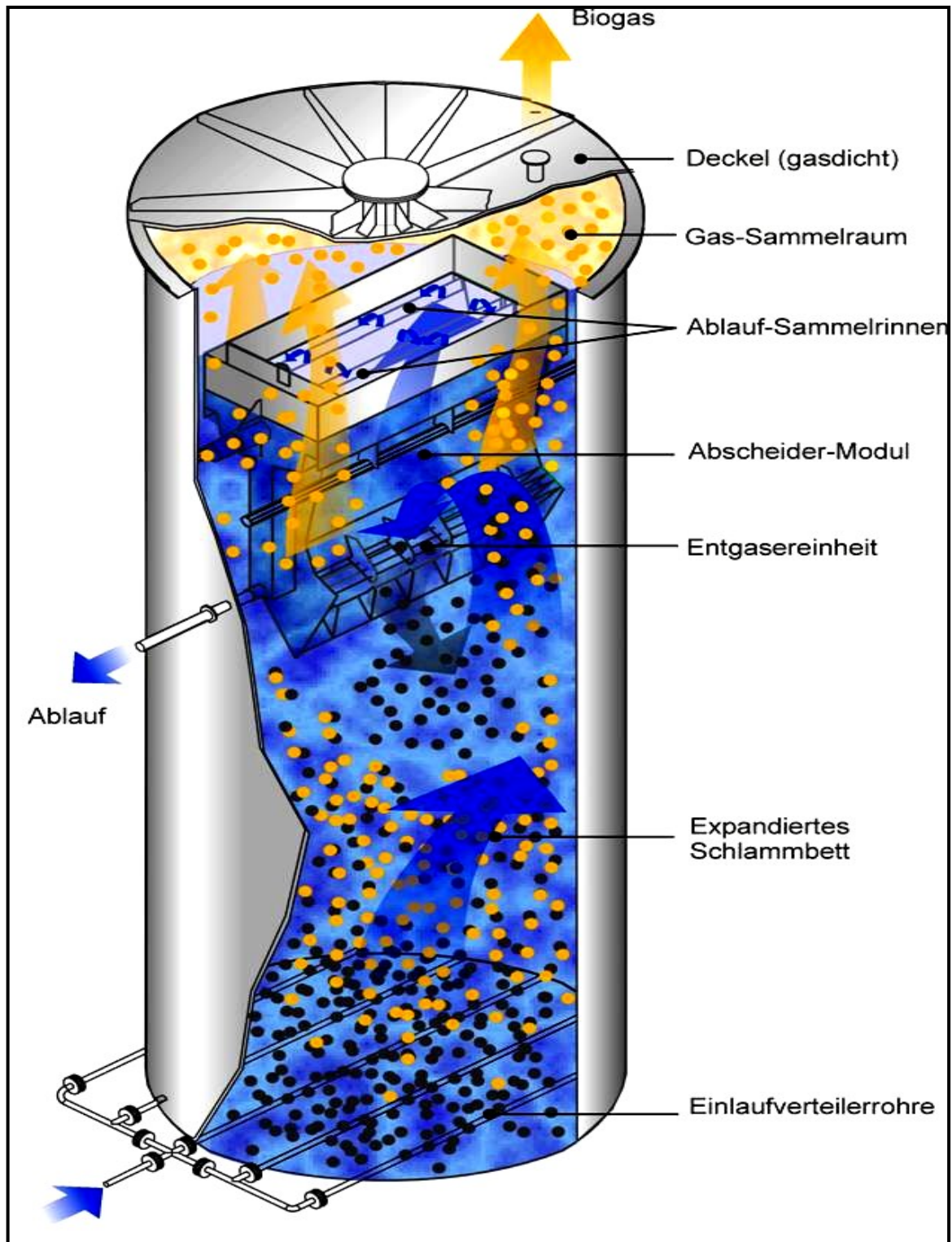


Abbildung 8: Schematische Darstellung der Funktionsweise eines BIOBED-Reaktors [4]

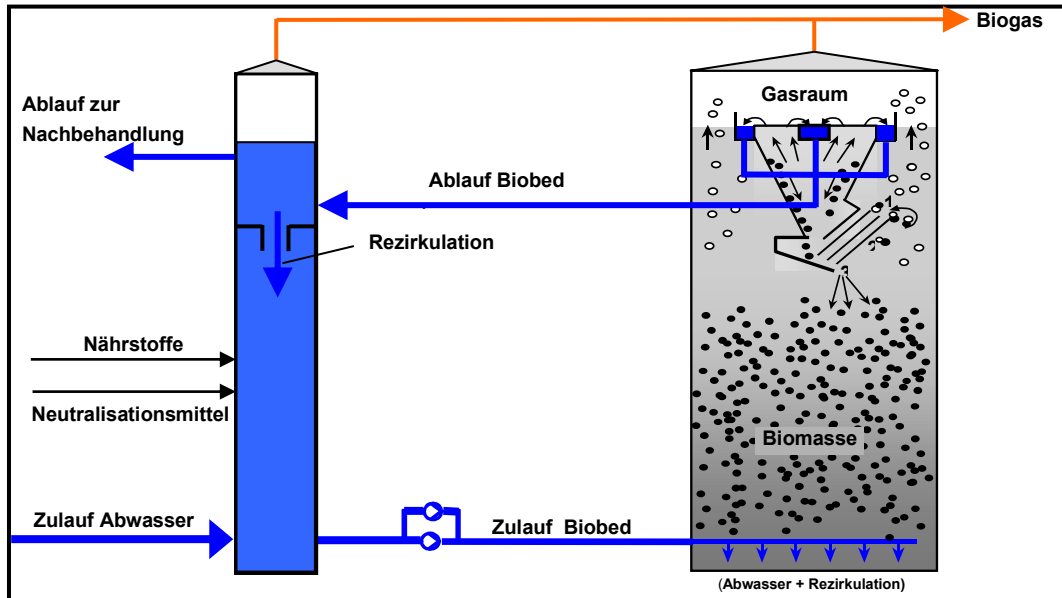


Abbildung 9: Schematische Darstellung einer BIOBED-Anlage [4]

2.4 Anaerobtechnik in der Papier- und Zellstoffindustrie

Anaerobe Abwasserbehandlung wurde in der Papier- und Zellstoffindustrie in den letzten 25 Jahren, wegen der geringen Überschussschlammproduktion und dem geringeren Energieverbrauch, weit verbreitet.

Die meisten Anlagen arbeiten im mesophilen Bereich. Thermophile Prozesse gibt es nur bei hohen Abwassertemperaturen.

Wichtige Hinweise für den Reaktorbetrieb:

- Vermeiden von hohen Feststofffrachten.
- Niedrige Ca-Gehalte wegen Ausfällungen.
- Sulfatgehalt im Verhältnis zu CSB gering.
- Eintrittsrichtwerte: pH 6,9–7,2 und Temperatur 36–39 °C.
- Keine Schockbelastung und keine Temperatursprünge.
- Keine nicht neutralisierten Mineralsäuren.
- Zugabe von Eisen(III)Salzen.
- Achtung bei Überlastung der Methanisierungsstufe.
- Ausreichend Nährstoffangebot und Spurenelemente müssen vorhanden sein.
- Aufenthaltszeit hängt eher vom Abwasser als vom Verfahren ab.

Allgemeine Richtwerte:

- 0,3 – 0,4 Nm³ Biogas pro kg CSB_{red} wird produziert.
- Das Biogas sollte durchschnittlich 70 – 80% CH₄, 20 – 30% CO₂, < 5% H₂S und Spuren von anderen Gasen enthalten.
- 7,5 kWh/Nm³ Biogas → 2,5 kWh/kg CSB.

3 Inbetriebnahme des BIOBED-Reaktors der Fa. Sappi am Standort Gratkorn

Am Standort Gratkorn wurden bereits 1989 zwei UASB-Reaktoren zur Entlastung der Kläranlage installiert. Ihr Volumen beträgt jeweils 5100 m³ und gemeinsam bauen sie momentan ca. 30 t CSB pro Tag ab. Der Brüdenkondensatanfall aus der Zellstoffproduktion wäre für diese beiden Reaktoren leicht zu bewältigen, jedoch werden sie hydraulisch völlig überlastet. Sie sind auf 30 L/s Zulauf ausgelegt, werden aber an ihren hydraulischen Grenzen bei 33 L/s betrieben.

2005 begann man mit der Planung eines weiteren Reaktors, um die beiden alten Reaktoren wechselweise zur Revision außer Betrieb nehmen zu können bzw. sie für den Probetrieb mit Bleichereiabwasser einzusetzen.

Bei der Wahl des geeigneten Reaktortyps sollte eine Vorversuchsreihe mit einem Reaktor im Labormaßstab behilflich sein. Die Vorversuche wurden mit einem IC-Reaktor von der Fa. Paques Water Systems B.V. unter der Betreuung von Dr. Kai Mahler durchgeführt.

Basierend auf den Ergebnissen der Versuchsanlage, welche im nachfolgenden Kapitel beschrieben sind, konnten die Verhandlungen mit den einzelnen Herstellerfirmen begonnen werden.



Nach Abschluss dieser Verhandlungen, wurde schließlich 2009 mit dem Bau des neuen Reaktors begonnen.

Abbildung 10: Sicht auf Reaktor, Konditionierungstank, Bleichereiabwassertank und Dosiergebäude [9]

3.1 Anaerobe Versuchsanlage

Der Versuchsreaktor wurde von der Fa. Paques Water Systems B.V. im Zeitraum von Mai 2005 bis August 2005 zur Verfügung gestellt.

Es handelte sich um einen 60 L BIOPAQ-IC-Reaktor, der einmalig mit 30 L Pelletschlamm befüllt wurde. Dies entsprach einer oTS-Menge von 2,16 kg. Der Zulauf, sowie die interne Zirkulation wurden mit Hilfe von unterschiedlich einstellbaren Schlauchpumpen realisiert und die Temperaturstabilisierung erfolgte durch Warmwasser, welches in einem doppelwandigen Plexiglastank den Reaktor ummantelte.

Die Zulaufströme Brüdenkondensat und O₂-Bleiche wurden vor dem Reaktoreintritt aufbereitet. Der Brüdenkondensatstrom wurde mit Kalkmilch und einer Nutrientlösung versehen. Die Sauerstoffbleiche wurde mit Belebtschlamm vorbehandelt und anschließend einer Vorversäuerung zugeführt, um die vorhandenen Peroxyde zu eliminieren.

Der Versuch wurde in zwei Phasen unterteilt. In der ersten Phase wurde der Reaktor mit Brüdenkondensat auf 25 g/L*d hochgefahren. In der zweiten Phase nahm man die Belastung auf 18 g/(L*d) zurück und begann mit der Zudosierung von Bleichereiabwasser, bis der O₂-Bleiche-Anteil 25% des Gesamtzulaufes betrug. [7][8]

Ergebnisse:

Reines Kondensat:

Raumbelastung	CSB-Abbau
10 – 16 g/L*d	> 85 %
26 – 28 g/L*d	> 80 %

Tabelle 1: Ergebnis bei Versuchsdurchführung mit reinem Brüdenkondensat [8]

Kondensat + O₂-Bleiche:

Raumbelastung	CSB-Abbau	O ₂ -Bleiche-Anteil
22 – 25 g/L*d	> 85 %	4,4 Vol%
19 – 20 g/L*d	> 75 %	8,8 Vol%
11 – 18 g/L*d	> 70 %	13,5 Vol%
ca. 21 g/L*d	> 66 %	20,5 Vol%
ca. 20 g/L*d	> 63 %	25,5 Vol%

Tabelle 2: Ergebnis bei Versuchsdurchführung mit einer Mischung aus Brüdenkondensat und Sauerstoffbleiche [8]

Wie in den beiden oben angeführten Tabellen 1 und 2 ersichtlich, ist die Abbauleistung bei der Kombination aus Brüdenkondensat und Sauerstoffbleiche generell besser, als bei ausschließlicher Beschickung mit Brüdenkondensat, da man bei geringer Mischbeschickung den Wirkungsgrad auf über 85 % bei höherer Raumbelastung langfristig halten kann.

Weiters wurde aber auch festgestellt, dass die Mischbeschickung eines IC-Reaktors nur bei geringem Sauerstoffbleicheanteil wirtschaftlich betrieben werden kann, da es sonst bereits bei einem Volumsprozentanteil von 8,8 zu einem starken Leistungsabfall der Anlage kommt.

Die Biogaszusammensetzung während der ersten und zweiten Versuchsphase differiert nur im H₂S-Gehalt

CH₄ – 80-87%

CO₂ – 13-20%

H₂S – 0-0,1% (1.Phase) und

H₂S – 0,1-0,2% (2.Phase wegen hohem Schwefelgehalt bei der Sauerstoffbleiche)

und die spezifische Gasproduktion betrug ca. 0,42 m³/kg CSB. [7]

Der Feststoffaustrag war bei beiden Versuchsphasen gleich und lag im Zulauf bei maximal 60 mg/L und im Ablauf bei durchschnittlich 40-150 mg/L (wobei Ausnahmespitzen von 470 mg/L ebenfalls auftraten).

Fazit: Ein Hochlastreaktor kann durchaus mit einem geringen Anteil an Bleichereiabwasser im Zulauf wirtschaftlich betrieben werden, d.h. es kommt noch zu keinen Wirkungsgradeinbußen. Neutralisationsmittel kann eingespart werden und es kommt zu einer höheren Biogasausbeute. Die genauen Mischungsverhältnisse hängen aber individuell von der verwendeten Technologie und dem eingesetzten Hauptabwasser ab.



