

Institut für Umwelt-, Energie-  
und Sicherheitstechnik

Lehrstuhl Abfallwirtschaft  
Prof. Dr.-Ing. Günter Busch

## Diplomarbeit

**Thema:**

**Entwicklung von Konzepten für die Vergärung von Reststoffen aus  
einem integrierten Produktionsprozess**

**vorgelegt von: Marika Mierz      Matrikel-Nummer: 250 75 90**

**geboren am: 02.12.1984      in: Nakel**

**Studiengang: Umweltingenieurwesen**

**Betreuer: Dipl.-Ing. Marko Burkhardt  
Lehrstuhl Abfallwirtschaft  
BTU Cottbus**

**Dipl.-Ing. Joachim Krassowski  
Fraunhofer UMSICHT**

**Tag der Einreichung: 30.01.2012**

# Danksagung

Mein Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. Günter Busch und Herrn Dr.-Ing. Stephan Kabas-  
ci, die mir die Möglichkeit gaben diese Diplomarbeit anzufertigen.

Mein ganz besonderer Dank gilt Dipl.-Ing. Joachim Krassowski, meinem Betreuer am  
Fraunhofer-Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik sowie Dipl.-Ing. (FH)  
Sabine Strauch und Dipl.-Ing. (FH) Bettina Sayder für ihre Unterstützung, ihren Ein-  
satz, ihre Geduld und Zeit, die Sie für mich und meine Arbeit aufbrachten. Weiterhin  
gilt mein besonderer Dank Herrn Dipl.-Ing. Marko Burkhardt, meinem Betreuer am  
Lehrstuhl für Abfallwirtschaft der Brandenburgischen Technischen Universität Cott-  
bus, der mir bei Formalitäten und Schwierigkeiten zur Seite stand.

Ich danke auch allen anderen Mitarbeitern und Studenten der Geschäftsfelder für  
Nachwachsende Rohstoffe und dem Chemischen Analysenlabor, allen voran  
Dr. Ute Merrettig-Bruns und Susanne Rölleke, die mir im Labor mit Rat und Tat zur  
Seite standen.

Natürlich danke ich auch meiner Familie für die großartige Unterstützung während  
meines gesamten Studiums. Insbesondere meiner Mutter und meinem Freund  
Abhishek, die mich während des Entstehens dieser Arbeit durch alle Höhen und Tie-  
fen begleitet haben.

Vielen Dank!

Aufgabenstellung für eine Diplomarbeit  
für cand. Ing. Marika Mierz (Matrikelnummer:2507590)

**Thema: Entwicklung von Konzepten für die Vergärung von Reststoffen aus einem integrierten Produktionsprozess  
(Concept development of digestion processes with residues of an integrated product line)**

**Es sind folgende Teilschritte zu bearbeiten:**

- n Charakterisierung der vorgesehenen Einsatzstoffe
- n Literaturrecherche zum Stand der Technik und zu relevanten Untersuchungen bezüglich der eingesetzten Reststoffe
- n Praktische Versuche mit verfügbaren Gärsubstraten (z.B. Jatropha-Pressrückstände, Bagasse aus der Zuckerherstellung, Abwässer aus der Proteinextraktion) zur Identifizierung der maßgeblichen Stoffeigenschaften.
- n Erarbeitung einer Excel-Tabelle zur Variation und Bilanzierung der Massenströme für die Biogasanlage.
- n Identifizierung geeigneter Lösungsansätze zur Biogaserzeugung, unter Berücksichtigung ggf. erforderlicher Vorbehandlungsverfahren.
- n Erarbeitung von Empfehlungen für weitere Untersuchungen und alternativer Nutzungsmöglichkeiten der Substrate.

# Inhaltverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einleitung .....</b>	<b>6</b>
1.1	Zielsetzung .....	8
<b>2</b>	<b>Stand der Technik.....</b>	<b>9</b>
2.1	Grundlagen des anaeroben Abbauprozesses.....	9
2.1.1	Der anaerobe Abbauprozess.....	9
2.1.2	pH-Wert .....	10
2.1.3	Biogaszusammensetzung.....	10
2.2	Substrateigenschaften .....	11
2.2.1	Substratzusammensetzung .....	11
2.2.2	Biogasausbeute .....	13
2.2.3	Nährstoffangebot .....	14
2.3	Gärtechniken .....	15
2.3.1	Prozesstemperatur .....	15
2.3.2	Trockenmassegehalt im Fermenter und Durchmischung .....	16
2.4	Betriebsparameter .....	17
2.4.1	Faulraumbelastung .....	17
2.4.2	Verweilzeit .....	18
2.4.3	Biogasproduktivität .....	19
2.4.4	Abbaugrad .....	20
2.5	Palmölgewinnung aus der Palmfrucht.....	20
2.5.1	Eigenschaften und Nutzung der Palmfrucht .....	20
2.5.2	Verfahrensbeschreibung der Palmölgewinnung .....	21
2.5.3	Vergärung der Reststoffe aus der Palmölgewinnung.....	23
2.6	Biodieselherstellung aus Jatropha .....	28
2.6.1	Eigenschaften und Nutzung der Jatropha.....	28
2.6.2	Verfahrensbeschreibung Biodieselherstellung.....	29
2.6.3	Behandlungsansätze für die Reststoffe der Biodieselproduktion .....	30
2.7	Zuckergewinnung aus Zuckerhirse .....	34
2.7.1	Eigenschaften und Nutzung der Zuckerhirse.....	34
2.7.2	Verfahrensbeschreibung Zuckerextraktion .....	35
2.7.3	Behandlungsansätze für die Reststoffe .....	35
<b>3</b>	<b>Reststoffe aus dem integrierten Produktionsprozess.....</b>	<b>38</b>
3.1	Modifizierung des Pamölprozesses .....	38
3.1.1	Reststoffe der modifizierten Palmölgewinnung.....	39
3.2	Modifizierung der Biodieselherstellung .....	41

3.2.1	Reststoffe aus der modifizierten Biodieselherstellung .....	42
3.3	Modifizierung der Proteinextraktion.....	42
3.3.1	Reststoffe aus der Zucker- und Proteinextraktion.....	45
3.4	Übersicht.....	46
<b>4</b>	<b>Praktischer Teil .....</b>	<b>48</b>
4.1	Methodik .....	48
4.1.1	Bestimmung des pH-Wertes .....	48
4.1.2	Bestimmung des Trockenrückstands und organischen Trockenrückstands .....	48
4.1.3	Nährstoffanalyse.....	49
4.1.4	Ermittlung der Gasausbeuten mittels Gärversuch .....	50
4.2	Ergebnisse und Auswertung .....	54
4.2.1	pH-Wert .....	54
4.2.2	Trockenrückstand und organischer Trockenrückstand .....	54
4.2.3	Ergebnisse der Nährstoffanalyse.....	57
4.2.4	Gasausbeuten im Gärversuch .....	61
<b>5</b>	<b>Entwicklung von Konzepten zur Reststoffverwertung.....</b>	<b>70</b>
5.1	Vorüberlegungen .....	70
5.2	Bilanzierung .....	75
5.3	Beschreibung der Konzepte.....	80
5.3.1	Beschreibung Konzept 1.....	81
5.3.2	Beschreibung Konzept 2.....	83
5.3.3	Beschreibung Konzept 3.....	85
5.4	Bewertung der Konzepte .....	89
5.5	Auswahl einer Vorzugslösung.....	89
<b>6</b>	<b>Alternative Nutzungsempfehlungen für die Reststoffe .....</b>	<b>89</b>
<b>7</b>	<b>Zusammenfassung und Diskussion .....</b>	<b>89</b>
7.1	Reststoffe aus dem integrierten Produktionsprozess.....	89
7.2	Ergebnisse praktischer Teil.....	89
7.3	Entwicklung von Konzepten zur Reststoffverwertung .....	89
<b>8</b>	<b>Ausblick.....</b>	<b>89</b>
	<b>Abbildungsverzeichnis .....</b>	<b>89</b>
	<b>Tabellenverzeichnis .....</b>	<b>89</b>
	<b>Abkürzungsverzeichnis .....</b>	<b>89</b>
	<b>Literaturverzeichnis .....</b>	<b>89</b>

**Anhang..... LXXXIX**

- [51] Schriftliche Mitteilung von Greve, A. an Krassowski, J.  
Titel: IPOFPC - Reststoffe für die Vergärung.....**Fehler! Textmarke nicht definiert.**
- [78] GEA Westfalia Separator Group GmbH (2010): Nachhaltigkeit beim  
Palmölprozess. Infobroschüre. .... **Fehler! Textmarke nicht definiert.**
- [79] Wulfert-Prahl, K. (2007): Versuchsbericht -Gärtest mit Eco-D-Schlamm.  
Versuchsergebnisse des Ingenieurbüros UTEC Bremen . **Fehler! Textmarke nicht definiert.**
- [81] Merrettich-Bruns, U. (2004): Beurteilung der Vergärbarkeit von Abwässern  
und Nebenprodukten aus der Palmölverarbeitung mittels eine Gärtests nach  
VDI-Richtlinie 4630. .... **Fehler! Textmarke nicht definiert.**
- [85] Wulfert-Prahl, K. (2007): Versuchsbericht -Gärtest mit Eco-D-Schlamm.  
Versuchsergebnisse des Ingenieurbüros UTEC Bremen, bearbeitet durch  
Marika Mierz ..... **Fehler! Textmarke nicht definiert.**  
Auskunft der Strabag Umwelтанlagen GmbH... **Fehler! Textmarke nicht definiert.**  
Bilanzierungen..... **Fehler! Textmarke nicht definiert.**

**Eidesstattliche Erklärung ..... LXXXIX**

**Thesen ..... LXXXIX**

## 1 Einleitung

Einhergehend mit dem Wirtschaftswachstum ist der Energiebedarf in Indonesien in den letzten Jahren stetig gestiegen. Derzeit wird die Nachfrage durch einen Energiemix auf Basis fossiler Energieträger gedeckt. Aufgrund der Endlichkeit dieser Ressourcen wird ein Wechsel zu erneuerbaren Energiequellen angestrebt, die Nutzung von Biomasse birgt hierbei erhebliche Potenziale [1]. Statistischen Daten aus dem Jahr 2009 zufolge verfügt Indonesien über ein Energiepotenzial von 49.810 MW nur aus Biomasse-Abfällen. Davon sind bislang nur etwa 1.618,40 MW installiert, was einem Anteil von 3,2 % entspricht.