Abbildung 11: Blick auf den Reaktor bzw. die Mess- und Regeltechnikeinrichtungen [8]

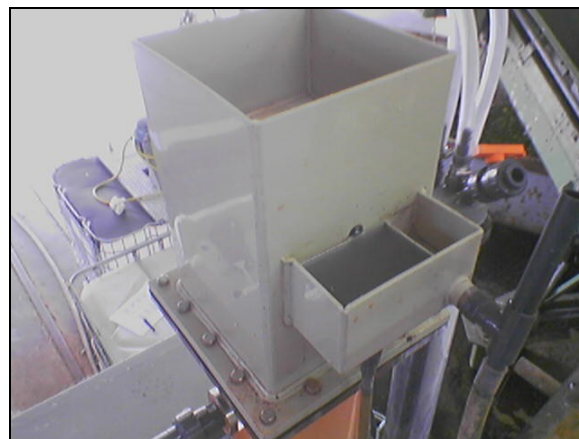


Abbildung 12: IC-Reaktor der Fa. Paques im Labormaßstab [8]



Abbildung 13: Blick auf den oberen Abscheider [8]



Abbildung 14: Zulauftanks [8]

3.2 Auslegungsdaten bzw. Garantiewerte des Reaktors

Auslegungsdaten

CSB Zulauf	3 000 – 29 250 kg/d
Wirkungsgrad	86% (bei Volllast und bei 50%-Teillast)
Spezifische Biogasproduktion	0,43 Nm ³ /kg CSB _{red}
Rezirkulation	48% der Zulaufmenge

Garantiewerte

BSB ₅ /CSB	>0,55
CSB Raumbelastung max.	17,2 kg CSB/m ³ Wasservolumen *d
CSB Schlammbelastung	0,34 – 0,6 kg CSB _{red} /kg oTS*d
Spez. NaOH (100%) Bedarf	0,1 kg NaOH/m ³ Zulauf
Spez. CaO (100%) Bedarf	0,2 kg CaO/m ³ Zulauf
Harnstoffverbrauch (100%)	390 kg Harnstoff/d
Phosphorsäureverbrauch (100%)	125 kg H ₃ PO ₄ /d
Nährstoffverhältnis	800:5:1 - CSB:N:P
Spez. Überschussschlammproduktion	0,02 kg TS/kg CSB _{red}
Konzentration Überschussschlamm	80-120 g/L (Idealwert: 100 g/L)
Feststoffgehaltzunahme	max. 150 g/L (Vollast und 50%-Teillast)
Ab dem Erreichen der Garantiewerte ist kein Zukauf von Schlamm mehr nötig.	

Tabelle 3: Die wichtigsten Auslegungsdaten auf einen Blick [11]

4 Inbetriebnahmephasen

Aufgrund von Schwierigkeiten bei der Erstinbetriebnahme musste der Reaktor nach vier Monaten Betriebszeit entleert, wiederbefüllt und anschließend erneut gestartet werden. Genauere Erläuterungen dazu finden sich in den nachfolgenden Kapiteln „Erste und Zweite Inbetriebnahmephase“.

4.1 Erste Inbetriebnahmephase

Nachdem sämtliche mechanische Tests abgeschlossen waren und sich VWS und Sappi von der Dichtheit des Systems überzeugt hatten, begann man am 08. Juni 2010 mit der Befüllung des Reaktors mit Impfschlamm. Die Befüllung erfolgte nach der in Tabelle 4 ersichtlichen Reihenfolge. Während der Befüllung wurde nur die Rezirkulierung des Reaktors betrieben, um ein Absterben der Biomasse zu verhindern.

Mit der eigentlichen Inbetriebnahme begann man schließlich am 28. Juni 2010. Die Rezirkulierung wurde mit 55 L/s (= 50% der maximalen Rezirkulationsmenge) und die Kondensataufgabe zum Konditionierer wurde mit 20 L/s gestartet. Der pH-Wert der Anlage betrug am Starttag im Zulauf 7,0 und im Ablauf 6,9. Der Schlamm Spiegel betrug **2,72 m** – Trockensubstanz konnte nur in den Höhen von 0,5 m (130 g/L TS) bzw. 2,5 m (84 g/L TS) festgestellt werden.

4.1.1 Ablauf der ersten Inbetriebnahmephase

29.Juni: Erhöhung der Rezirkulationsmenge auf 60 L/s.

06.Juli: Erhöhung der Brüdenkondensatmenge im Zulauf auf 30 L/s.

07.Juli: Erhöhung der Brüdenkondensatmenge auf 40 L/s.

08.Juli: Erhöhung der Rezirkulationsmenge von 60 L/s auf 70 L/s, da der Schlamm immer wieder absinkt und sich kein konstant schwebendes Schlammbett ausbildet. Die Erstellung eines Schlammprofils ergab folgende TS-Werte: 0,5 m – 77 g/L // 2,5 m – 67 g/L // 6,5 m – 470 mg/L. Messungen am nächsten Tag ergaben, dass die Steigerung der Rezirkulationsmenge keinen erhöhten Schlammabtrieb verursachte.

12.Juli: Erhöhung der zulaufenden Brüdenkondensatmenge weiter auf 48 L/s.

13.Juli: Abfüllung von 3 LKW-Lieferungen Pellettschlamm aus Wörth. Im Zuge dessen wurden die Gesamtzulaufmengen zurückgenommen. Die Rezirkulationsmenge wurde wieder auf 50 L/s gesenkt und die Brüdenkondensatmenge betrug nach der Senkung nur noch 30 L/s. Nach dem Abfüllvorgang erhöhte man beide Mengen wieder auf die Ausgangswerte.

14.Juli: Erhöhung der Brüdenkondensatbeschickung auf 50 L/s.

15.Juli: Die Werte des Schlammprofils betragen: 0,5 m – 108 g/L // 2,5 m – 72,6 g/L // 6,5 m – 425 mg/L.

16.Juli: Aufgrund zu hoher CSB/TAC-Werte erfolgte die Reduktion der Brüdenkondensatmenge auf 48 L/s.

19.Juli: Reduktion des Brüdenkondensates auf 44 L/s wegen der Problematik mit zu hohen CSB-, TAC- und FFS- Werten.

20.Juli: Erhöhung der Rezirkulierung von 70 L/s auf 80 L/s, da man sich eine bessere Durchmischung davon erwartete. Zu diesem Zeitpunkt betrug die oTS-Menge im Reaktor 30 t. Der FFS-Wert betrug an dem Tag 426 mg/L und der TAC-Wert 481 mg/L.

21.Juli: Abstellung des Reaktors für ca. zwei Stunden wegen Kondensatmangel. Die Rezirkulation wurde beibehalten und der Kondensatzulauf nach zwei Stunden wieder mit 30 L/s gestartet.

22.Juli: Abschalten des Reaktors, da zu hohe CH_4 -Werte im Ablauf gemessen wurden. Die Rezirkulation wurde mit 50 L/s beibehalten. Der CH_4 -Wert im Neutralisationsbecken der Kläranlage betrug 100% UEG.

27.Juli: Neustart des Reaktors in der Früh mit 20 L/s Brüdenkondensat und gleichzeitiger Erhöhung der Rezirkulationsmenge von 50 L/s auf 60 L/s. Am Nachmittag erfolgte aber bereits wieder die Abstellung der Anlage aufgrund von zu starker Ausgasung in der Neutralisation.

29.Juli: Zweiter Neustartversuch mit 20 L/s Brüdenkondensat und 60 L/s Rezirkulierung, jedoch musste der Reaktor zu Mittag wieder wegen der CH₄-Problematik abgestellt werden.

Stillstand bis 09.August. Der Neustart erfolgte wie gehabt mit 20 L/s Brüdenkondensat.

13.August: Erhöhung der Brüdenkondensatmenge auf 25 L/s.

18.August: Abstellen des Reaktors. Die Rezirkulierung wurde mit 50 L/s beibehalten.

25.August: starkes Schäumen im Ablaufstandrohr.

14.Oktober: Endgültige Reaktorabstellung und somit Ende der ersten Inbetriebnahmephase.

4.1.2 Schlammlieferungen

Lieferung Nr.	Datum	Bezugsquelle	pH	T [°C]	TS [kg/m ³]	OTS [%]	ATS [%]	Menge [kg]	oTS-Menge [t]
1	08.06.2010	SAPPI - Stockstadt	6,76	29,5	43,0	91,8	8,1	20.500	0,81
2	08.06.2010	SAPPI - Stockstadt	6,72	30,0	49,0	92,0	8,1	23.100	1,04
3	10.06.2010	SAPPI - Stockstadt	6,88	31,8	47,0	91,7	8,5	21.200	0,91
4	10.06.2010	SAPPI - Stockstadt	6,81	33,2	48,0	91,6	8,4	23.060	1,01
5	11.06.2010	HAMBURGER - Pitten	6,86	35,5	46,5	82,7	17,3	21.500	0,83
6	11.06.2010	HAMBURGER - Pitten	6,82	35,4	59,3	79,2	20,8	24.220	1,14
7	15.06.2010	WEIG - Mayen	7,15	29,7	61,2	82,0	18,0	21.460	1,08
8	15.06.2010	WEIG - Mayen	7,18	20,3	92,9	82,4	17,6	22.160	1,70
9	17.06.2010	SAPPI - Stockstadt	6,79	24,7	52,5	92,2	7,8	21.620	1,05
10	17.06.2010	SAPPI - Stockstadt	6,78	24,8	49,2	92,4	7,6	21.840	0,99
11	19.06.2010	WEIG - Mayen	7,15	22,8	68,1	82,5	17,5	22.180	1,25
12	19.06.2010	WEIG - Mayen	7,21	22,6	21,1	80,35	19,7	22.980	0,39
13	21.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,59	32,3	36,3	81,89	18,13	21.640	0,64
14	21.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,54	29,7	43,71	82,54	17,46	21.360	0,77
15	21.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,58	32,5	77,49	74,13	25,87	21.220	1,22
16	21.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,57	32,2	94,39	81,41	18,59	22.260	1,71
17	22.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,53	31,2	72,25	75,26	24,74	22.380	1,22
18	22.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,55	31,7	79,91	80,03	19,97	21.220	1,36
19	22.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,47	31,8	81,44	76,73	23,27	21.560	1,35
20	22.06.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,51	34,3	78,5	80,9	19,1	22.940	1,46
21	23.06.2010	HAMBURGER - Pitten	6,7	34,7	85,2	81,8	18,2	21.340	1,49
22	23.06.2010	HAMBURGER - Pitten	6,72	31,9	12,1	80,4	19,6	23.380	0,23
23	13.07.2010	PALM - Wörth				55	45	21.960	0,00
24	13.07.2010	PALM - Wörth				54	46	23.060	0,00
25	13.07.2010	PALM - Wörth				57	43	21.000	0,00

Tabelle 4: Schlammlieferungen der ersten Hochfahrphase

4.1.3 Erkenntnisse aus der ersten Inbetriebnahmephase

In dieser Betriebsphase hatte man mit fünf Hauptproblemen zu kämpfen:

- In der Startphase wurden ungeeignete Küvettentests für die CSB-, Stickstoff- und Phosphor-Bestimmung eingesetzt. Da der Testbereich überschritten wurde, zeigte das Photometer stets einen unrealistischen Wert an.

Dieses Problem konnte jedoch durch den Austausch der Tests rasch behoben werden.

- Ein großes Problem stellte der Anstieg der CH₄-Werte im Mischungsbecken der Kläranlage dar. Die Grenzwerte wurden immens überschritten und somit bestand Explosionsgefahr, es entstand erhöhtes Gefahrenpotenzial für Sappi Mitarbeiter. Behoben werden konnte das Problem durch die Optimierung der Absauganlage.
- Die nach der langen Stillstandphase im August auftretende FFS-Problematik, konnte bis zum Schluss nicht in den Griff bekommen werden.
- Mitte Juli 2010 erfolgte eine Schlammnachlieferung von der Fa. Palm aus Wörth. Diese Lieferung stellte ein weiteres essentielles Problem dar, welche laut PTS eine leichte Aktivitätshemmung aufwies. Mehr dazu siehe Unterkapitel „Pelletschlammentsorgung“.

Aufgrund der jetzigen Kenntnisse der zweiten Inbetriebnahmephase ist nun klar, dass für einen besseren Start in der ersten Hochfahrphase definitiv mehr Schlamm im Reaktor notwendig gewesen wäre, um die Mikroorganismen mit dem für sie neuen Brüdenkondensat nicht zu überlasten.

Vergleichbare Reaktoren hatten vor der Inbetriebnahme bereits 50-60% des Reaktorvolumens mit Schlamm gefüllt. [12]

4.1.4 Pelletschlamm Entsorgung

Aufgrund der PTS-Expertise, welche eine gewisse Hemmung des Impfschlammes aus Wörth aufzeigt, beschloss die Herstellerfirma der BIOBED-Anlage, VWS, den Reaktor gänzlich zu entleeren, da ein Erreichen der Garantiewerte mit dieser Kombination aus Brüdenkondensat und gehemmttem Pelletschlamm nicht mehr möglich war. PTS diagnostizierte eine verlangsamte Abbaugeschwindigkeit, sowie eine verringerte Gasproduktion. Diese Ergebnisse korrelierten sehr gut mit den Anlagendaten und spiegelten sich in der Verringerung der Biogasproduktion und dem verringerten CSB-Abbau wider. [13]

Die Entleerung erfolgte mit Pumpen durch die Fa. Saubermacher. Weiters wurde im Zuge dessen der Innenraum der Anlage mit Hochdruckreinigern gesäubert und auf Fehler untersucht.

Zwischengelagert wurde der Schlamm aus dem Reaktor im benachbarten Bleichereiabwasserbehälter, der zum damaligen Zeitpunkt noch nicht genutzt wurde. Der einbrechende Winter verkomplizierte die Lagerung, da der Behälter nicht isoliert ist und die Temperaturen rasch sanken und somit den Schlamm gefrieren ließen. Bevor Schäden am Tankbehälter entstehen konnten, fand man jedoch einen Abnehmer für den Schlamm, damit er nicht entsorgt werden musste.

Die Abnehmerfirma war mit der Qualität des Schlammes sehr zufrieden, da sie ihren ebenfalls neuen Anaerobreaktor damit problemlos starten konnte. [14]

4.2 Zweite Inbetriebnahmephase

Nachdem bei der ersten Hochfahrphase unerwartete Probleme auftraten und der Reaktor schlussendlich entleert, gesäubert und nach Fehlern untersucht werden musste, begann man im November 2010 erneut mit der Befüllung des Reaktors, um einen völligen Neustart der Anlage zu ermöglichen.

Nach der Befüllung befanden sich ca. 47 t oTS im Reaktor (Werte von den LKW-Beprobungen). Unter diesen Ausgangsvoraussetzungen konnte die Anlage am 18. November 2010 von Grund auf gestartet werden. Anfangs gab es größere Probleme mit FFS und TS im Ablauf, bis man im Dezember 2010 einen einigermaßen stabilen Zustand erreichte. Daher konnte eine Hochfahrkurve definiert werden, welche in Abb. 15 dargestellt ist. Diese konnte aber aufgrund von technischen Schwierigkeiten, u.a. auch wegen des diskontinuierlichen Kondensatanfalls durch häufige Störfälle in der Zellstoffproduktion (Laugenkesselreparaturen), nicht umgesetzt werden. Statt planmäßig Ende Jänner den Probetrieb starten zu können, wurde immer noch mit der Stabilität des Prozesses gekämpft. Ebenfalls bedingt durch die ständigen Frachtschwankungen, kam es zu einem erheblichen TS-Austrag in der zweiten Inbetriebnahmephase, den man in solchem Ausmaß von der ersten Phase nicht kannte. Insgesamt verlor der Reaktor bis Mitte Februar ca. 20 t oTS, was dazu führte, dass die verbliebene Biomasse durch sinkende Aktivität den CSB-Gehalt des Kondensates nicht mehr bewältigen konnte.

Daraufhin wurden weitere Pellettschlammlieferungen bewilligt. Mit einer zusätzlichen Schlammauffüllung von ca. 55 t oTS konnte der Reaktor erneut gestartet werden.

4.2.1 Schlammlieferungen für die erste Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme

Lieferung Nr.	Datum	Bezugsquelle	pH	TS (g/l)	OTS (%)	ATS (%)	Menge (kg)	TS-Menge (to)	oTS-Menge (to)
1	27.10.2010	HAMBURGER - Pitten	6,86	72,68	81,16	18,84	26.620	1,79	1,45
2	27.10.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,67	78,22	79,62	20,38	25.200	1,83	1,45
3	28.10.2010	HAMBURGER - Pitten	6,69	146,20	76,96	23,04	25.820	3,50	2,69
4	28.10.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,70	36,72	80,06	19,94	24.940	0,85	0,68
5	29.10.2010	HAMBURGER - Pitten	6,84	99,18	77,39	22,61	24.940	2,29	1,77
6	02.11.2010	HAMBURGER - Pitten	6,86	23,00	84,28	15,72	24.560	0,52	0,44
7	02.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,97	27,36	78,51	21,49	25.260	0,64	0,50
8	03.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,75	75,14	78,17	21,83	25.080	1,74	1,36
9	03.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,75	73,03	79,10	20,90	25.340	1,71	1,36
10	03.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,81	113,18	80,61	19,39	25.060	2,63	2,12
11	04.11.2010	HAMBURGER - Pitten	6,76	156,13	71,63	28,37	24.320	3,52	2,52
12	04.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,80	46,31	78,03	21,97	25.180	1,08	0,84
13	05.11.2010	HAMBURGER - Pitten	6,71	134,38	72,39	27,61	25.560	3,18	2,30
14	08.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,58	69,37	79,95	20,05	25.040	1,61	1,29
15	08.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,61	55,56	79,53	20,47	25.020	1,29	1,02
16	08.11.2010	MAYR MELNHOF - Frohnleiten	6,48	70,24	79,00	21,00	25.120	1,63	1,29
17	09.11.2010	SAPPI - Stockstadt	7,02	98,18	86,48	13,52	23.240	2,11	1,83
18	09.11.2010	SAPPI - Alfeld	7,22	85,46	79,89	20,11	23.380	1,85	1,48
19	11.11.2010	SAPPI - Alfeld	7,18	102,68	79,89	20,11	23.280	2,21	1,77
20	11.11.2010	SAPPI - Alfeld	6,99	84,95	77,75	22,25	24.460	1,92	1,50
21	11.11.2010	SAPPI - Stockstadt	7,00	47,72	76,79	23,21	23.700	1,05	0,80
22	15.11.2010	HAMBURGER - Pitten	6,41	155,77	71,56	28,44	23.260	3,35	2,40
23	15.11.2010	HAMBURGER - Pitten	6,47	106,64	75,42	24,58	26.820	2,65	2,00
24	16.11.2010	SAPPI - Alfeld	7,00	110,07	73,20	26,80	22.940	2,34	1,71
25	16.11.2010	HAMBURGER - Pitten	6,61	128,14	71,28	28,72	25.660	3,04	2,17
26	16.11.2010	HAMBURGER - Pitten	6,63	183,28	74,54	25,46	25.700	4,36	3,25
27	16.11.2010	SAPPI - Stockstadt	6,98	60,83	77,24	22,76	23.820	1,34	1,04
28	16.11.2010	SAPPI - Alfeld	6,91	70,31	79,63	20,37	23.860	1,55	1,24
29	17.11.2010	SAPPI - Stockstadt	6,87	140,98	81,68	18,32	23.980	3,13	2,56
30	17.11.2010	SAPPI - Alfeld	7,06	17,90	85,52	14,48	23.100	0,38	0,33

Tabelle 5: Erstes Schlammanlieferungsintervall der zweiten Hochfahrphase

4.2.2 Definierte Hochfahrkurve

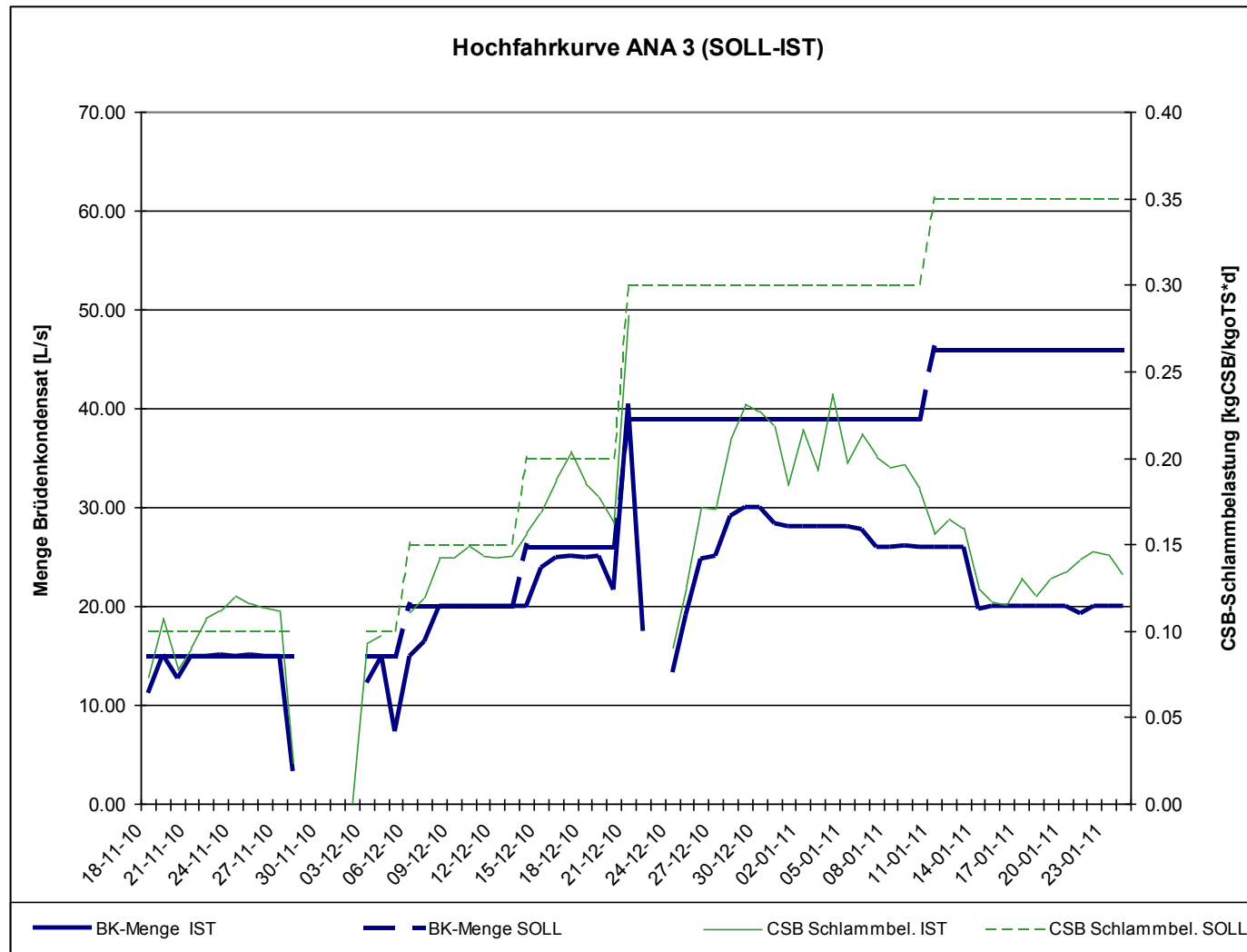


Abbildung 15: Von Sappi und VWS gemeinsam festgelegte Hochfahrziele

4.2.3 Eckdaten zur ersten Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme

- Hochfahrkurve: Die in Abbildung 15 ersichtlichen angestrebten Ziele konnte leider nicht erreicht werden. Laut Plan hätte man bereits Mitte Jänner mit dem Probebetrieb beginnen können. Jedoch kam es nicht zur Umsetzung aufgrund von Problemen bei der Zellstoffproduktion.
- oTS-Mengenberechnung: Es stellte sich als äußerst schwierig heraus, die exakte oTS-Menge im Reaktor zu bestimmen. Einerseits wurden bei der Anlieferung des Pelletschlammes Proben gezogen und auf ihren TS- und oTS-Gehalt überprüft. Mithilfe der Lieferscheinangaben konnte man so auf die gesamte im Reaktor befindliche oTS-Menge rückschließen. Andererseits wurden alle zwei Wochen eine Schlammspiegelmessung bzw. eine Schlammprofilerstellung parallel durchgeführt, um über die bestimmten oTS-Mengen der Proben und die Reaktorgeometrie den genauen oTS-Gesamtgehalt ermitteln zu können. Die Ergebnisse dieser beiden Methoden weichen stark voneinander ab. Als genauere Ergebnisquelle wird von Sappi die zweite Methode mittels Schlammprofilbestimmung angesehen und deshalb auch in zweiwöchigen Abständen durchgeführt.
- Pelletschlammbeobachtung: Aufgrund von Unterschieden bei der Probenahme (Durchführung von anderen Personen) und bei der Lagerung der Proben (teilweise geöffnet und entgast) können die Ergebnisse der Beprobung nicht als 100%ig richtig angesehen werden, da die einzelnen Proben nicht vergleichbar sind. Außerdem gab es Probleme, da eine Probe mit Kohlenwasserstoffen verunreinigt und es leider nicht mehr eruierbar war, ob die Verunreinigung beim Abfüllen oder bei der Probenahme passiert war.
- Durchmischungsproblematik: Solange es zu Beginn der Inbetriebnahmephase zu keiner signifikanten Steigerung der Biogasproduktion kommt, kann im Reaktor keine optimale Biomasseverteilung erfolgen, da die Eindüsung des Abwassers nicht genug Auftrieb verursachen kann, um das Schlammbett in Bewegung zu halten. Der Großteil der Schlammbettbewegung sollte durch die einsetzende Biogasproduktion bewirkt werden. Da es immer wieder zu Einbrüchen der Biogasproduktion kam, begann man, die Einlaufverteilerrohre täglich zu spülen. Dabei wurden gewisse Stränge einfach mit Hilfe einer Pumpe mit Brauchwasser beschickt. Diese Spülvorgänge haben sich sehr gut bewährt, da durch den erhöhten Zulaufdruck das Schlammbett wieder in Bewegung versetzt werden konnte, um eine intensivere Durchmischung der Biomasse mit dem Abwasser zu gewährleisten.
- Ausgasung in der Kläranlage: Zu Beginn der zweiten Inbetriebnahmephase kam es erneut zu CH_4 -Ausgasungen im Mischungsbecken der Zentralen Kläranlage. Vorerst konnte mit der Optimierung der Absauganlage Abhilfe geschafft werden. Zu diesem Zeitpunkt betrug die CH_4 -Konzentration wieder 20% UEG. Es lässt sich vermuten, dass

die Umwälzung bzw. die derzeit noch nicht optimal funktionierende Schlammbettbewegung ebenfalls Einfluss auf die Ausgasung haben könnte.