Eine Möglichkeit ist die Nutzung von Biomasse-Abfällen in einem Biogasprozess. Die Biogastechnologie wurde in den 1970er Jahren in Indonesien eingeführt, seitdem versucht die indonesische Regierung die Etablierung von Biogasanlagen durch verschiedene Programme zu fördern. Es wurden kleinere Anlagen zu Demonstrationszwecken in Betrieb genommen und öffentliche Schulungen zur technischen Betreuung durchgeführt [2]. Erste Verbreitung fanden Biogasanlagen hauptsächlich zur Strom- und Gasversorgung einzelner Familien ärmerer Bevölkerungsteile in vorwiegend ländlichen Regionen [1]. Mitte 2008 gab es in diesen Gebieten inzwischen um die 6.000 häusliche Biogasanlagen, die sich durch einfache Bauweise und kurze Lebensdauer auszeichnen. 2009 wurde ein Programm gestartet, welches bis 2012 die Installation von weiteren 8.000 häuslichen Biogasanlagen realisieren soll [3].

Der unter dem Kyoto-Protokoll entwickelte Mechanismus zur umweltverträglichen Entwicklung (Clean Development Mechanism, CDM) stellt ein Anreizmittel für die Realisierung von Biogasanlagen im größeren Maßstab dar. Ziel ist hierbei, die Emission von Treibhausgasen in die Atmosphäre zu vermeiden. Das bei der Vergärung entstehende Methan hat eine 25-fache Klimawirkung [4] im Vergleich zu Kohlenstoffdioxid. Wird es aufgefangen und verbrannt verringert sich der Treibhauseffekt. Die vermiedenen Emissionen werden in CO<sub>2</sub>-Äquivalenten ausgedrückt und können als zertifizierte Emissionsreduktion (Certified Emission Reduction, CER) gehandelt werden [5]. Dennoch sind in Indonesien erst 70 Projekte genehmigt, davon weniger als 30 Projekte zur Biogasgewinnung [6].

Um die Verbreitung der Biogastechnologie in Indonesien weiter zu fördern ist es sinnvoll bei der Planung von Produktionsprozessen, in welchen Biomasse-Abfälle anfallen, gleichzeitig deren weitere Verwertung mit einzubeziehen.

Diese Diplomarbeit stellt einen Beitrag zur Umsetzung des Projektes „IG-BioTech Integrated Production of bio-based Fuels, Products and Chemicals in a multi-feedstock process“ (IPOFPC) dar, in welchem dieser Ansatz aufgegriffen wird. Das Projekt wird als Zusammenarbeit zwischen deutschen und indonesischen Forschungsinstituten und Industrieunternehmen unter der Förderung des Bundesministeriums für Bildung und Forschung (BMBF) durchgeführt. Die Zielstellung des Projektes beinhaltet die Konzeptionierung verschiedener Aufbereitungsverfahren, mit denen eine vollständige Verwertung unterschiedlicher Feldfrüchte und Kulturpflanzen zur Produktion von Treibstoffen, Chemikalien, Rohstoffen für technische Prozesse sowie Energie realisiert werden soll. Die Aufbereitungsverfahren greifen ineinander, so dass die Reststoffe aus einem Aufbereitungsverfahren den Rohstoff für ein anderes Verfahren darstellen. In dieser Arbeit wird ein Teil des integrierten Produktionsprozesses betrachtet. Dieser beinhaltet die Palmölgewinnung aus der Palmfrucht, die Biodieselherstellung aus Jatropha und die Zuckerextraktion aus Zuckerhirse mit anschließender Proteinextraktion aus dem angefallenen Reststoff Bagasse. Das Projekt beinhaltet ebenfalls die Modifizierung der etablierten Verfahren für diese Prozesse. Die anfallenden Reststoffe können daher über eine andere Zusammensetzung verfügen als die Reststoffe, welche in den etablierten Verfahren anfallen. Abbildung 1 gibt einen Überblick über den geplanten Prozessverlauf. Die anfallenden Reststoffe sind grün gekennzeichnet. Sie sollen in einem Biogasprozess energetisch genutzt werden.

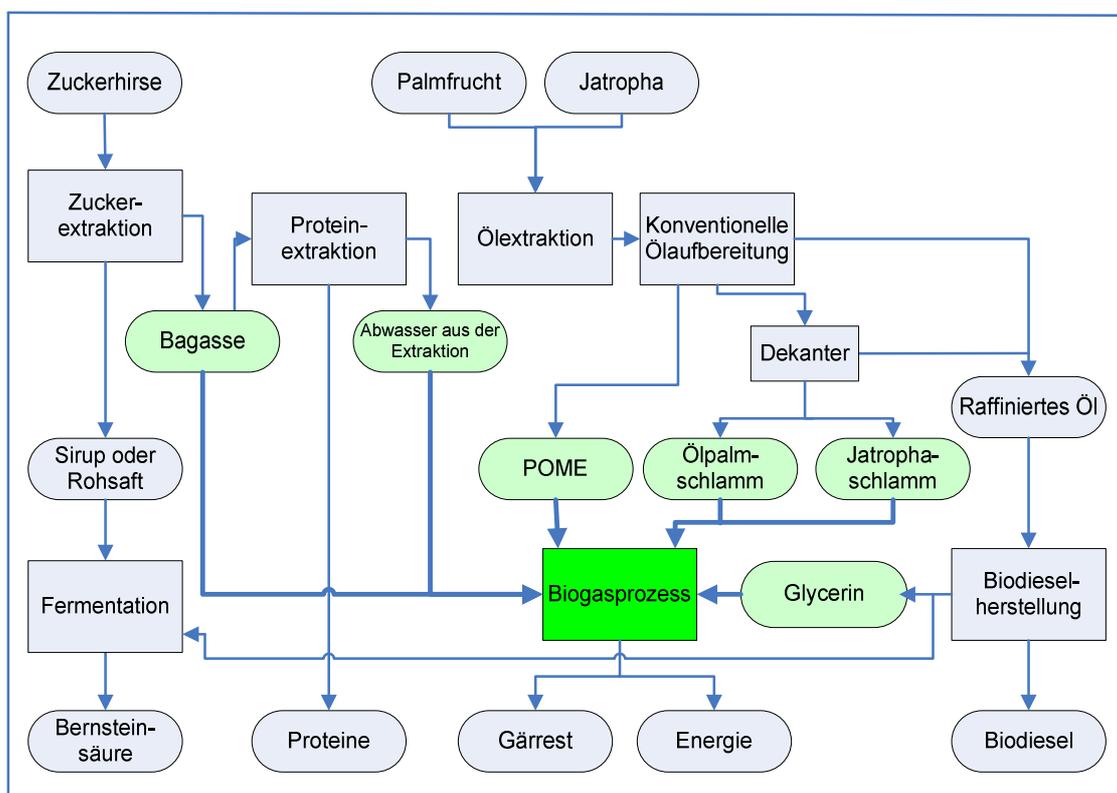


Abbildung 1-1: Übersicht Prozessverlauf

## 1.1 Zielsetzung

Ziel dieser Diplomarbeit ist es, Reststoffströme aus einem integrierten Produktionsprozess hinsichtlich der Einsatzmöglichkeit in einem anaeroben Vergärungsprozess zu untersuchen.

Die Rohstoffe werden zunächst genauer beschrieben, es werden die Eigenschaften und Nutzungspfade dargestellt sowie der Wissensstand der anaeroben Vergärung mit den anfallenden Reststoffen aufgezeigt. Anschließend werden die modifizierten Aufbereitungsverfahren erläutert. Im praktischen Teil wird die mesophile anaerobe Abbaubarkeit der Reststoffe, das Biogas- und Methanpotenzial sowie deren Nährstoffgehalt bestimmt. Die Ergebnisse aus dem praktischen Teil werden in einer Excel-Tabelle bilanziert, so dass eine Bilanzierung der Reststoffmengen sowie Variation im weiteren Projektverlauf möglich ist. Anschließend werden geeignete Verfahrenskombinationen für die Auslegung des Biogasprozesses erarbeitet und vorgestellt. Abschließend werden Empfehlungen für weitere Untersuchungen und alternativer Nutzungsmöglichkeiten der Reststoffe gegeben.

## 2 Stand der Technik

### 2.1 Grundlagen des anaeroben Abbauprozesses

#### 2.1.1 Der anaerobe Abbauprozess

Biogas entsteht in einem mehrstufigen Abbauprozess von organischem Material durch Bakterien in einer sauerstofffreien wässrigen Umgebung. Der Gärprozess wird in vier Phasen eingeteilt, die anhand der Anwesenheit bestimmter Bakterien charakterisiert werden. Während der ersten Phase, der Hydrolyse, werden Makromoleküle wie Kohlenhydrate, Fette und Eiweiße durch hydrolytische Bakterien und Enzyme aufgespalten. Sie liegen dann als Monomere in Form von Zucker (Monosaccharide), Aminosäuren oder Fettsäuren vor. Im nächsten Abbauschritt, der Acidogenese, werden diese Monomere versäuert. Acidogene Bakterien bauen die Monomere in Milchsäure, niedere Alkohole oder niedere Fettsäuren um. Es entstehen Gase wie Wasserstoff ( $H_2$ ) und Kohlenstoffdioxid ( $CO_2$ ). In der dritten Phase wandeln acetogene Bakterien diese Produkte in Essigsäure um. Diese Stoffe dienen als Ausgangsprodukte für die methanogenen Bakterien, die im letzten Schritt des Gärprozesses, der Methanogenese, das Biogas bilden.