- Schlammzuwachs: Der effektive Schlammzuwachs bzw. Schlammverlust errechnet sich aus dem reinen Schlammzuwachs (CSB Fracht reduziert * Garantiewert) minus dem TS-Verlust pro Tag. Die negativen Ergebnisse der Berechnung decken sich mit den Beobachtungen des Reaktors bzw. mit dem durch die Schlammprofile erkennbaren sinkenden TS-Gehalt im Reaktor. D.h. es geht mehr TS verloren, als wächst. Wenn man eine Null-Bilanz aufstellt, um herauszufinden, bei welchem TS-Ablaufwert sich Zuwachs und Austrag decken, dann kommt man auf ca. 46 mg/L (errechneter Wert aus den Anlagendaten von Mai 2011) TS-Ablauf. Auf diesen Wert müsste man den Reaktor also einpendeln, damit man nicht regelmäßig Impfschlamm nachfüllen muss.
- Hebebrecher: Der Hebebrecher führt vom Konditionierer in das Ablaufstandrohr und hat die Funktion, den Überlauf abzubrechen, damit der Konditionierer nicht leer gesaugt wird. Da bei dieser Anlage der Hebebrecher nicht ins Freie, sondern ins Schwachgassystem führt, entsteht ein leichter Unterdruck, da die Rohrleitung eventuell zu dünn ist. Eine mögliche Abhilfemaßnahme wäre eine neue separate Leitung, die völlig entkoppelt vom restlichen BIOBED-System ist.
- Wirkungsgradabfall: Nach einem Stillstand des Laugenkessels am 23.12.2011, kam es zu einem extremen Wirkungsgradabfall, den man nicht mehr in den Griff bekam. Zusätzlich vermehrte sich der Schlammaustrag von diesem Zeitpunkt an, sodass man bis zum Zeitpunkt des Nachfüllens mehr als die Hälfte des Impfschlammes verloren hatte.

4.2.4 Schammlieferungen der zweiten Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme

Lieferung Nr.	Datum	Bezugsquelle	pH	TS (g/l)	OTS (%)	ATS (%)	Menge (kg)	TS-Menge (to)	oTS-Menge (to)
1	21.03.2011	HAMBURGER - Pitten	6,35	123,32	86,85	13,15	24.300	2,77	2,41
2	22.03.2011	HAMBURGER - Pitten	6,36	141,28	77,92	22,08	25.660	3,36	2,62
3	23.03.2011	HAMBURGER - Pitten	6,50	76,41	84,69	15,31	27.300	1,93	1,64
4	24.03.2011	HAMBURGER - Pitten	6,51	153,30	86,00	14,00	25.200	3,58	3,08
5	25.03.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten		50,98	89,00	11,00	22.780	1,08	0,96
6	25.03.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten		72,70	90,00	10,00	22.820	1,54	1,38
7	29.03.2011	WEIG - Mayen	7,04	113,16	69,92	30,08	23.960	2,51	1,76
8	29.03.2011	WEIG - Mayen	6,87	157,50	65,42	34,58	22.040	3,21	2,10
9	29.03.2011	WEIG - Mayen	7,01	114,54	65,23	34,77	24.060	2,55	1,66
10	29.03.2011	WEIG - Mayen	6,85	90,60	67,56	32,44	21.740	1,82	1,23
11	01.04.2011	WEIG - Mayen	6,78	160,18	65,64	34,36	23.240	3,45	2,26
12	01.04.2011	WEIG - Mayen	6,80	202,25	90,22	9,78	24.800	4,64	4,19
13	01.04.2011	WEIG - Mayen	6,83	184,73	70,43	29,57	21.520	3,68	2,59
14	01.04.2011	WEIG - Mayen	6,84	177,12	72,86	27,14	20.340	3,34	2,43
15	04.04.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten	6,51	42,70	88,16	11,84	25.120	0,99	0,88
16	04.04.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten	6,51	50,62	88,76	11,24	23.820	1,12	0,99
17	04.04.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten	6,50	59,75	88,45	11,55	24.820	1,37	1,21
18	04.04.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten	6,48	48,74	88,37	11,63	24.060	1,09	0,96
19	04.04.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten	6,57	44,85	89,19	10,81	24.840	1,03	0,92
20	05.04.2011	MAYR-MELNHOF - Frohnleiten	6,58	10,26	89,28	10,72	24.720	0,23	0,21
21	06.04.2011	SCHOELLERSHAMMER - Düren	7,04	141,26	57,98	42,02	22.240	2,91	1,69
22	06.04.2011	SCHOELLERSHAMMER - Düren	7,07	184,74	50,07	49,93	20.500	3,51	1,76
23	06.04.2011	SCHOELLERSHAMMER - Düren	7,17	21,28	74,11	25,89	23.340	0,46	0,34
24	06.04.2011	SCHOELLERSHAMMER - Düren	7,28	125,70	52,70	47,30	23.700	2,76	1,45
25	18.04.2011	SAPPI - Stockstadt	6,94	42,98	81,16	18,84	24.140	0,96	0,78
26	18.04.2011	SAPPI - Stockstadt	7,01	39,46	80,08	19,92	23.780	0,87	0,70
27	20.04.2011	SAPPI - Stockstadt	7,04	21,21	79,69	20,31	26.380	0,52	0,41
28	20.04.2011	SAPPI - Stockstadt	6,88	40,84	80,16	19,84	23.200	0,88	0,70

Lieferung Nr.	Datum	Bezugsquelle	pH	TS (g/l)	OTS (%)	ATS (%)	Menge (kg)	TS-Menge (to)	oTS-Menge (to)
29	27.04.2011	PALM - Wörth	6,83	258,03	51,23	48,77	23.220	5,55	2,84
30	27.04.2011	PALM - Wörth	6,96	53,37	83,55	16,45	23.200	1,15	0,96
31	28.04.2011	PALM - Wörth	6,89	32,04	85,83	14,17	23.500	0,70	0,60
32	28.04.2011	PALM - Wörth	6,73	94,40	71,45	28,55	22.680	1,98	1,42
33	02.05.2011	PALM - Wörth	6,78	136,82	70,45	29,55	23.020	2,92	2,05
34	02.05.2011	PALM - Wörth	6,92	28,66	90,82	9,18	23.580	0,63	0,57
35	05.05.2011	PALM - Wörth	6,65	131,46	65,00	35,00			
36	05.05.2011	PALM - Wörth	6,65	125,00	70,61	29,39			

Tabelle 6: Zweites Schlammanlieferungsintervall der zweiten Hochfahrphase

4.2.5 Eckdaten zur zweiten Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme

Die zweite Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahme begann am 26. April 2011, nachdem sich ein Großteil der neuen Schlammlieferung im Reaktor befand.

- Das Auftreten von Schaum im Ablaufstandrohr konnte rasch durch den Einsatz von Entschäumer behoben werden, jedoch musste hierfür eigens eine Dosierstelle angeschweißt werden. Es konnte aber nicht einmal nach erfolgreichem Entschäumerwechsel eine unmittelbare Leistungsverbesserung festgestellt werden, d.h. der Entschäumer hat keine Auswirkung auf die Hemmung.
- Außerdem wurden von der Abteilung R&D vermehrt Säureanalysen durchgeführt, um die von VWS in den Raum gestellte Vermutung einer Hemmung des Brüdenkondensates widerlegen zu können.
- Um eine bessere Durchmischung im Reaktor zu erzielen und somit Kanalbildungen bestmöglich zu verhindern und zusätzlich auch noch die Verstopfungsgefahr zu minimieren, wurde in der zweiten Hochfahrphase der zweiten Inbetriebnahmephase das Einlaufverteilersystem mehrmals täglich gespült, indem man manche Rohre verriegelte und die gesamte Brüdenkondensatmenge über die anderen Rohre leitete.
- Anfang Mai wurde eine zusätzliche Kalkmilchdosierleitung installiert, um den pH-Wert im Schlamm besser beeinflussen zu können. An dieser Dosierleitung gibt es aber keinen Durchflusszähler, weshalb die zugegebenen Mengen nur geschätzt werden können. Kalk hat außerdem Einfluss auf die Pelletbildung. Die genauen Auswirkungen sind jedoch noch nicht abschätzbar, da – wie bereits erwähnt - im Moment die exakt zudosierte Kalkmilchmenge nicht bekannt ist.
- Außerdem wurde in dieser Zeit ein dreiwöchiger Testlauf absolviert. Dabei beschickte man den Reaktor konstant mit 30 Liter Brüdenkondensat pro Sekunde und der Wirkungsgrad durfte nicht unter 80% absinken.
- Schlammzukauf: Derzeit sieht es so aus, als ob künftig immer wieder Schlamm nachgekauft werden müsste, um den Reaktorbetrieb ohne Überlastung der Mikroorganismen aufrecht halten zu können.

4.3 Zusammenfassung beider Inbetriebnahmephasen

Bis zum heutigen Zeitpunkt fanden zwei Inbetriebnahmephasen mit insgesamt drei Optimierungsphasen statt. Die erste Inbetriebnahmephase (inklusive der ersten Optimierungsphase) endete mit der Entleerung des Reaktors im Oktober. Die zweite Inbetriebnahmephase begann nach der Neubefüllung des Reaktors, wobei die erste Optimierungsphase im Jänner endete, nachdem es im Dezember zu einem Leistungseinbruch und enormem Schlammverlust kam. Die zweite Optimierungsphase der zweiten Inbetriebnahmephase begann nach der erneuten Schlammbefüllung des Reaktors im März und dauert noch an.

Wichtige Erkenntnisse bis jetzt:

- Die zweite Inbetriebnahmephase dauert wesentlich länger als die erste. Außerdem braucht die Anlage nach jedem Stillstand wieder etwas mehr Zeit, um die davor erreichte Leistung wiederzuerlangen.
- Die Rezirkulierung hat einen enorm großen Einfluss auf das gesamte System. Sobald man die Rezirkulationsmenge verringert, verschlechtert sich automatisch die Verteilung im System. Die Rezirkulierung hat aber nicht nur Auswirkung auf die Verteilung, indem sie die Aufstromgeschwindigkeit positiv beeinflusst, sondern dient auch zur Verdünnung des Brüdenkondensates, um den Schlamm nicht zu überlasten. Um eine gleich bleibende Aufstromgeschwindigkeit gewährleisten zu können, muss der Zulaufstrom einigermaßen konstant bleiben und nur das Verhältnis zwischen Brüdenkondensat und Rezirkulierungsmenge darf variieren, d.h. dass bei Absenkung der Brüdenkondensatmenge automatisch die Rezirkulierungsmenge um den abgesenkten Teil angehoben werden muss, um den Aufstrom nicht zu verlangsamen oder gar abbrechen zu lassen. Die hydraulische Maximalbelastung liegt bei 100 L Rezirkulierung und 70 L Brüdenkondensat im Zulauf.
- Es wurde zwar bei beiden Inbetriebnahmephasen ein CSB-Abbaugrad von 80% erreicht, jedoch ist die Abbauleistung der Hochlaststufe immer noch niedriger als die Abbauleistung der Niederlaststufe (damit sind die beiden alten Reaktoren R1 und R2 gemeint). Die Niederlaststufe arbeitet mit sehr hohen Verweilzeiten und braucht daher keine Rezirkulierung. Die Hochlaststufe benötigt nur einen Bruchteil des Volumens der Niederlaststufe und hat daher höhere Konzentrationen in einer kürzeren Zeit zu verarbeiten, weshalb das System insgesamt komplexer ausfällt und empfindlicher auf Veränderungen reagiert.
- Da vom Lieferanten eine Leistungsminderung durch das eingesetzte Brüdenkondensat vermutet wurde, hat man mit den beiden alten Reaktoren einen Testbetrieb gestartet, um diese Annahme zu negieren. Dabei wurden beide alten UASB-Reaktoren, welche schon seit Monaten nur noch im Teillastbetrieb arbeiten,

mit 30 L/s beschickt, um den Vollastbetrieb wieder herzustellen und ihre ursprüngliche Performance zu testen. Der Vollastbetrieb konnte problemlos und ohne Wirkungsgradeinbußen sofort aufgenommen werden. Dieses Testergebnis verdeutlicht, dass das eingesetzte Abwasser für den Betrieb eines Anaerobreaktors absolut geeignet ist.