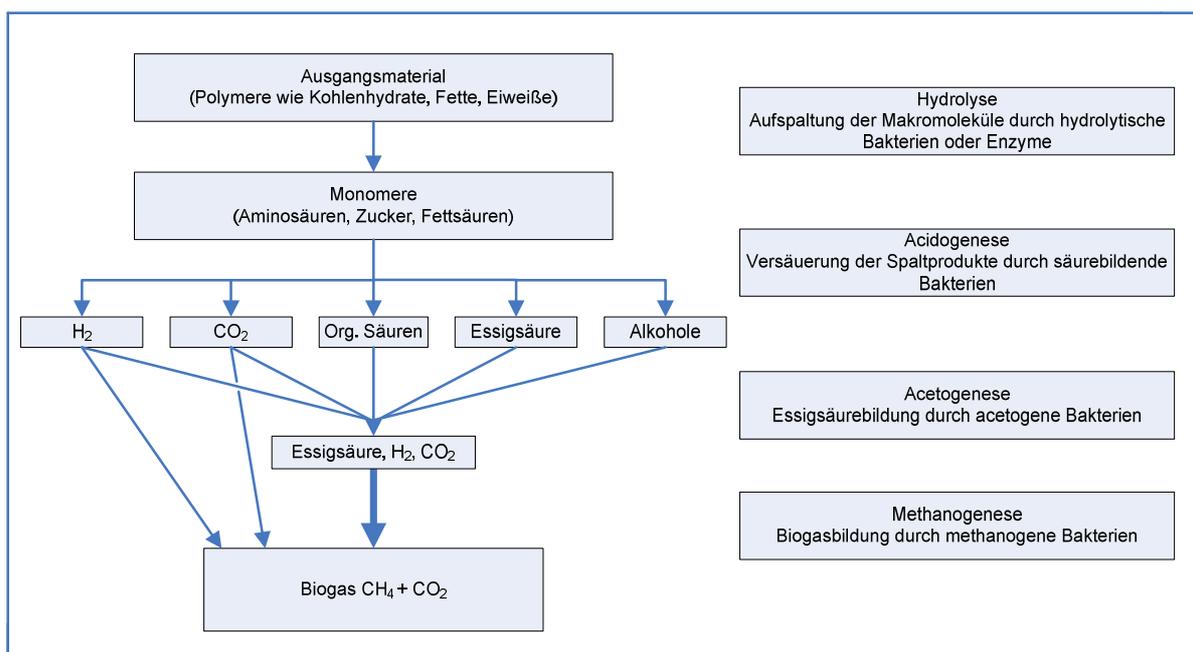


Abbildung 2-1: Der anaerobe Abbauprozess (bearbeitet nach [7])

Zur Entstehung von Biogas ist der Ablauf einer komplexen Stoffwechselkette nötig [8]. Die unterschiedlichen Bakterien brauchen spezifische Umgebungsbedingungen um sich vermehren und Stoffwechsel betreiben zu können. In einer einphasigen Biogasanlage laufen die vier Phasen der Biogasbildung in einem Fermenter ab, so dass beim Anlagenbetrieb ein Kompromiss gefunden werden muss, der allen Bakterien ein Milieu zur Verfügung stellt, in dem sie existieren können. In einer zweiphasigen Anlage, in welcher die Hydrolyse getrennt von den anderen Phasen abläuft, können die Milieubedingungen spezifischer angepasst werden.

### 2.1.2 pH-Wert

Der pH-Wert ist definiert als der negative dekadische Logarithmus der Wasserstoffionenkonzentration. Er zeigt an, ob sich die wässrige Lösung im Fermenter sauer oder alkalisch verhält.

Im Reaktionsraum stellt sich der pH-Wert in Abhängigkeit vom Zusammenspiel der vorhandenen Säuren, Laugen und den puffernden Substanzen ein. Er ist in erster Linie kein wirksamer Parameter, sondern dient zur Zustandsbeschreibung des Gärprozesses. Für die Mikroorganismen ist der pH-Wert hinsichtlich des Aktivitätsoptimums von Bedeutung. Hydrolytische und acidogene Bakterien bevorzugen ein leicht saures Milieu mit einem pH von 4,5 bis 6,3. Sie können sich aber auch an höhere pH-Werte anpassen. Acetogene und methanogene Bakterien bevorzugen ein neutrales bis leicht alkalisches Milieu mit pH-Werten zwischen 6,8 und 8 [2].

### 2.1.3 Biogaszusammensetzung

Biogas ist ein Gasgemisch, welches sich wie folgt zusammensetzt:

**Tabelle 2-1: Biogaszusammensetzung [9]**

Biogaskomponente	Konzentration
Methan	50 - 75 %
Kohlenstoffdioxid	25 - 40 %
Wasserdampf	2 - 7 %
Schwefelwasserstoff	< 2 %
Stickstoff	< 2 %
Wasserstoff	< 1 %

Der Methananteil bestimmt den Heizwert des Biogases und ist daher bei der energetischen Nutzung von Biogas von besonderer Bedeutung. Eine Beeinflussung des Anteils einzelner Biogaskomponenten an der Gaszusammensetzung ist nur bedingt

möglich. Hauptsächlich ist der Methananteil von der Art und Zusammensetzung des Substrates abhängig. Proteine führen zu hohen Methangehalten im Biogas von bis zu 71 Vol-%, Fette liefern bis zu 68 Vol-% und bei Kohlenhydraten liegt die Methankonzentration im Biogas bei rund 50 Vol-% [8].

## **2.2 Substrateigenschaften**

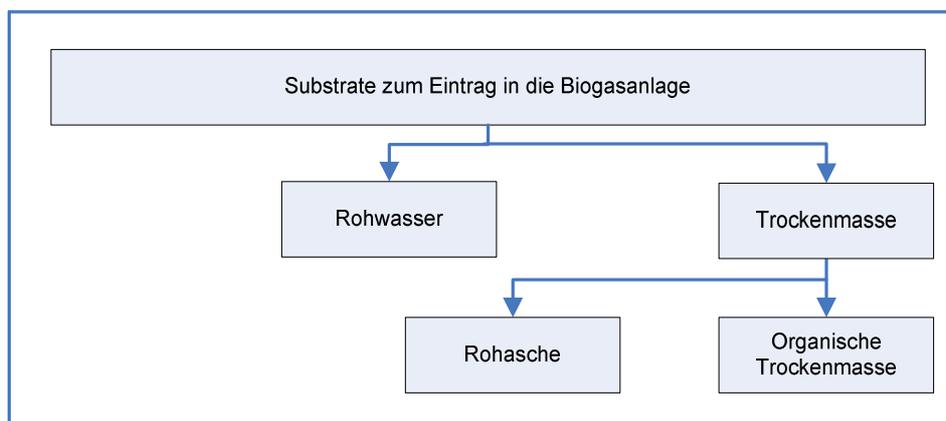
### **2.2.1 Substratzusammensetzung**

Die Zusammensetzung der Substrate hat maßgeblichen Einfluss auf die erzielbare Biogasausbeute. Bei flüssigen Substraten wird der chemische Sauerstoffbedarf (CSB) als Summenparameter für die organische Belastung angegeben. Er bezeichnet die Menge an Sauerstoff, welche zur Oxidierung der organischen Verbindungen notwendig wäre, wenn Sauerstoff als Oxidationsmittel verwendet wird. Die Angabe erfolgt in mg/l.

Bei schlammigen oder festen Substraten erfolgt eine grobe Charakterisierung durch die Bestimmung des Trockenrückstandes und des organischen Trockenrückstandes. Der Trockenrückstand (TR) gibt die Menge der enthaltenen Feststoffe in einem Material an. Dies ist ein entscheidender Faktor für das Fließverhalten und somit die Pump- und Rührfähigkeit eines Stoffes. Der TR einer Probe wird durch Trocknung bei 105 °C bis zur Gewichtskonstanz bestimmt. Er wird synonym auch als Trockenmasseanteil bezeichnet, die Angabe erfolgt in % relativ zur Masse der Originalprobe. Alternativ kann der Feststoffanteil als Trockenmasse (TM) in g oder kg auf Frischmassebezug angegeben werden. In Fachliteratur zur Biogastechnologie wird oftmals der Parameter Trockensubstanz (TS) angegeben, welcher im eigentlichen Sinne die Massenkonzentration der abfiltrierbaren Bestandteile eines Schlammes bezeichnet. Gelöste Bestandteile, beispielsweise Salze, werden dabei vor der Wägung entfernt. Die Angabe der TS erfolgt in g/l. In der Fachliteratur zur anaeroben Vergärung wird häufig die Parameter TS im Sinne von TR verwendet. Eine Unterscheidung ist zu einem späteren Zeitpunkt kaum möglich, da in der Literatur zumeist nicht auf die Messmethode bei der Bestimmung des Parameters eingegangen wird. Insofern bei verwendeten Literaturwerten eine Angabe der TS in % erfolgte, wird anhand der Substratart und dem Kontext davon ausgegangen, dass eine Bestimmung des TR stattgefunden hat.

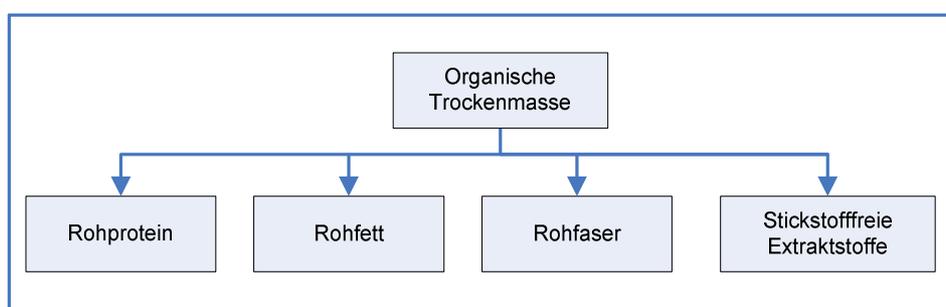
Wird der Trockenrückstand einer Probe im Muffelofen geglüht, entweichen flüchtige Verbindungen, organische Verbindungen verbrennen. Der Masseverlust wird als Glühverlust bezeichnet und in % relativ zur Trockenmasse angegeben. In dieser Arbeit wird der Glühverlust als organischer Trockenrückstand (oTR) bezeichnet. Alternativ kann die Angabe als organische Trockenmasse (oTM) in g oder kg auf Trockenmassebezug erfolgen.

Der anorganische Teil, welcher beim Glühen als Glührest vorhanden bleibt, wird in der Analytik als Rohasche bezeichnet. Er besteht aus mineralischen Stoffen und trägt in der Regel nicht zur Gasbildung bei. Abbildung 2-2 zeigt einen Überblick über die Einteilung in TR und oTR.



**Abbildung 2-2: Trockenrückstand und organischer Trockenrückstand**

Für die weitere Charakterisierung wird eine differenzierte Analyse nach Weender und ggf. van Soest durchgeführt. Nach Weender wird die organische Trockenmasse in Rohprotein, Rohfett, Rohfaser und stickstofffreie Extraktstoffe (NfE) eingeteilt. Grundsätzlich ist jede dieser Gruppen auf aerobem oder anaerobem Wege zumindest teilweise abbaubar. Abbildung 2-3 gibt einen Überblick über die Einteilung der oTR.



**Abbildung 2-3: Einteilung des oTR in Stoffgruppen nach Weender [10]**

Rohproteine sind Eiweiße, Peptide und Aminosäuren. Sie bestehen neben Kohlenstoff, Wasserstoff und Sauerstoff auch aus Stickstoff, Phosphor und Schwefel. Der Rohfettanteil kann beispielsweise Triglyceride, Wachse und Öle enthalten.

Kohlenhydrate werden nach Weender in Rohfaser und NfE eingeteilt. Der Rohfaseranteil enthält die pflanzlichen Gerüstsubstanzen, unter anderem Hemizellulose und Lignin. Der Anteil an NfE wird aus der Differenz von der organischen Trockenmasse zu Rohprotein, Rohfett und Rohfaser berechnet [10]. Alle Fraktionen der organischen Substanz haben unverdauliche Anteile. Bei der erweiterten Substratanalyse nach van Soest wird die Fraktion der Kohlenhydrate (Rohfaser und NfE) in Zucker, Stärke, neutrale Detergentienfaser (NDF), saure Detergentienfaser (ADF) und saures Detergentienlignin (ADL) eingeteilt. Der Anteil an Hemizellulose entspricht der Differenz NDF zu ADF, der Anteil an Zellulose entspricht der Differenz ADF zu ADL [11]

### **2.2.2 Biogasausbeute**

Der Parameter Biogasausbeute gibt Auskunft über die erzielbare Ausbeute Biogas pro Substrateinheit. Üblicherweise wird die Gasausbeute bezogen auf die Frischmasse oder den organischen Trockenrückstand angegeben. Abhängig von der Höhe des TR können sich beträchtliche Unterschiede ergeben. Neben der Substratart hängt die Biogasausbeute von weiteren Faktoren ab. Hierzu zählt beispielsweise die gewählte Prozesstemperatur. Zur Beurteilung der Vergärbarkeit verschiedener Substrate können Batch-Fermentierversuche angesetzt werden. Hierbei wird die kumulierte Biogas- oder Methanproduktion in einen diskontinuierlichen Gärversuch erfasst und anschließend als Kurve dargestellt. Abbildung 2-4 zeigt mögliche Verläufe. Es sind vier verschiedene Kurvenverläufe zu erkennen.

Bei leicht abbaubaren Substanzen findet anfangs eine rasche Umsetzung statt. Ist das Substrat aufgebraucht, verlangsamt sich die Gasproduktion erheblich. Die Gasproduktion zeichnet einen normalen Kurvenverlauf. Sind in der Probe neben leicht abbaubaren auch schwer abbaubare Substanzen enthalten, kommt es zu einem verzögerten Abbau. Die schwer abbaubaren Substanzen werden erst umgesetzt, nachdem die leicht abbaubaren verbraucht sind. Dieser Kurvenverlauf kann auch auf eine leichte Hemmung zurückgeführt werden. Bei einem stufenartigen Kurvenverlauf kann eine zweiphasige Umsetzung, Diauxie, der Grund sein. Bei einer Hemmung der Mikrobiologie liegt die Biogasbildung unter den Werten des Blindansatzes und führt zu

einer negativen Netto-Biogasproduktion. In der Praxis existiert eine Vielzahl von Mischformen der aufgezeigten Kurvenverläufe.

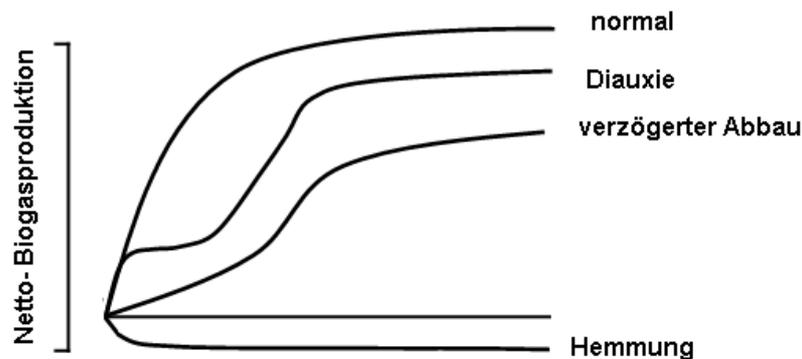


Abbildung 2-4: Mögliche Verläufe der Gasproduktion im Batch-Fermenterversuch [12]

### 2.2.3 Nährstoffangebot

Für einen optimal ablaufenden Gärprozess müssen die Substrate über ein ausreichendes Angebot an Nährstoffen und Spurenelementen für die Bakterien verfügen. Das Verhältnis von Kohlenstoff (C) zu Stickstoff (N) und Phosphor (P) sollte 200-400:4:1 betragen. Das Verhältnis von Kohlenstoff zu Stickstoff und Phosphor und Schwefel (S) sollte 300:15:5:1 betragen. Die alleinige Betrachtung des C:N-Verhältnisses ist kein ausreichendes Kriterium für die Eignung eines Substrates für den anaeroben Abbauprozess [8]. Weitere Nährstoffe, welche den Gärprozess beeinflussen, sind Natrium (Na), Kalium (K) und Kalzium (Ca) sowie Magnesium (Mg). Der Bedarf an Spurenelementen variiert mit dem jeweiligen Anwendungsfall, er ist unter anderem abhängig vom eingesetzten Substrat, dem Anpassungsgrad der Biozönose und der Gärtechnik. In den Substraten enthaltene Spurenelemente können in unterschiedlichen chemischen Bindungen vorliegen, wodurch sie unterschiedlich verfügbar für die Bakterien sind. Generell sind Konzentrationen zu vermeiden, welche hoch genug sind, um eine Hemmung des Gärprozesses zu verursachen. Kalium kann in Konzentrationen ab 3 g/l hemmend wirken. Für Magnesium und Kalzium gelten ähnliche Konzentrationen, wenn sie in Verbindung mit Chlorid auftreten. Ammonium kann zwischen 2,7 g/l und 10 g/l hemmend wirken, Ammoniak ab 0,15 g/l. Ammonium und Ammoniak stehen bei Lösung im Wasser im chemischen Gleichgewicht. Mit steigendem pH-Wert und Temperatur verschiebt sich das Gleichgewicht zu Ammoniak, welches sich hemmend auf die Methanbildung auswirkt. Dies ist bei der

Wahl der Prozesstemperatur zu berücksichtigen. Schwefel kann als  $\text{H}_2\text{S}$  ab 50 g/l, als  $\text{S}^{2-}$  ab 100 g/l und als  $\text{Na}_2\text{S}$  ab 160 g/l hemmend wirken.

Bei den Angaben ist die Adaptierfähigkeit der Bakterien zu berücksichtigen. Eine adaptierte Biozönose kann höhere Konzentrationen ertragen, welche bei einer nicht adaptierten Biozönose negative Effekte nach sich ziehen würden [9].

## **2.3 Gärtechniken**

Die Verfahrenstechnik zur Realisierung von anaeroben Abbauprozessen kann anhand von unterschiedlichen Kriterien charakterisiert werden. Diese werden im Folgenden näher erläutert.