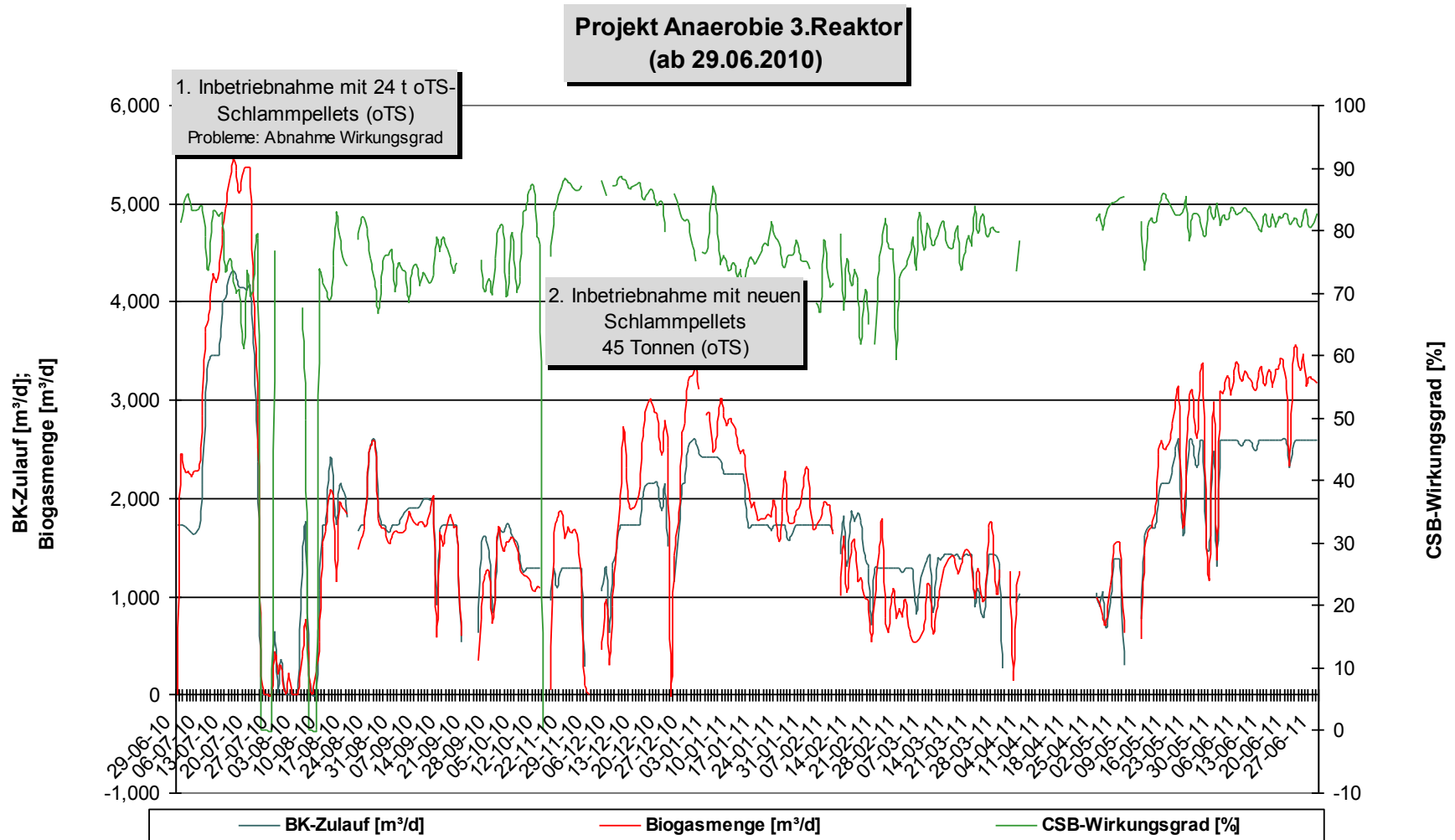


Abbildung 16: Darstellung beider Inbetriebnahmephasen

4.4 Anaerobanlagen-Vergleich

Aufgrund der Probleme bei der Inbetriebnahme des neuen Reaktors bei Sappi, wurde im Zuge meiner Diplomarbeit ein Anaerobanlagen-Vergleich durchgeführt.

Ziel des Vergleiches war es einerseits sämtliche essentiellen Reaktordaten in einem Dokument zusammenzufassen, um Zusammenhänge zwischen den einzelnen Werten schneller erkennen zu können. Andererseits bezweckte die Aussendung des Fragebogens den Erfahrungsaustausch zwischen Betreibern ähnlicher Anaerobanlagen.

Sappi konnte auf diese Weise sehr schnell Unterschiede im Anlagenbau und der Betriebsweise zwischen den einzelnen Anlagen feststellen und Folge dessen schneller auf mögliche Problemursachen schließen.

Aus Datenschutzgründen sind die Angabe der einzelnen Anlagen nicht öffentlich zugänglich, weshalb hier auch nur der ausgesandte Fragebogen mit den Werten von Sappi Gratkorn, als Beispiel für die verglichenen Parameter, und die aus dem Anlagen-Vergleich für Sappi gewonnen allgemeinen Erkenntnisse festgehalten werden können. Bei der Interpretation sind ebenfalls nur jene Erkenntnisse vermerkt, welche der Öffentlichkeit zugänglich gemacht werden dürfen.

Verglichen wurden drei Sappi Standorte, sowie sämtliche Anlagen der Schlammlieferanten und zwei weitere österreichische Anlagen aus der Papier- und Zellstoffindustrie.

4.4.1 Fragebogen

ANA - Vergleich: GRATKORN, ...				
			Gratkorn Daten aus Mai 11	Firma XYZ
Allgemeine Informationen				
	Bezeichnung	Einheit		
Lieferant			Aquantis GmbH Veolia Water Solutions & Technologies (eh. Wabag)	
Verfahren			Hochlastreaktor (Biobed)	
Reaktor	Anzahl Hochlast-Reaktoren (Summe Rea		1 (3)	
	Arbeitsvolumen	m ³	1.700	
	Höhe	m ³	16	
vorgeschalteter Pufferbehälter	Volumen	m ³	600	
Zulauf	Medium		Brüdenkondensat	
	Menge	m ³ /d	2.590	
Rezirkulation	Art		2 Stk. Beschickungspumpen	
Rezirkulation	Menge	m ³ /d	6.900	
Schlammprofil:				
Anzahl		Stk.		
	0,5m TS (oTS)	g/L TS (% oTS)	121 g/L TS; (69% oTS)	
	2,5m TS (oTS)	g/L TS (% oTS)	81 g/L TS; (77% oTS)	
	4,5m TS (oTS)	g/L TS (% oTS)	81 g/L TS; (77% oTS)	
	6,5m TS (oTS)	g/L TS (% oTS)	42 g/L TS; (77% oTS)	
	8,5m TS (oTS)	g/L TS (% oTS)	8 g/L TS; (65% oTS)	
Schlamm Spiegel	Höhe	m	8,7	
	Häufigkeit der Durchführung		alle 14 Tage	
	Füllgrad der Schlammr %			
Schlammabscheide	Höhe	m		
	Anzahl	Stk.	5	
Schlammmenge im	TS	t	60,0	
	oTS	t	48,0	
	oTS	%	80,0	
Temperatur im Reaktor		°C	37	

ANA - Vergleich: GRATKORN, ...				
			Gratkorn Daten aus Mai 11	Firma XYZ
Messwerte				
Analysenwerte:				
Zulauf	pH-Wert		7,5	
	CSB-Konz.	mg/L	2.900	
	CSB-Fracht	t/d	7,5	
	NH ₄ -N	mg/L	570,0	
	PO ₄ -P	mg/L	13	
Ablauf	pH-Wert		6,8	
	CSB-Konz.	mg/L	630	
	CSB-reduziert	mg/L	2.280	
	FOS (FFS)	mg/L	80	
	TAC (Alkalität)	mg/L	960	
	TS (Feststoffe)	mg/L	230	
	gelöstes CH ₄	%	vorhanden, mit angefragter Messmethodik dzt. nicht messbar, Probleme in Aerobie	

ANA - Vergleich: GRATKORN, ...				
			Gratkorn Daten aus Mai 11	Firma XYZ
spezifische Überschussschlammproduktion		kgTSAblauf / kgCSB _{reduziert}	0,100	
Überschussschlammproduktion	Menge	m ³ / 0,5a	19528 [m ³ /0,5a] bzw. 118 [kg/d]	
CSB-Raumbelastung	B_R-CSB	kgCSB/m ³ Abwasser ervolumen	4,4	
CSB-Schlammbelastung	B_{TS}-CSB bezogen auf TS	kgCSB / kgTS*d	0,12	
CSB-Schlammbelastung	B_{TS}-CSB bezogen auf oTS	kgCSB / kgOTS*d	0,15	
CSB-Abbau	Wirkungsgrad	%	78,0	
Biogas	Menge	m ³ /d	3.050	
	spez. Prod.	m ³ / kgCSB _{reduziert}	0,52	
	Druck	mbar	49	
	CH ₄ -Anteil	%	78	
	H ₂ S-Anteil	%	0,7	
	CO ₂ -Anteil	%	21	
Neutralisation			Ca(OH) ₂ + Harnstoff bis pH=9,2	
			NaOH in Konditionierung	
	spez. NaOH-Verbrauch	kg / m ³ NaOH	0,25	
Nährstoffe	spez. Phosphor-Verbrauch	kg / m ³ H ₃ PO ₄	0,017	
	Harnstoff	kg / m ³ CO(NH ₂) ₂	0,22	
	Spurenelemente	ppm		
sonstige Analysen				
	Methanol Zulauf	mg/L	900	
	Methanol Ablauf	mg/L	0	
	Essigsäure Zulauf	mg/L	511	
	Essigsäure Ablauf	mg/L	65	
	Propionsäure Zulauf	mg/L	0	
	Propionsäure Ablauf	mg/L	13	
	Furfural Zulauf	mg/L	512	
	Furfural Ablauf	mg/L	0	
	Schwefel	mg/L	45	

ANA - Vergleich: GRATKORN, ...			
		Gratkorn Daten aus Mai 11	Firma XYZ
Zusätzliche Fragen:			
Aufbau des Zulaufsystems (Einlaufverteilsystem)?		10 Stk. Einlaufverteilerrohre am Reaktorboden (in ca. 50 cm Höhe) mit angeordneten Düsen senkrecht nach unten (ca. 30cm Länge)	
Wie oft werden die Zulaufrohre gespült?		momentan nicht - zukünftig wieder täglich	
Hat es Probleme mit den Explosionsschutzzonen in der Anlage bzw. eventuell auch in nachgeschalteten Anlagen gegeben?		Ja, im Zulaufbecken (Mischungsbecken) zum geschlossenen Belebungsbecken (über 40% UEG bei 40% Auslastung der Anaerobie)	
Inbetriebnahme			
Biogas		kein Gasverdichter bei Reaktor 3	
Notfackel		ja	
Entleerungsdauer alter Reaktor			
Holzeinsatz bei Kochprozess		80% Fichte + 20% Buche	
Hochfahren	Befüllen mit Pelletss	m ³	
Konditionierungstank	Volumen	80	
Verweilzeit in Konditionierung		min.	

4.4.2 Interpretation des Anlagenvergleichs

Im Folgenden sind die wichtigsten Erkenntnisse aus dem Anlagenvergleich aufgelistet:

- Das Hauptunterschiedsmerkmal zwischen dem neuen Reaktor von Sappi und anderen sich bereits im Betrieb befindlichen Reaktoren ist die Geometrie. Ein höherer und schlanker Reaktor bzw. zwei niedrige schlanke Reaktoren wären vermutlich für die Bedingungen bei Sappi Gratkorn besser geeignet gewesen, um eine gleichmäßige Schlammbettverteilung schneller und auf Dauer einstellen zu können.
- Andere Anlagen haben gleich viele Einlaufverteilerrohre bei kleinerer Grundfläche. Eine höhere Anzahl von Verteilerrohren bzw. Einlaufdüsen wären ebenfalls förderlich für die Schlammbettverteilung.
- Viele Anlagen besitzen standardmäßig automatische Einlaufverteilersysteme. Diese ermöglichen es, die Einlaufstränge separat zu steuern, um das Schlammbett immer in Bewegung zu halten und so das Absetzen von Schlamm und die Wasserstrahlenbildungen zu verhindern.
- Andere Anlagen haben generell von Anfang an eine bessere Schlammverteilung, d.h. sie haben im Großteil des Reaktors gleich viel oTS und keine Abnahme der oTS-Menge mit der Höhe.
- Aus dem Vergleich ist ersichtlich, dass die meisten anderen Anlagen ihre Reaktoren mit einer verhältnismäßig höheren Schlammmenge gestartet haben.

5 Ergebnisse

5.1 Laboraufbau

Im Zuge des Baus des BIOBED-Reaktors wurde eigens für die Anaerobreaktoren ein neues Labor an das Messtechnik- bzw. Spurenelementdosierungsgebäude angebaut. Das ungefähr 10 m² große Labor ist mit folgenden Geräten ausgestattet:

- Trockenschrank (Fa. Binder)
- Glühofen (Nabertherm 30-3000°C, Controller B 180)
- Photometer (Hach Lange DR 2800)
- Hochtemperaturkocher (Hach Lange HT 200 S)
- pH-Meter (WTW inoLab pH 720)
- zwei Laborwaagen (Sartorius TE 64 und GP 3202)
- Exsikkator (Duran)
- Titriereinrichtung (Titrette class Aprecision) für Salzsäure
- zwei Wasserstrahlpumpen

Die zur Verfügung stehenden Chemikalien sind 0,1% HCl für die Fettsäurenbestimmung, sowie Küvettentests von der Fa. Hach Lange für CSB (LCK 114 und LCK 014), Ammonium (LCK 302) und Phosphat (LCK 348).