### **2.3.1 Prozesstemperatur**

Die beim Vergärungsprozess beteiligten Bakterien können nur in einem definierten Temperaturbereich leben. Innerhalb dieses Intervalls variiert ihre Aktivität stark. Um eine stabile Prozessführung und kontinuierliche Gasproduktion in einer Biogasanlage zu gewährleisten, ist es notwendig, die Temperatur auf das Aktivitätsoptimum der Bakterien einzustellen und auf diesem Niveau zu halten. Bei starken und plötzlich auftretenden Temperaturschwankungen kann es zu einer Verminderung der Aktivität oder sogar zu einem Absterben der Bakterien kommen. Das würde das Erliegen des Vergärungsprozesses bedeuten. Bakterien werden abhängig von der von ihnen bevorzugten Temperatur eingeteilt. Für Biogasverfahren unterscheidet man zwei Typen: Mesophile Bakterien im Temperaturbereich zwischen ca. 35 und ca. 43 °C und thermophile Bakterien im Temperaturbereich zwischen ca. 50 und ca. 57 °C. In Deutschland werden die meisten Biogasanlagen im mesophilen Bereich betrieben.

Die Betriebstemperatur wirkt sich durch den Einfluss auf die Bakterienaktivität auf die Reaktionsgeschwindigkeit des Gesamtprozesses aus. Grundsätzlich erfolgt bei höheren Temperaturen eine schnellere Umsetzung der Ausgangsstoffe. Dabei werden bei thermophiler Prozessführung höhere Gasausbeuten als bei der mesophilen Prozessführung erreicht. Allerdings kommt es bei höheren Temperaturen zu einer verstärkten Ausgasung von Kohlenstoffdioxid ( $\text{CO}_2$ ), was zu einer Reduzierung der Methankonzentration im Biogas führt [8]. Die meisten derzeit bekannten Methan bildenden Bakterien haben ihr Wachstumsoptimum im mesophilen Temperaturbereich. Die thermophile Prozessführung gilt aufgrund der weniger vielfältigen Biozönose als instabiler als die mesophile. Die Wahl der Prozesstemperatur hängt unter anderem von

der Höhe des Wassergehalts der Substrate ab. Bei hohen Wassergehalten ist ein erhöhter Energieaufwand notwendig, um das Temperaturniveau stabil zuhalten. Bei niedrigen Wassergehalten kann es dagegen sinnvoll sein, eine Vergärung im thermophilen Bereich zu wählen, insbesondere wenn die Substrate bei hohen Temperaturen anfallen. Die Temperatur der Substrate entspricht bei der Beschickung im Idealfall der Prozesstemperatur. Dadurch wird im Fermenter eine konstante Milieutemperatur für die Bakterien geschaffen [9].

### **2.3.2 Trockenmassegehalt im Fermenter und Durchmischung**

Als weiteres Unterscheidungsmerkmal der Vergärung dient der Trockenmassegehalt im Fermenter. Er hat erheblichen Einfluss auf die Wahl des Gärverfahrens. Man unterscheidet die Nassvergärung und die Trockenvergärung.

Bei der Nassvergärung (auch Nassverfahren) liegt der Trockenmassegehalt bei 5 bis 15 %, so dass eine gute Pump- und Rührfähigkeit des Substrats gewährleistet bleibt. Bei der Nassvergärung eignet sich die Ausführung als voll durchmischter Rührkessel (engl.: Continuous Stirred Tank Reactor: CSTR). Dieser kann in verschiedenen Variationen ausgeführt sein. Abbildung 2-5 zeigt die Ausführung mit Axialrührwerk.

Bei der Trockenvergärung (auch Feststoffverfahren) werden stapel- oder schüttbare Substrate verwendet. Der Trockenmassegehalt im Fermenter kann über 25 % betragen. Bei der Trockenvergärung eignet sich die Ausführung als Pfropfenstromreaktor. Dabei handelt es sich um einen länglichen, meist liegenden Reaktor. Auf einer Seite wird das Substrat eingebracht, welches den Fermenter anschließend als Pfropfen durchströmt und auf der anderen Seite vergärt wieder austritt. Ein Teil des eingebrachten Substrates wird rückgeführt um das eingebrachte Substrat mit Faulbakterien anzuimpfen. Liegt der Trockenmassegehalt der Substrate über 40 %, so eignen sich aerobe Verfahren besser zur Behandlung als die anaerobe Vergärung. Insbesondere bei Substraten mit einem hohen Faseranteil erscheint die Kompostierung sinnvoller.

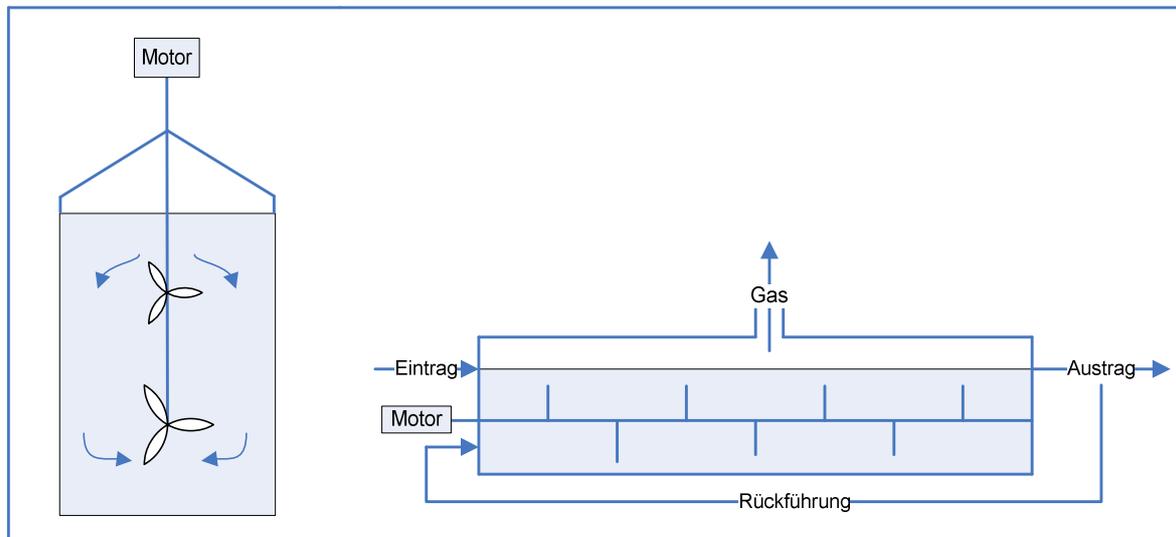


Abbildung 2-5: volldurchmischter Fermenter mit Axialrührwerk und Pfropfenstromfermenter [9]

## 2.4 Betriebsparameter

### 2.4.1 Faulraumbelastung

Die Raumbelastung einer Biogasanlage ist das Verhältnis der täglich zugeführten oTR zu dem Nettofermentervolumen (Flüssigkeitsvolumen) und ist damit ein Maß für die organische Belastung des Gärprozesses. Die Berechnung erfolgt nach Gleichung 1 [13]:

$$B_R = \frac{\dot{m}_{\text{oTR}}}{V_R} \quad (1)$$

mit  $B_R$  - Faulraumbelastung [kg oTR/(d\*m<sup>3</sup>)]  
 $\dot{m}_{\text{oTR}}$  - Massenstrom der Substratzufuhr an organischem Trockenrückstand [kg oTR/d]  
 $V_R$  - Bruttoreaktorvolumen [m<sup>3</sup>]

Eine hohe Faulraumbelastung bewirkt nicht unbedingt eine Erhöhung der Methanausbeute während des bakteriellen Abbauprozesses. Ist die Faulraumbelastung zu hoch, kommt es im Gegenteil zu einer Verringerung der Methanausbeute. Die Bakterien sind nicht mehr in der Lage das zugeführte Substrat vollständig zu verarbeiten. Zwischenprodukte wie organische Säuren reichern sich im Fermenter an und bewirken eine Versäuerung des Milieus. Die Prozessstabilität nimmt ab und die substratspezifische Methanausbeute sinkt. Wird weiterhin Substrat in den übersäuernden Fermenter eingetragen, kann es zum Erliegen des Gärprozesses kommen. Auf der anderen Seite kann eine zu übermäßige Verringerung der Faulraumbelastung die

Nährstoffversorgung der Bakterien beeinträchtigen, was in der Regel in hohen Ausbeuten aber geringer Biogasproduktion niederschlägt. Auch in diesem Falle kommt es zu einer reduzierten Anlagenleistung [14].

Es ist daher von entscheidender Bedeutung, dass bei der Auslegung der Raumbelastung die Stoffwechselaktivität der Bakterien berücksichtigt wird. Erfahrungswerte aus der Praxis für die oben beschriebenen Verfahren werden in Tabelle 2-2 angegeben.

**Tabelle 2-2: Faulraumbelastung nach Fermentertyp [4]**

Vergärungsverfahren	$B_R$
	[kg oTR/(d*m <sub>R</sub> <sup>3</sup> )]
CSTR	2 - 4 (10)
Pfropfenstromverfahren	5 - 15 (20)

Abweichend von den Empfehlungen ist eine weitaus höhere Belastung der Fermenter möglich. Beim Rührkessel beträgt die Raumbelastung bei Ausnahmen bis zu 10 kg oTR/(d\*m<sub>R</sub><sup>3</sup>) Pfropfenstromfermenter können grundsätzlich höher belastet werden als Rührkessel, hier kann die Raumbelastung in Ausnahmefällen bis zu 20 kg oTR/(d\*m<sub>R</sub><sup>3</sup>) erreichen.