Abbildung 17: Anaeroblaboraustattung



Abbildung 18: Anaeroblaboraustattung

Vom Schichtpersonal werden täglich folgende Routine-Messungen durchgeführt, um das vorhandene Prozessleitsystem zu unterstützen:

- pH-Wert: 3x täglich (FR, NM, NA) von Zulauf, Ablauf und Rezirkulierung
- Absetzbare Stoffe: 1x täglich (FR) nach 1 min und nach 30 min
- Trockensubstanz: 1x täglich (FR)
- FFS&TAC: 3x wöchentlich (NM)
- CSB: 1x täglich (NA) in der EDA und im Ablauf
- $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$: 1x täglich (NM) im Ablauf
- CO_2 , H_2S : 1x wöchentlich (NM)

Bei fraglichen bzw. überhöhten Messergebnissen werden diverse Messungen auch je nach Bedarf erneut oder mehrmals täglich durchgeführt.

Außerdem wird alle zwei Wochen ein Schlammprofil erstellt, sowie eine Schlammspiegelmessung durchgeführt.

Probenahmestellen:



Abbildung 19: Pumpenhaus

Reaktor Zulauf: Im Pumpenhaus neben dem Anaerobiegebäude – Probenahmeahn links unten bei der erste Pumpe (R3).

Reaktor Ablauf: Im Anaerobiegebäude an der Reaktorprobenahmestelle befindet sich ein Abflussbecken und darüber sind 5 Probenahmerohre angebracht. Die Probe wird aus dem ersten Probenahmeahn von rechts mit der Bezeichnung „Ablauf“ gezogen.

Rezirkulierung: Die Probe wird aus dem zweiten Probenahmeahn von links mit der Bezeichnung „Rezirkulierung“ gezogen.



Abbildung 20: Probenahmeleitungen im Anaerobiegebäude



Abbildung 21: Schlammbeprobungsleitungen aus unterschiedlichen Höhen

Schlammprofil Messstellen: Im Anaerobiegebäude an der Reaktorprobenahmestelle befinden sich sechs Probenahmeleitungen, die direkt aus dem Reaktor herausragen. Die Bezeichnungen der Probenahmeähne ist die jeweilige Probenahmehöhe im Reaktor (0,5m-2,5m-4,5m-6,5m-8,5m-10,5m).

5.2 Messabläufe

pH-Wert Messung: Dreimal täglich werden Proben von Zulauf, Ablauf und der Rezirkulierung gezogen und anschließend wird mit dem pH-Meter im Labor der pH-Wert bestimmt.

Absetzbare Stoffe: Einmal täglich wird eine Reaktorablaufprobe gezogen und in einen Sedimentationstrichter nach Imhoff (Volumen 1 Liter) gefüllt. Nach jeweils einer Minute, fünf Minuten bzw. nach 30 Minuten wird das Ergebnis in mL/L abgelesen.

Trockensubstanzbestimmung: Einmal täglich wird eine Ablaufprobe gezogen. Davon werden 200 mL durch einen Büchner Trichter über einen getrockneten und ausgewogenen Schwarzbandfilter abfiltriert. Der Filter wird anschließend bis zur Gewichtskonstanz im Trockenschrank bei 105°C getrocknet (ca. 2 h), im Exsikkator ausgekühlt und anschließend ausgewogen. Die Gewichts Differenz wird durch das Probenvolumen dividiert und in die richtige Einheit umgerechnet, um das Ergebnis in mg/L zu erhalten.

FFS & TAC: Dreimal wöchentlich wird eine Reaktorablaufprobe gezogen, wobei 50 mL davon mit destilliertem Wasser auf ein Probenvolumen von 100 mL verdünnt werden. Anschließend wird die Temperatur und der pH-Wert gemessen. Die Probe wird kontinuierlich durch einen Magnetrührer in Bewegung gehalten und mit 0,1 M Salzsäure auf vier verschiedene pH-Werte – 6,7, 5,9, 5,2, 4,3 – heruntertitriert. Die erreichten pH-Werte, sowie die dazu benötigten Säurevolumina, der Anfangs-pH-Wert und die Temperatur werden nun in das von Herrn Dr. Moosbrugger entwickelte und patentierte Berechnungsprogramm eingegeben, um die FFS- und TAC-Ergebnisse dieser Probe in mg/L zu erhalten.

CSB: Zur CSB-Bestimmung wird einmal täglich jeweils eine Probe aus dem Reaktor-Zulauf und dem Reaktor-Ablauf gezogen. Die Messung erfolgt mit dem Schnelltest LCK 014 für den Zulauf und LCK 114 für den Ablauf. Den fertig vorbereiteten Teströhrchen muss nur mehr eine kleine Menge an Probe zugefügt werden (0,5 mL bzw. 2 mL) – diese werden anschließend für 15 min bei einer Temperatur von 170°C gekocht, abgekühlt und im Photometer gemessen.

NH₄-N: Zur Ammonium-Bestimmung wird einmal täglich eine Probe aus dem Reaktor-Ablauf gezogen. Die Messung erfolgt mit dem Schnelltest LCK 302. Dem fertig vorbereiteten Teströhrchen wird 0,2 mL Probe zugefügt und mit den Reagenzien im DosiCap gemischt. Nach einer Wartezeit von 15 min kann die Probe photometrisch analysiert werden.

PO₄-P: Zur Phosphat-Bestimmung wird einmal täglich eine Probe aus dem Reaktor-Ablauf gezogen. Die Messung erfolgt mit dem Schnelltest LCK 348. Dem fertig vorbereiteten Teströhrchen wird 0,5 mL Probe, 0,2 mL einer Referenzsubstanz (B) und ein neues DosiCap (C) hinzugefügt. Nach einer Wartezeit von 10 min kann die Probe photometrisch analysiert werden.

Schlammprofil: Zur Schlammprofilbestimmung werden Proben aus unterschiedlichen Höhen des Reaktors gezogen. Von diesen Proben werden pH-Wert, TS- und oTS-Gehalt im Labor bestimmt.

Schlamm Spiegel: Der Reaktor wird für 40-50 min komplett – sowohl zulauf-, als auch rezirkulationsseitig – abgestellt. Danach öffnet man die Dachluke des Reaktors, um mit einem mobilen Schlamm Spiegelmessgerät die Höhe des Schlamm Spiegels ermitteln zu können. Der optische Sondenkopf wird mit einem ca. 20 m langen Kabel, welches alle 10 cm markiert ist, in den Reaktor hinabgesenkt. Bei Erreichen des Schlamm Spiegels zeigt das explosionsgeschützte Messgerät den Trübewert in TE/F an. Nachdem ein brauchbarer Trübewert (> 50 TE/F) angezeigt wurde, kann man aufgrund der Markierungen am Kabel und der bekannten Reaktorhöhe den tatsächlichen Schlamm Spiegel ermitteln.

oTS-Mengenberechnung: Die oTS-Menge im Reaktor wird einerseits über die Analysen der Pellettschlammlieferungen und der anschließenden fortlaufenden Abstimmung mit dem theoretischen Schlammzuwachs bestimmt und andererseits über das Schlammprofil bzw. die Schlamm Spiegelmessung und die Hochrechnung über die Reaktorgeometrie. Diese Ergebnisse der beiden Methoden weichen voneinander ab. Hier wird die zweite Methode über die Schlamm Spiegelmessung als die genauere Methode angesehen und daher bevorzugt. In diesem Fall wird der Reaktor nach der Schlamm Spiegelmessung wieder aktiviert und es werden Proben aus den unterschiedlich hohen Probenahmestellen entnommen bis zu jener Schlamm Spiegelhöhe, die durch die Schlamm Spiegelmessung errechnet wurde. Von den gezogenen Proben werden TS- und oTS-Gehalt bestimmt. Die Gesamt-Gehalte werden über die Reaktorgeometrie errechnet, indem man die oTS-Gehalte mit dem Reaktorvolumen der Höhendifferenz – aus der Höhe der gezogenen Probe und der darunterliegenden Probenahmestelle – multipliziert, die Ergebnisse addiert und anschließend über das Schlammvolumen in die Mengenangaben umrechnet.

Berechnungsbeispiel:

Probenahmehöhe (m)	0,5	2,5	4,5	6,5	8,5
Differenzvolumen (m ³)	56,5	226,1	226,1	226,1	226,1
TS-Gehalt (g/L)	121,2	81,3	81,3	42,4	7,6
oTS-Gehalt (%)	68,6	77,3	76,9	77,4	65,3
oTS-Menge (kg)	4697,6	14209,2	14135,7	7420,1	1122,1

Summe: 41,6 t oTS-Menge befindet sich im Reaktor

5.3 Messergebnisse

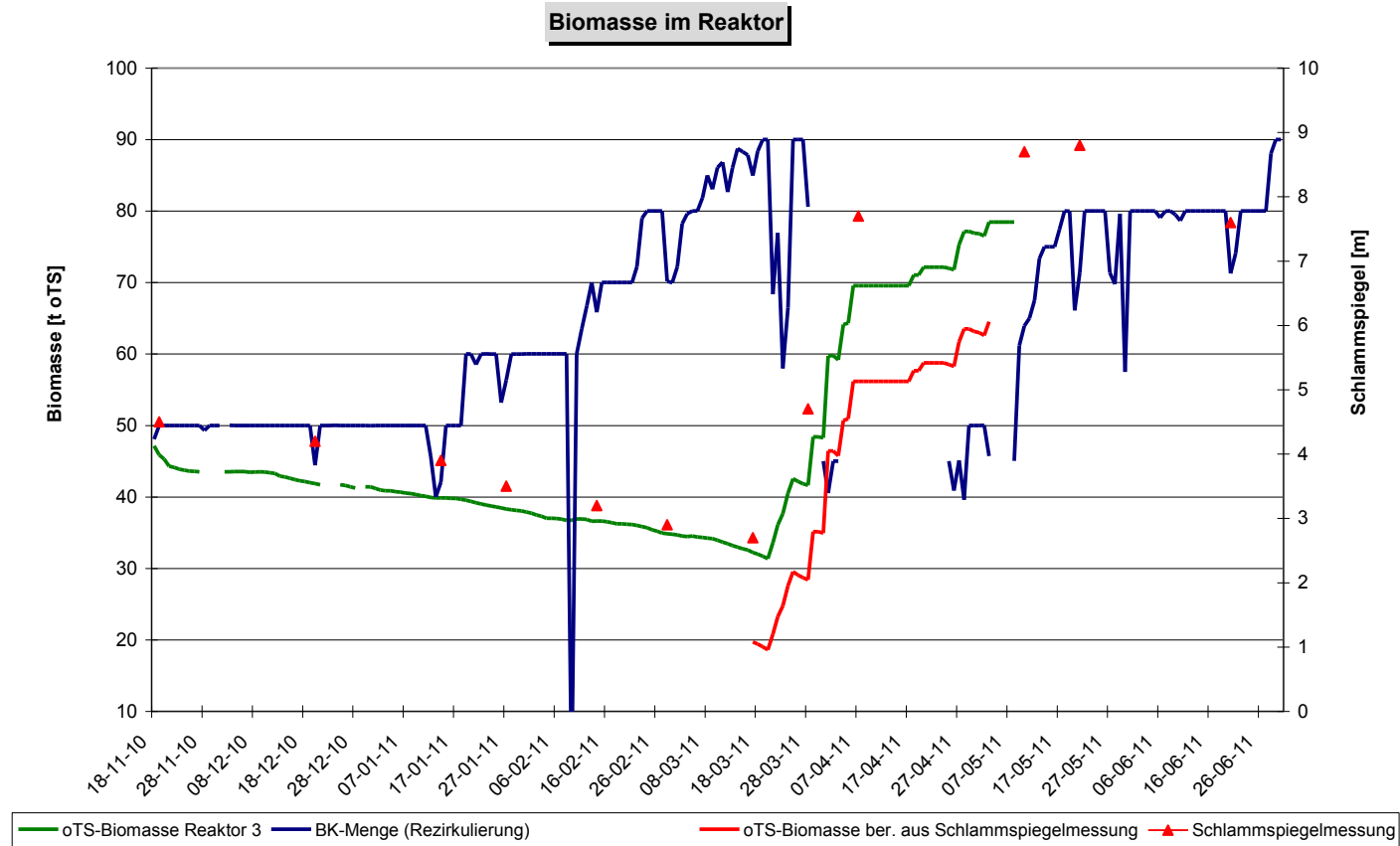


Abbildung 22: Schlammmenge im Reaktor

Diese Abbildung soll die Schlammbefüllungsphasen bzw. den kontinuierlichen Trockensubstanzverlust demonstrieren.