## 2.4.2 Verweilzeit

Die Verweilzeit bezeichnet die theoretische Aufenthaltsdauer eines Partikels im Gärbehälter. Die tatsächliche Aufenthaltsdauer hängt unter anderem von den Partikeleigenschaften, der Behälterkonfiguration und den Durchströmungsverhältnissen ab. Sie unterliegt einer Wahrscheinlichkeitsverteilung. Als hydraulische Verweilzeit bezeichnet man die mittlere Verweilzeit der zugeführten Partikel. Sie berechnet sich nach Gleichung 2 [13]:

$$t = \frac{V_R}{\dot{V}_S} \quad (2)$$

mit  $T$  - hydraulische Verweilzeit [d]  
 $V_R$  - Bruttoreaktorvolumen [m<sup>3</sup>]  
 $\dot{V}_S$  - Substratzufuhr [m<sup>3</sup>/d]

Bei der Planung einer Biogasanlage ist es aus biologischer Sicht sinnvoll, möglichst lange Verweilzeiten anzustreben. Je länger sich die Substrate im Fermenter aufhalten, desto länger sind sie für die Bakterien verfügbar und desto höher ist der erreichbare Abbau an organischem Trockenrückstand. Bei der Wahl der Verweilzeit muss

die Generationszeit der Bakterien berücksichtigt werden. Bei zu kurzen Verweilzeiten werden mehr Bakterien ausgetragen als nachwachsen können, es kommt zu einer Auswaschung der Bakterien aus dem Fermenter [9].

Um bei gegebener Substratmenge eine lange Verweilzeit gewährleisten zu können, muss ein höheres Behältervolumen gewählt werden. In der Praxis schlägt sich das in einer Kostensteigerung nieder, so dass oft ein Kompromiss eingegangen wird zwischen Vollständigkeit der Vergärung und baulicher Ausführung der Anlage [15]. Verfügbare Richtwerte werden in Tabelle 2-3 angegeben.

**Tabelle 2-3: Hydraulische Verweilzeiten nach Fermentertyp [9]**

Vergärungsverfahren	$\tau$ [d]
CSTR	(5) 10-40 (>50)
Pfropfenstromverfahren	10 - 40

Diese Praxiswerte dienen zur Orientierung. In Ausnahmefällen sind Verweilzeiten von unter zehn Tagen und über 100 Tagen möglich. Da methanbildende Bakterien eine Generationszeit von bis zu 15 Tagen haben, sollte eine Verweilzeit von 20 Tagen nicht unterschritten werden, da sonst die Gefahr einer Auswaschung der Methanbakterien aus dem Fermenter besteht. Für die Abwasserbehandlung sind große Durchsatzmengen charakteristisch, die nur kurz im Faulraum verbleiben. Daher sind Anpassungen des Systems erforderlich, die eine Biomasserückhaltung gewährleisten um das Ausspülen der Bakterien beim Ablassen des vergorenen Abwassers zu verhindern. Die Bakterien können durch spezielle Reaktor Anpassungen zurückgehalten oder durch eine kontinuierliche Rezirkulation von ausgegorenem Gärsubstrat rückgeführt werden [9].

### 2.4.3 Biogasproduktivität

Die Biogasproduktivität ist das Verhältnis der entstandenen Biogasmenge bezogen auf das Reaktorvolumen und damit ein Maß für die Reaktorleistung. Die Biogasproduktivität wird nach Gleichung 3 berechnet:

$$P_G = \frac{V_G}{V_R * t} \quad (3)$$

mit  $P_G$  - Biogasproduktivität [ $m_G^3/(m_R^3 * d)$ ]  
 $V_G$  - Volumen des Biogases [ $m_G^3$ ]  
 $V_R$  - Bruttoreaktorvolumen [ $m_R^3$ ]  
 $t$  - Zeit [d]

#### 2.4.4 Abbaugrad

Der Abbaugrad gibt an, wie hoch der Abbau an organischer Trockensubstanz während der Vergärung ist. Die Berechnung erfolgt nach Gleichung 4:

$$h_{oTR} = \frac{m_{oTR,zu} - m_{oTR,ab}}{m_{oTR,zu}} \quad (4)$$

mit  $\eta$  - Abbaugrad [%]  
 $m_{oTR,ab}$  - abgeführte Masse an organischer Trockensubstanz [m<sup>3</sup> oder kg]  
 $m_{oTR,zu}$  - zugeführte Masse an organischer Trockensubstanz [m<sup>3</sup> oder kg]

In der Praxis sind hohe Abbaugrade anzustreben, da sie mit hohen Gasausbeuten einhergehen. Ein vollständiger Abbau der organischen Trockenmasse ist allerdings oft nicht möglich, da die Abbaukinetik mit der Zeit abnimmt. Zu Beginn des Vergärungsprozesses erfolgt der Abbau der Organik relativ schnell, nimmt aber mit fortschreitender Dauer an Geschwindigkeit ab. Die letzten Prozent der möglichen Gasausbeute sind nur mit sehr langen Verweilzeiten zu gewinnen, was aber wirtschaftlichen Nachteile mit sich bringt. Bei Anlagen in der Praxis variieren die erreichten Abbaugrade zwischen 30 und 70%, der Durchschnitt wird bei 60% angegeben [8].

## 2.5 Palmölgewinnung aus der Palmfrucht

### 2.5.1 Eigenschaften und Nutzung der Palmfrucht

Die Ölpalme ist eine astlose immergrüne Pflanze, die eine Höhe von 18 - 30 m erreichen und bei natürlichem Wuchs bis zu 200 Jahre alt werden kann [16]. Für einen optimalen Wuchs sind gleichmäßige Temperaturen und Niederschläge im Jahresverlauf notwendig, daher befinden sich die Plantagen meist in den feucht-warmen Tropen. Sie wächst auf gut dränierten und nährstoffreichen Boden und bedarf einem ausreichenden Düngereinsatz. Pro Hektar und Jahr werden etwa 100 kg Stickstoff, 12 kg P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, 150 K<sub>2</sub>O und 30 kg CaO benötigt [17]. Die Palmfrüchte fallen in Fruchtbündeln ganzjährig an und müssen von Hand geerntet werden. Meist trägt die Ölpalme mehrere Fruchtbündel, von denen eins heranreift. Die Bündel bestehen aus ungefähr 200 pflaumengroßen Palmfrüchten und können zwischen 18-20 kg wiegen. Der optimale Erntezeitpunkt wird durch den Farbwechsel der Palmfrüchte von schwarz zu orange oder das Abfallen einzelner Früchte angezeigt [16]. In Abbildung 2-6 erkennt man die Palmfrüchte mit ihrem orange-farbenden Fruchtfleisch und den Palmkernen.



**Abbildung 2-6: Querschnitt durch Palmfrucht [18]**

Die ganzen Fruchtbündel werden vorsichtig von den Bäumen abgeschlagen und zur Ölmühle gebracht. Das Fruchtfleisch hat einen Ölgehalt von ungefähr 45 - 55 %. Beim Auspressen fällt das rot farbige Rohpalmöl an. Die Palmkerne enthalten ungefähr 50 % Öl [17]. Aus der Palmfrucht werden das Palmöl und das Palmkernöl gewonnen, welche unterschiedlichen Verwendungen zugeführt werden. Das nährstoffreiche Palmöl wird in der Lebensmittelproduktion eingesetzt. Palmkernöl findet in der oleochemischen Industrie für Kosmetika und Waschmittel breite Anwendung, der Palmkernpresskuchen wird als proteinreiches Viehfutter verwendet [19].

### **2.5.2 Verfahrensbeschreibung der Palmölgewinnung**

Nach der Ernte werden die Fruchtbündel zur weiteren Verarbeitung in die Mühle gefahren [20]. In Abbildung 2-7 sind die einzelnen Aufbereitungsschritte der Ölmühle abgebildet, die anfallenden Reststoffe sind grün markiert. Die frischen Fruchtbündel (engl.: fresh fruit bunches, FFB) werden über ein Förderband in den Druckkessel transportiert und dort mit heißem Dampf (ca. 140 °C) sterilisiert [21]. Dadurch wird ein Fett spaltendes Enzym inaktiviert, welches sonst zu einer erheblichen Qualitätsminderung des gewonnenen Palmöls führen würde. Bei diesem Prozessschritt fällt mit dem Kondensat der Großteil des Abwassers an. Die sterilisierten Fruchtbündel werden durch ein weiteres Förderband in einen Trommelsieb befördert, in dem sie mit geringer Geschwindigkeit geschleudert werden. Hier fallen die leeren Fruchtbündel (engl.: empty fruit bunches, EFB) an, die in diesem Prozess keine weitere Verwendung finden und auf einer zur Plantage gehörenden Fläche deponiert werden. Die abgetrennten Früchte fallen auf ein Förderband und werden zum Dampfkocher transportiert. Durch die Erhitzung mit heißem Dampf werden die Früchte aufge-

weicht, so dass im nächsten Schritt die Palmkerne und Fasern effektiver durch eine Presse abgetrennt werden können.

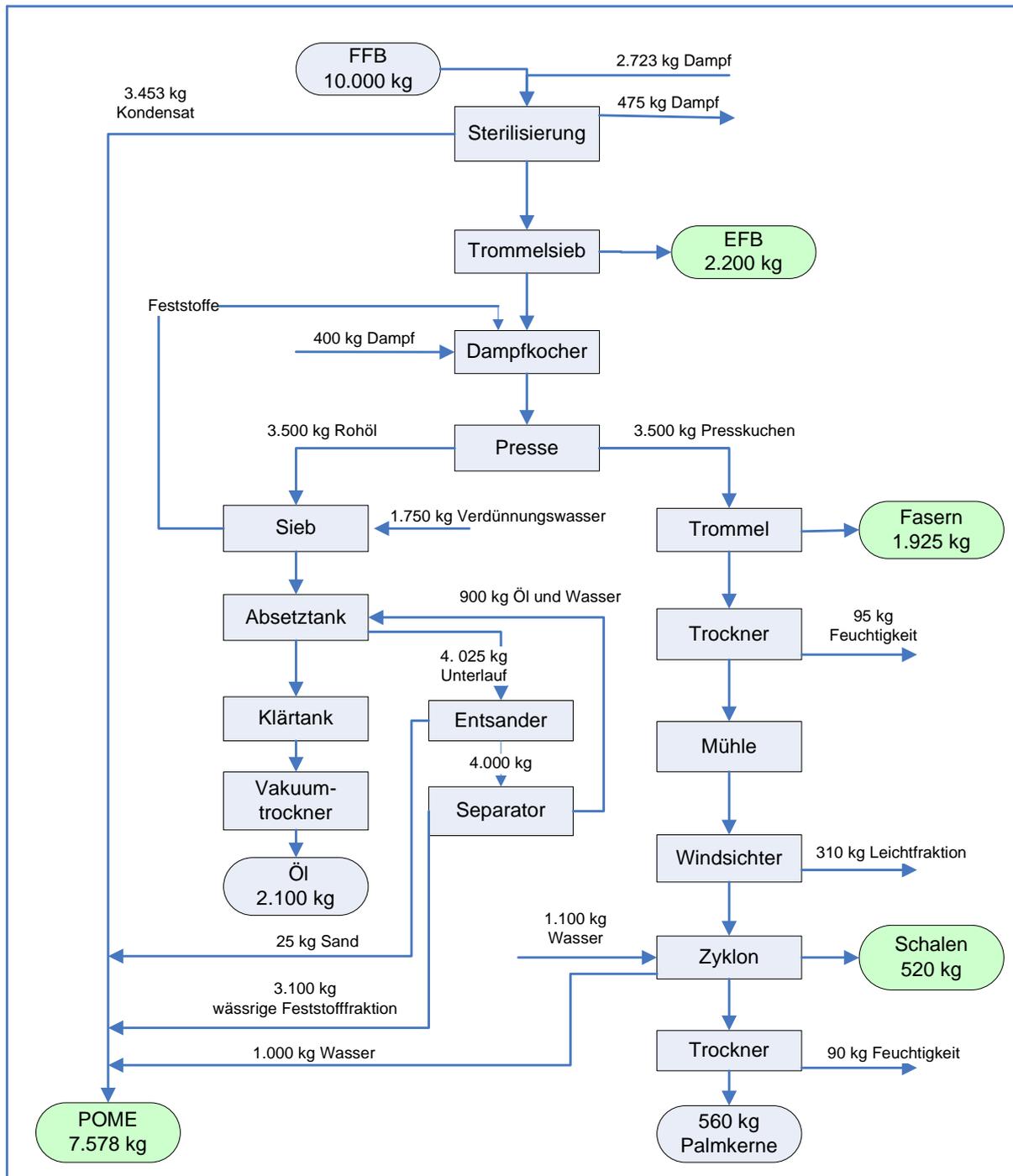


Abbildung 2-7: Massenbilanz der Palmfruchtaufbereitung [Quelle: GEA Westfalia]

Übrig bleibt ein hochviskoses Gemisch, in dem das Öl zusammen mit Fruchtfasern, Wasser und Zellmaterial vorliegt. Das Gemisch gelangt durch einen Sieb in einen Absetztank. Hier wird unter Zugabe von heißem Wasser die Öl-Emulsion aufgebrochen und es findet eine Abtrennung in zwei Phasen statt. Die unlöslichen Partikel setzen sich am Behälterboden zu einem Schlamm ab, während das Öl zusammen

mit der tragenden Wasserphase am Behälterkopf überläuft. Es wird von hier in einen Klärtank zur weiteren Reinigung geleitet und liegt nach der Vakuumtrocknung in reiner Form vor [21]. Der Schlamm aus dem Absetztank, in dem noch Ölrückstände vorhanden sind, gelangt zusammen mit Wasser in einen 2-Phasen-Separator, welcher Schlamm und Öl trennt. Das abgetrennt Öl wird mit einem Teil Wasser zurückgeführt, übrig bleibt eine wässrige Fraktion mit Schwebstoffen. Bei dem Auspressen der Früchte fällt weiterhin ein Presskuchen an, der die Palmkerne und das Fruchtfleisch der Palmfrucht enthält. Die Palmkerne werden in einer Mühle aufgebrochen, anschließend werden die Schalen der Palmkerne von dem feuchten Fruchtkern getrennt.

Die Palmkernschalen werden zusammen mit dem Fasern der Palmfrüchte zur Energie- und Dampfgewinnung für die vorgeschalteten Prozessschritte verbrannt. Die feuchten Palmkerne werden getrocknet. Sie sind im trockenen Zustand für den Transport geeignet. Aus ihnen kann in einem weiteren Verfahrensschritt Palmkernöl und Palmkernpresskuchen gewonnen werden [20]. Am Ende des Aufbereitungsprozesses fallen pro t FFB etwa 0,21 t Palmöl und 0,056 t Palmkerne als Produkt an. Als Reststoffe fallen 0,22 t leere Fruchtbündel, 0,052 t Schalen und 0,77 t Ölmühlenabwasser (engl.: palm oil mill effluent, POME) pro t FFB an.

### **2.5.3 Vergärung der Reststoffe aus der Palmölgewinnung**

Der Reststoff POME aus der Palmölgewinnung kann zur Vergärung genutzt werden. Relevante Untersuchungen werden im folgenden dargestellt.

#### POME

POME verfügt über einen Restgehalt an Öl, Fasern sowie über ein breites Spektrum an Kohlenhydraten und Stickstoffverbindungen [22]. Üblich ist ein saurer pH-Wert zwischen 4 und 4,6. Suspendierte Schwebstoff bewirken eine braune Farbe und Trübung. POME verfügt über einen Trockensubstanzgehalt von ca. 4,5 % und einen hohen biochemischen und chemischen Sauerstoffbedarf (BSB und CSB). Als übliche Behandlungsmethode wird das Abwasser in Teichsysteme geleitet. Hier findet durch aerobe und anaerobe Abbauprozesse ein Abbau der Organik statt. Sobald die durch gesetzliche Regelungen vorgeschriebenen Grenzwerte erreicht werden, kann das Abwasser in die Vorfluter entlassen werden. In Tabelle 2-4 ist die Zusammensetzung von POME sowie die gesetzlichen Einleitgrenzwerte dargestellt.

**Tabelle 2-4: Eigenschaften von POME und gesetzliche Einleitungsgrenzwerte [21], [24], [23]**

Parameter	POME	Grenzwert	Einheit
pH-Wert	3,4,- 5,2	5- 9	-
Temperatur	80- 90	45	°C
Ölrestgehalt	130- 18.000	50	mg/l
BSB <sub>3</sub>	10.250- 43.750	100	mg/l
CSB	15.000- 100.000	-	mg/l
Gesamtfeststoffanteil	1.500- 7.900	-	mg/l
Stickstoff gesamt	180- 1.400	200	mg/l
Ammonium Stickstoff	4- 80	150	mg/l
Phosphor	91- 131	-	mg/l
Kalium	1.281 -1.928	-	mg/l
Kalzium	276- 405	-	mg/l
Magnesium	254- 344	-	mg/l

POME fällt hauptsächlich bei der Sterilisierung der Früchte, der Separation des Roh-Palmöls und der Zentrifugation der Schlammfraktion an. Die unterschiedliche Zusammensetzung der Teilströme ist in Tabelle 2-5 wiedergegeben.

**Tabelle 2-5: Zusammensetzung der POME-Teilströme [24]**

Parameter	Kondensat aus Fruchtsterilisation	Wässrige Feststofffraktion aus Separator	Zyklon Abwasser	Einheit
pH	5,0	4,5	-	-
BSB <sub>3</sub>	23.000	29.000	5.000	mg/l
CSB	47.000	64.000	15.000	mg/l
Gesamtfeststoffanteil	5.000	23.000	7.000	mg/l
Stickstoff gesamt	600	1.200	100	mg/l
Ammonium Stickstoff	20	40	-	mg/l
Ölrestgehalt	4.000	7.000	300	mg/l

Die Eigenschaften von POME variieren über das Jahr abhängig vom Betrieb der Mühle und der Jahreszeit [25]. POME verfügt aufgrund seines hohen Gehalts an organischen Bestandteilen über ein hohes Verschmutzungspotenzial für die Umwelt. Insbesondere aufgrund seines hohen Methanpotenzials stellt die Behandlung von POME eine ökologische Notwendigkeit zur Reduzierung der Treibhausgasemissionen dar. Die Ansätze dazu sind vielfältig. Aerobe und anaerobe Behandlungsmethoden sind wegen ihres niedrigen Energiebedarfs die meist angewendeten [26]. Die

bislang am weitest verbreiteten Behandlungsmethoden sind das Teichsystem und der offene Vergärer.

Das Teichsystem wird überwiegend auf den Plantagen der Ölmühlen angewendet (auch Lagunensystem, engl: ponding system) [25],[27]. Hierbei wird das Abwasser durch mehrere Teiche geleitet, in welchen es abkühlt und versäuert [28]. Während an der Wasseroberfläche vorwiegend aerobe Abbauprozesse statt finden, kommt es in den tieferen Wasserschichten zu anaeroben Abbauprozessen. In der Folge gasen erhebliche Mengen an Methan und Kohlenstoffdioxid aus. Der Methangehalt der Ausgasungen liegt durchschnittlich bei 54 % [29]. Nach ausreichender Verweilzeit kann die POME zur Bewässerung auf der Plantage ausgebracht werden. Wird eine aerobe Behandlung nachgeschaltet, so kann die POME hiernach in die Vorfluter entlassen werden, sobald die vorgeschriebenen Grenzwerte erreicht sind [28]. Die Anzahl der Teiche auf einer Plantage hängt von der verfügbaren Fläche ab [30].