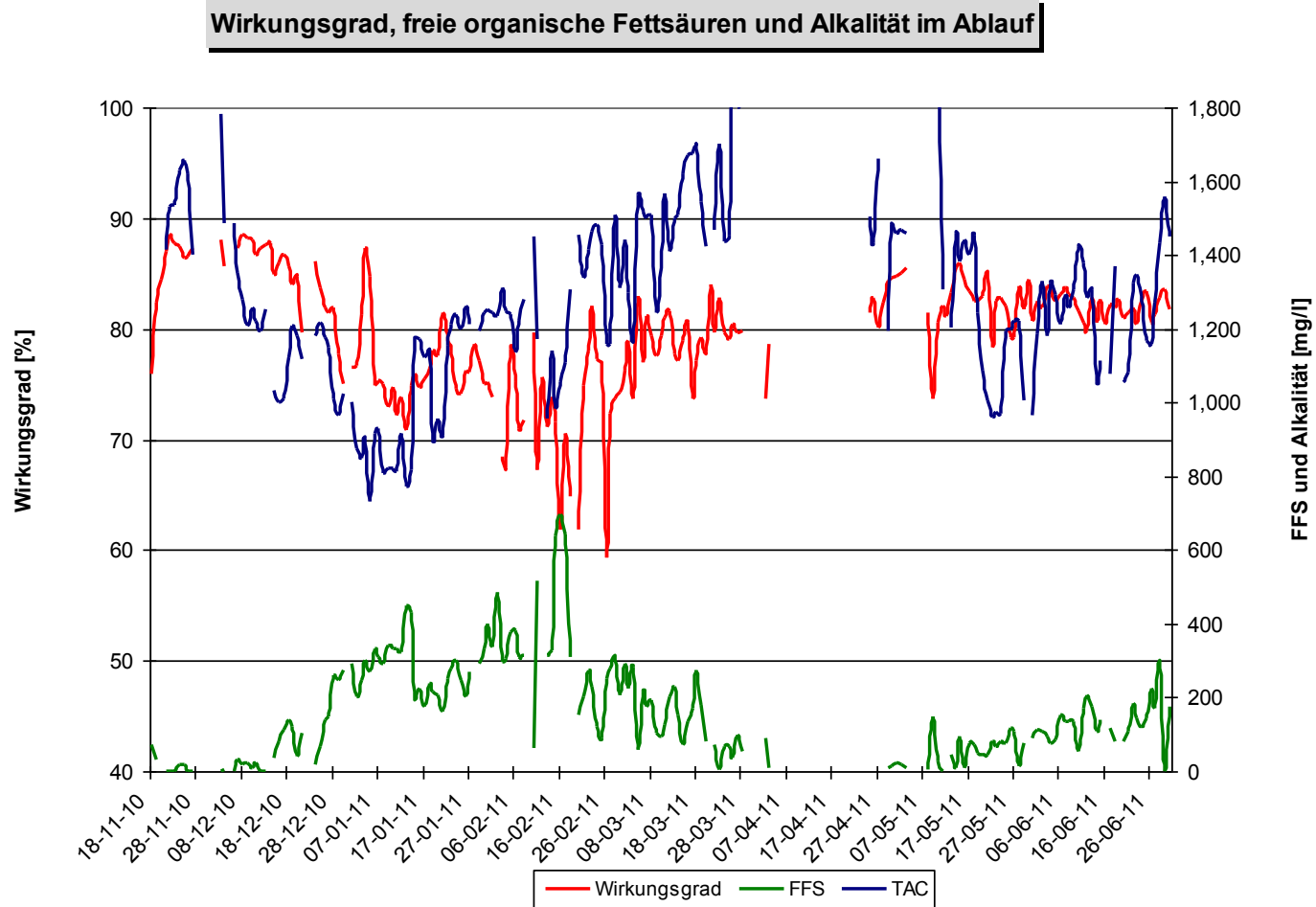


Abbildung 23: Wirkungsgrad, Freie Fettsäuren und Alkalität

Der Wirkungsgrad der Anlage ist indirekt proportional zu den Freien Fettsäuren. Sobald der Wirkungsgrad sinkt, nehmen die Freien Fettsäuren automatisch zu.

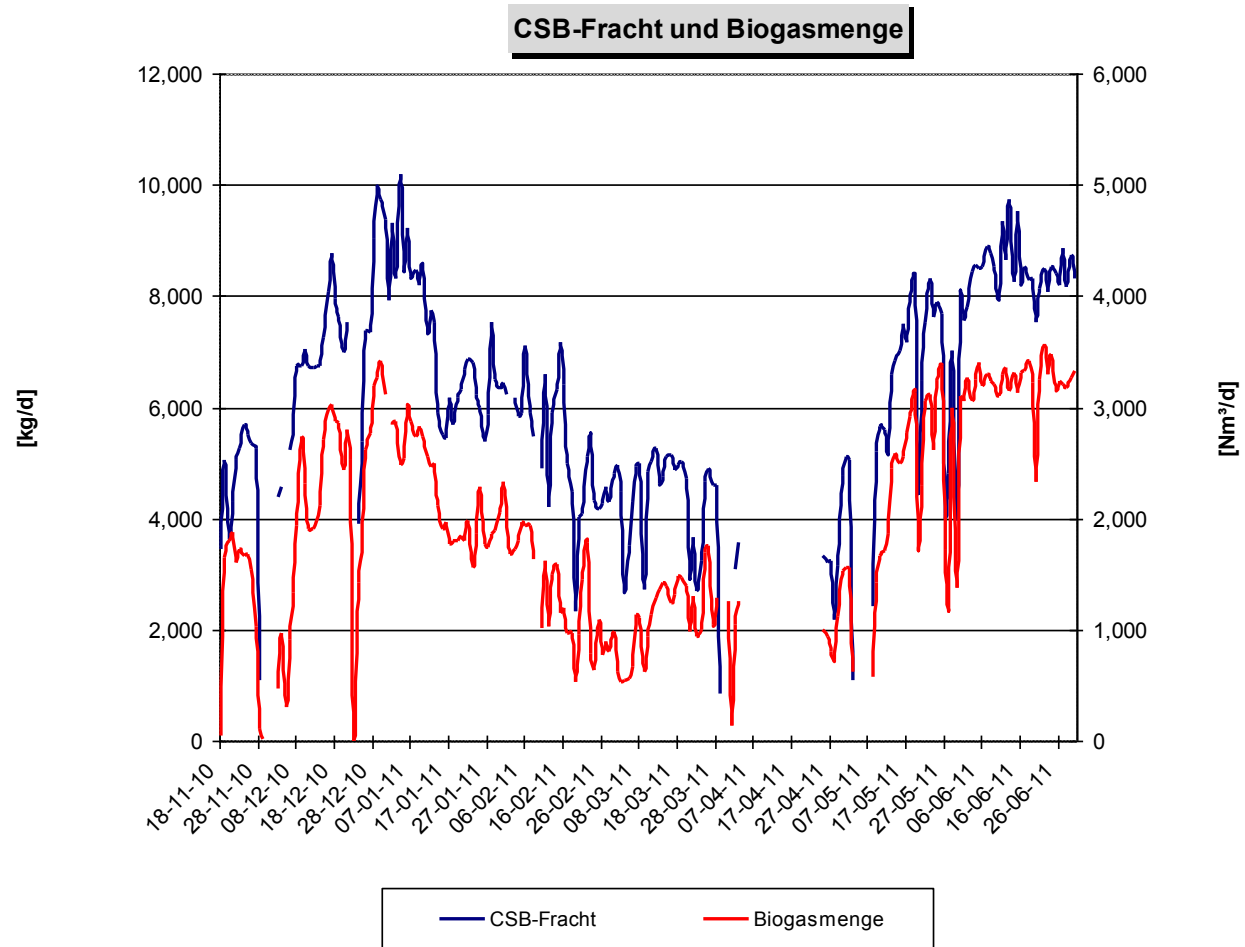


Abbildung 24: Korrelation zwischen CSB-Fracht und Biogasmenge

In dieser Abbildung ist der Zusammenhang zwischen CSB-Fracht und der daraufhin eintretenden Biogasproduktion deutlich erkennbar.

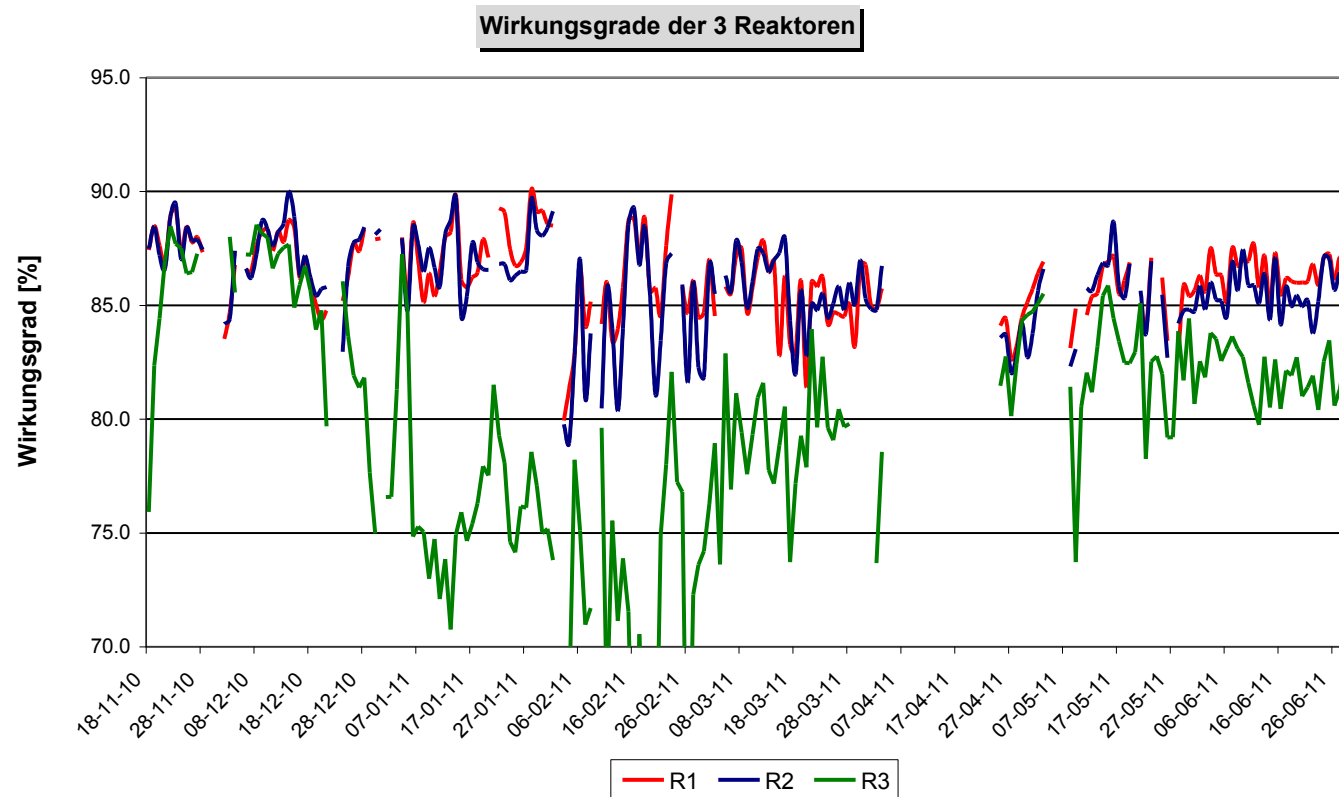


Abbildung 25: Wirkungsgradvergleich der die Anaerobreaktoren

Wie bereits oben diskutiert, ist hier ersichtlich, dass der neue Hochlast-Anaerobreaktor – nach mehr als einem Betriebsjahr – noch immer nicht dieselbe Leistung erbringt wie die beiden alten Niederlast-Reaktoren.

6 Zusammenfassung und Ausblick

Zusammenfassend ist zu sagen, dass bis zum jetzigen Zeitpunkt der gewünschte Abbaugrad von 80% zwar erreicht werden konnte, aber dennoch kein erfolgreicher stabiler Betriebszustand zu Stande kam bzw. nicht einmal die Effizienz der Niederlaststufe erreicht werden konnte. Aus diesem Grund muss der Reaktor in naher Zukunft sowohl technisch als auch technologisch nachgerüstet werden. Ein wesentlicher Änderungsparameter ist das Einlaufverteilersystem. Um eine bessere Durchmischung im Reaktor zu erreichen, ist es zwingend notwendig, ein Regelungssystem einzubauen, welches die Möglichkeit bietet, verschiedene Einlaufstränge abzusperrern und dafür die anderen Rohre mit mehr Druck zu durchspülen, um die Verstopfungsgefahr zu minimieren. Dies soll automatisch mehrmals pro Stunde erfolgen. Ein weiterer essentieller Parameter ist die Kalkmilchdosierung. Hier muss ebenfalls noch viel Optimierungsaufwand betrieben werden.

Außerdem soll es zu einer Nachoptimierung mit Bleichereiabwasser kommen, sobald der Reaktor problemlos im Volllastbetrieb arbeitet. Der Betrieb eines Anaerobreaktors mit Bleichereiabwasser aus der Papierindustrie ist bisher noch äußerst selten und daher gibt es auch keine Erfahrungswerte, an denen man sich orientieren könnte. Im Zuge der Entscheidungsfindung, ob und welche Hochlaststufe am Standort Gratkorn zum Einsatz kommen soll, wurden Tests an einem IC-Versuchsreaktor von der Fa. Paques Water Systems B.V. durchgeführt. Es wurde sowohl der Betrieb mit Brüdenkondensat, als auch der Kombinations-Betrieb mit Brüdenkondensat und Bleichereiabwasser erprobt. Die Erkenntnis aus dieser Versuchsreihe war, dass eine Zumischung von Bleichereiabwasser im Bereich von 5-8% durchaus wirtschaftlich ist, da es in diesem Bereich noch zu keinem Wirkungsgradabfall kommt. Außerdem wird durch die Beimengung von Bleichereiabwasser Kalkmilch eingespart und die Biogasproduktion erhöht. Da es sich beim Versuchsreaktor jedoch um einen anderen Reaktortyp handelt, kann man die Ergebnisse nicht direkt auf den BIOBED-Reaktor beziehen. Fakt ist, dass eine Bleichereiabwasserbeimengung durchaus wirtschaftlich sein kann und neben der Abwasserbeseitigung auch noch positive Effekte wie eine Kalkmilcheinsparung oder eine höhere Biogasmenge mit sich bringen kann.