Bei geringer Flächenverfügbarkeit auf der Plantage wird die Behandlung in offenen Vergärungsbehälter realisiert. Mit dieser Methode kann eine niedrige Verweilzeit von ca. 20 Tagen erreicht werden. Gleichzeitig findet durch das regelmäßige Einbringen von weiterer Flüssigkeit eine Aerobisierung des Behälterinhalts statt. Der durchschnittliche Methangehalt der Ausgasung liegt zwischen 13,5 und 49 % und ist damit viel niedriger als bei dem Teichsystem [25]. Beide Systeme haben den entscheidenden Nachteil, dass das Biogas unkontrolliert entweicht. Die Biogaskomponente Methan kann somit nicht als Energieträger genutzt werden und trägt zur Verstärkung des Treibhauseffekts bei.

Es wurden bereits zahlreiche Versuche zur anaeroben Behandlung von POME mit Biogastrückhaltung durchgeführt. In Tabelle 2-6 wird ein Überblick über einige untersuchte Behandlungsmethoden im mesophilen Temperaturbereich gegeben.

**Tabelle 2-6: Übersicht mesophiler Gärversuche mit POME**

Behandlungsmethode	Raumbelastung	Verweilzeit	Methan-gehalt	Fermenter-volumen	CSB Ab-baugrad	Referenz
	[kg CSB/(m <sub>R</sub> *d)]	[d]	[%]	[l]	[%]	
Anaerobes Teichsystem	1,4	40	54,4	k. A.	97,8	[29]
Offener Vergärer	2,16	20	36	3.600.000	80,7	[25]
Geschlossener Vergärer	1,77	17	k. A.	500.000	>95	[31]
Anaerobe Filtration	4,5	15	63	23	94	[26]
Wirbelbett	40,0	0,25	k. A.	1	78	[32]
UASB	10,6	4	54,2-62	16	>96	[33]
Zweistufiger UASB <sup>1</sup>	16,6 und 30	0,9 und 4	54,2	12 und 5	>90	[34]
UASFF2	11,58	3	71,9	4,98	97	[27]
CSTR <sup>3</sup>	2.6-3,5	18	62,5	3 x 2.500.000	80	[28]
CSTR	12,25	7	71,04	3	71,1	[35]
EGSB <sup>4</sup>	17,5	2	70	21,56	91	[36]
Semi-kontinuierliche Vergärung	12,6	5-66	63,7	2	>97	[37]
Anaerobes Kontaktverfahren	3,44*	4,7	63	k. A.	93,3	[38]

\*(Ergebnisse in BSB)

POME fällt mit einer Temperatur von ca. 85 °C an, daher bietet sich die thermophile Vergärung als Behandlungsmöglichkeit an. Tabelle 2-7 gibt einen Überblick über bestehende Forschungsergebnisse.

<sup>1</sup> Upflow anaerobic sludge bed reactor

<sup>2</sup> Upflow anaerobic sludge-fixed film reactor

<sup>3</sup> Continuous stirred tank reactor

<sup>4</sup> Expanded granular sludge bed

**Tabelle 2-7: Übersicht thermophiler Gärversuche mit POME**

Behandlungsmethode	Raumbelastung	Verweilzeit	Methan-gehalt	Fermentervolumen	CSB Abbaugrad	Referenz
	[kg CSB/(m <sub>R</sub> *d)]	[d]	[%]	[l]	[%]	
Anaerobes Kontaktverfahren	3,5-5,03	6-7	k. A.	k. A.	72-76	[39]
CSTR	17,01	5	69,53	3	70,32	[35]
Semi-kontinuierlicher Anaerobreaktor	15,1	4,3	68,6-73,5	2	>96	[40]
Semi-kontinuierlicher Anaerobreaktor	52	1-3	>60	2	>70	[41]

Es ist erhebliche Reduzierung der Organik sowohl bei der mesophilen wie auch bei der thermophilen Vergärung zu erkennen. Das bestätigt eine grundsätzliche Eignung des POME für anaerobe Behandlungsmethoden. Weiterhin wird deutlich, dass intensiv nach alternativen Optionen der POME-Behandlung gesucht wird. Neuere Ansätze einschließlich dem Wirbelbettreaktor, dem Up-flow Anaerobic Sludge Reaktor (UASB), Up-flow Anaerobic Sludge Fixed-Film-Reaktor (UASFF) und der Membrantechnologie wurden aufgrund hoher Investitions- und Betriebskosten, welche den Aufwand der konventionellen Systeme weit übersteigen, noch nicht in den industriellen Maßstab umgesetzt [21].

Unbehandeltes Palmölmühlenabwasser kann direkt auf die Plantage aufgebracht werden und bewirkt dort durch den hohen Gehalt an Phosphor einen Düngereffekt. Somit besteht eine Alternative zur Verwendung von mineralischem Dünger. Allerdings besteht durch den hohen Feststoffgehalt die Gefahr der Verstopfung der Bodenporen. Dies würde die Perkolation durch den Boden reduzieren, zu aufgestautem Wasser an der Oberfläche führen sowie das Absterben von Vegetation aufgrund von Wassermangel im Boden bewirken. Dieser Effekt kann durch eine kontrollierte Ausbringung in kleinen Mengen vermieden werden [42]. Die Ausbringmenge sollte auf 89 m<sup>3</sup>/(ha\*a) beschränkt sein, da es sonst zum Eintreten der beschriebenen Umwelteffekte kommt. Weiterhin ist die Ausbringung sehr kostenintensiv [43].

## 2.6 Biodieselherstellung aus Jatropha

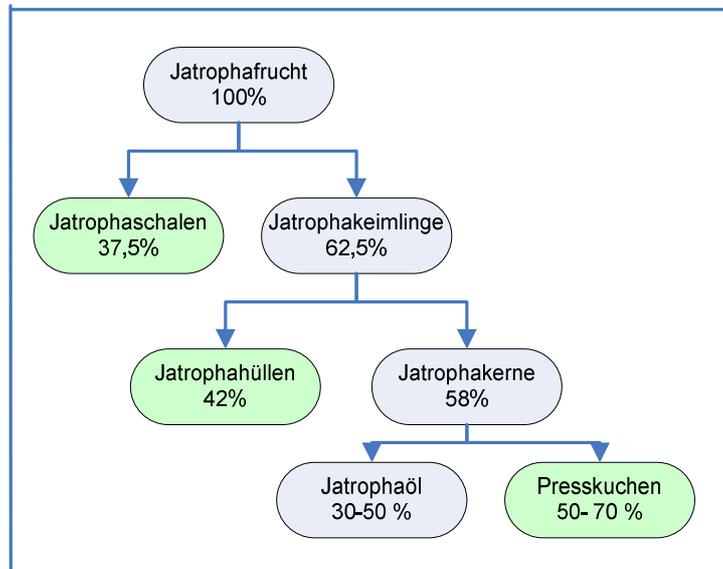
### 2.6.1 Eigenschaften und Nutzung der Jatropha

Jatropha (*Jatropha curcas*) stammt ursprünglich aus Mittelamerika, inzwischen ist die Pflanze in sämtlichen äquatorialen Regionen in den tropischen und subtropischen Zonen zu finden [44]. Die Jatrophakerne enthalten etwa 30-50 % Öl, 20-25 % Protein und 25-35 % Kohlenhydrate einschließlich Fasern. Längere Dürreperioden übersteht die Pflanze ohne Schaden zu nehmen, reagiert allerdings mit reduziertem Feldertrag. Sie bevorzugt gut dränierte Böden mit pH-Werten zwischen 6 und 8. Jatropha stellt niedrige Standortansprüche und wächst auf Flächen, welche für andere Feldfrüchte nicht urbar sind. Der Presskuchen sowie das Öl sind aufgrund enthaltener Toxine, hauptsächlich Phorbolster, ungenießbar. Die Jatropha bildet Blüten aus, die sich innerhalb von 90 Tagen zur Frucht entwickeln. In den feuchten Tropen blüht Jatropha ganzjährig [45]. Die Früchte sind kleine grüne Kapseln, die zwei bis drei Keimlinge enthalten. Wenn die Kapseln reif werden, wechseln sie ihre Farbe zu gelb, später zu braun und platzen leicht auf. Die Keimlinge sind schwarz, etwa 2 cm lang mit einem Durchmesser von etwa 1 cm. Entfernt man die schwarze Hülle, so verbleibt der weiße Jatrophakern [44]. In Abbildung 2-8 sind die verschiedenen Reifestadien der Jatrophafrucht dargestellt.



Abbildung 2-8: Reifestadien der Jatrophafrucht [46]

Abbildung 2-9 zeigt die relative Zusammensetzung der Jatrophafrucht. Die Reststoffe der Ölextraktion sind grün markiert.



**Abbildung 2-9: Zusammensetzung der Jatropha (bearbeitet nach [47])**

Eine systematische Erfassung des Feldfruchtertrags wurde erst kürzlich begonnen. Für Indonesien wird der Hektarertrag an Jatrophafrüchten mit 4-5 t/ha jährlich ab dem vierten Jahr angegeben [48]. Bei der Ernte werden die Früchte von den Sträuchern abgesammelt, die Keimlinge entnommen und getrocknet. Da die Früchte nicht zeitgleich ausreifen sind reguläre manuelle Ernten notwendig. In semi-ariden Gebieten beträgt die Erntezeit etwa zwei Monate im Jahr, in humiden Regionen findet sie ganzjährig statt [49]. Nach der Ernte wird das Öl durch Pressen mittels einem manuell oder elektrisch betriebenen Expeller extrahiert. Bei den manuell bedienten Expellern können aus den Jatrophakernen etwa 30 % Öl extrahiert werden, was einer Ausbeute von 60 % entspricht. Die elektrisch betriebenen Expeller erzielen eine Ausbeute von 75-80 % [44