Zum jetzigen Zeitpunkt kann aber leider noch keine Aussage darüber getroffen werden, bei welchem Mengenverhältnis (Brüdenkondensat/Bleichereiabwasser) der optimale Einsatzbereich von Bleichereiabwasser, bei diesem Reaktortyp unter Berücksichtigung der Erkenntnisse aufgrund der aufgetretenen Startschwierigkeiten bzw. der in Zukunft geänderten Voraussetzungen nach notwendiger abgeschlossener Nachrüstungsarbeit, liegt.

7 Verzeichnisse

Aus optischen Gründen gilt beim Grundlagenteil die Klammer mit den Referenzen immer absatzübergreifend und umfasst den gesamten Text beginnend bei der letzten Klammer.

7.1 Literatur

- [1] Bischofsberger et al. (Hrsg.): Anaerobtechnik, 2. Völlig überarbeitete Aufl.; Berlin Heidelberg: Springer-Verlag, 2005.
- [2] Brauer, Heinz: Additiver Umweltschutz (Band 4) : Behandlung von Abwässern aus der Reihe Handbuch des Umweltschutzes und der Umwelttechnik; Berlin Heidelberg: Springer, 1996.
- [3] Braha, Alexandru und Groza, Ghiocel: Moderne Abwassertechnik; 2. Weinheim: WILEY-VCH Verlag, 2006.
- [4] Anaerobe Abwasserbehandlung mittels BIOBED; VEOLIA Water Solutions & Technologies, April 2010 (von Herrn Symelka)
- [5] Technical description of the classical BIOBED EGSB reactor system; VEOLIA Water Solutions & Technologies (von Herrn Symelka)
- [6] Untersuchung von Anaerobschlamm und Brüdenkondensat (Bericht Nr. 012746); Aquantis GmbH, VEOLIA Water Solutions & Technologies; 2010
- [7] Pilotversuch zur anaeroben Behandlung des Brüdenkondensats und Bleichereiabwassers mit einem BIOPAQ IC-Reaktor; Paques Water Sytesms B.V.; 2005 (interner Bericht)
- [8] Versuchsanlage IC-Reaktor Zwischenbericht; Dr. Kai Mahler; 2005 (interner Bericht)
- [9] Fotos von Heinz Ninaus
- [10] Fotos von Mag. Oliver Bürger
- [11] Vertrag zwischen Sappi Austria Produktions-GmbH & Co. KG und Krüger WABAG; Beilage 4 – Garantien
- [12] Inbetriebnahmebericht der Fa. Sappi Stockstadt
- [13] PTS (Papiertechnische Stiftung in München)-Expertise von Frau DI (FH) Gabriele Weinberger – erstellt für VWS
- [14] Telefonat am 10.Mai 2011 mit dem Betriebsleiter der Pellettschlammabnehmerfirma

7.2 Abkürzungen

%	Prozent
<	kleiner als
ΔG°	Änderung der Gibbs Energie
°C	Grad Celsius
a	Jahr
ATP	Adenosintriphosphat
Bsp.	Beispiel
bzw.	beziehungsweise
ca.	circa
Ca^{2+}	Kalzium
CaCO_3	Kalziumkarbonat
CH_4	Methan
cm	Zentimeter
CO_2	Kohlendioxid
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
Fa.	Firma
CSB_{red}	reduzierter chemischer Sauerstoffbedarf
d	Tag
d.h.	das heißt
dzt.	derzeitig
EDA	Eindampfanlage
EDTA	Ethylendiamintetraacetat
etc.	et cetera
FFS	Freie Fettsäuren
FR	Frühschicht
g	Gramm
$\text{g}/(\text{L} \cdot \text{d})$	Gramm pro Liter am Tag
h	Stunde
H^+	Wasserstoffion
H_2	Wasserstoff
H_2S	Schwefelwasserstoff
HCl	Salzsäure
HCO_3^-	Hydrogenkarbonat
kg	Kilogramm

kg CSB/(kg oTS*d)	Kilogramm CSB pro Kilogramm oTS am Tag
kg/(m ³ *d)	Kilogramm pro Kubikmeter am Tag
kg/m ³	Kilogramm pro Kubikmeter
kJ/mol	Kilojoule pro Mol
kWh/kg	Kilowattstunde pro Normkubikmeter
kWh/Nm ³	Kilowattstunde pro Normkubikmeter
L	Liter
L/s	Liter pro Sekunde
M	molar
m	Meter
m/h	Meter pro Stunde
m ³	Kubikmeter
mg	Milligramm
mg/L	Milligramm pro Liter
min	Minute bzw. Minuten
mL	Milliliter
mL/L	Milliliter pro Liter
mm	Millimeter
mV	Millivolt
N	Stickstoff
NA	Nachtschicht
NaOH	Natriumhydroxid bzw. Natronlauge
NH ₃	Ammoniak
NH ₄	Ammonium
NM	Nachmittagsschicht
Nm ³	Normkubikmeter
Nr.	Nummer
O ₂	Sauerstoff
oTS	organische Trockensubstanz
P	Phosphor
PO ₄	Phosphat
PTS	Papiertechnische Stiftung
R&D	Research and Development
R1	Reaktor Nr. 1
R2	Reaktor Nr. 2
R3	Reaktor Nr. 3
s	Sekunde

S ₂	Schwefel
spez.	spezifisch
S _{red}	reduzierter Schwefel
Stk.	Stück
t	Tonne
TAC	Alkalität
TE/F	Trübeeinheit Formazin
t _R	Reaktionszeit, Aufenthaltszeit
TS	Trockensubstanz
u.a.	unter anderem
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UEG	Untere Explosionsgrenze
usw.	und so weiter
v.Chr.	vor Christus
Vol%	Volumsprozent
VWS	Veolia Water Solutions & Technologies
z.B.	zum Beispiel

7.3 Tabellen

Tabelle 1: Ergebnis bei Versuchsdurchführung mit reinem Brüdenkondensat [8].....	34
Tabelle 2: Ergebnis bei Versuchsdurchführung mit einer Mischung aus Brüdenkondensat und Sauerstoffbleiche [8].....	35
Tabelle 3: Die wichtigsten Auslegungsdaten auf einen Blick [11].....	38
Tabelle 4: Schlammlieferungen der ersten Hochfahrphase.....	42
Tabelle 5: Erstes Schlammanlieferungsintervall der zweiten Hochfahrphase.....	46
Tabelle 6: Zweites Schlammanlieferungsintervall der zweiten Hochfahrphase.....	50

7.4 Abbildungen

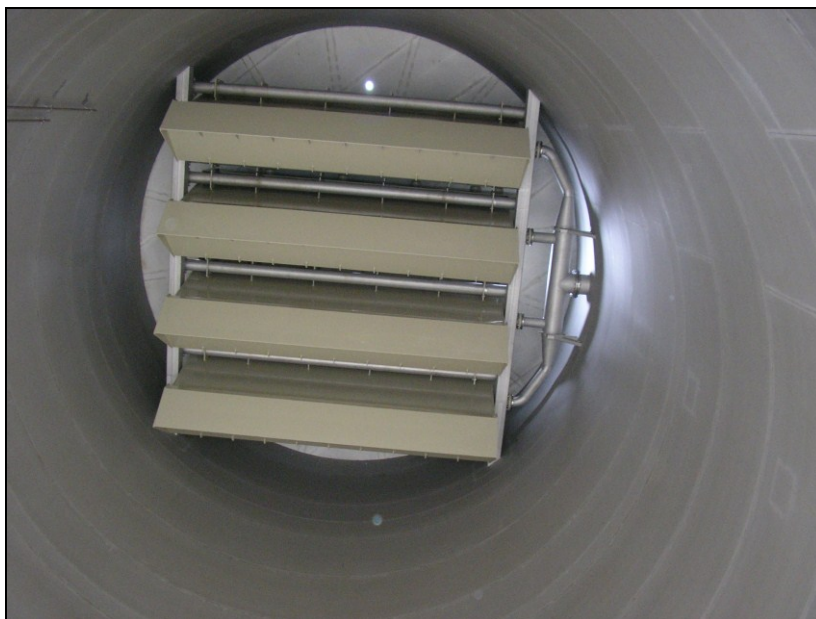
Abbildung 1: Schematische Darstellung des anaeroben Abbaus [1].....	4
Abbildung 2: Pelletaufbau [1].....	7
Abbildung 3: Emscher Brunnen [1].....	9
Abbildung 4: H ₂ S-Konzentration in Abhängigkeit vom CSB _{red} /S _{red} -Verhältnis [1].....	16
Abbildung 5: Hemmung der Methanbildung in Abhängigkeit von undissoziierter Propionsäure [1].....	17
Abbildung 6: Schematische Darstellung der Funktionsweise eines UASB-Reaktors [1].....	22
Abbildung 7: Schematische Darstellung der Funktionsweise eines IC-Reaktors [1].....	24
Abbildung 8: Schematische Darstellung der Funktionsweise eines BIOBED-Reaktors [4].....	30
Abbildung 9: Schematische Darstellung einer BIOBED-Anlage [4].....	31
Abbildung 10: Sicht auf Reaktor, Konditionierungstank, Bleichereiabwassertank und Dosiergebäude [9].....	33
Abbildung 11: Blick auf den Reaktor bzw. die Mess- und Regeltechnikeinrichtungen [8].....	36
Abbildung 12: IC-Reaktor der Fa. Paques im Labormaßstab [8].....	36
Abbildung 13: Blick auf den oberen Abscheider [8].....	37
Abbildung 14: Zulauftanks [8].....	37
Abbildung 15: Von SAPPI und VWS gemeinsam festgelegte Hochfahrziele.....	47
Abbildung 16: Darstellung beider Inbetriebnahmephasen.....	55
Abbildung 17: Anaeroblaborausrüstung.....	62
Abbildung 18: Anaeroblaborausrüstung.....	63
Abbildung 19: Pumpenhaus.....	64
Abbildung 20: Probenahmeleitungen im Anaerobgebäude.....	64
Abbildung 21: Schlammbeprobungsleitungen aus unterschiedlichen Höhen.....	64
Abbildung 22: Schlammmenge im Reaktor.....	68
Abbildung 23: Wirkungsgrad, Freie Fettsäuren und Alkalität.....	69
Abbildung 24: Korrelation zwischen CSB-Fracht und Biogasmenge.....	70
Abbildung 25: Wirkungsgradvergleich der die Anaerobreaktoren.....	71

Anhang

Anlagenfotos:



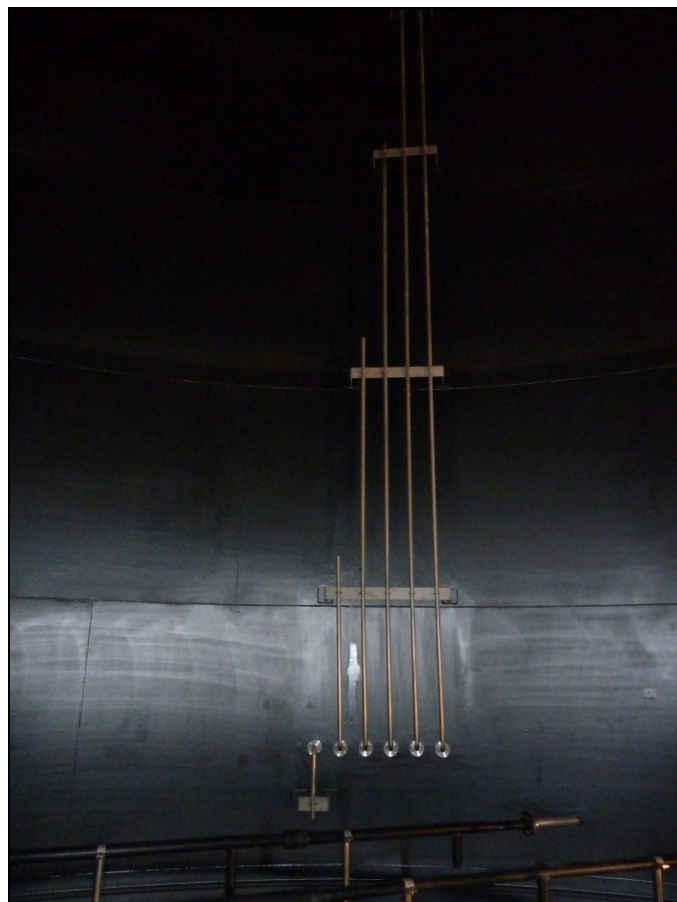
Blick auf den Reaktor



Blick auf den Abscheider zur Trennung der festen und der flüssigen Phase



Einlaufverteilerrohre am Reaktorboden



Probenahmerohre in unterschiedlichen Höhen an der Reaktorwand

Beispielfotos der Schlammlieferungen:

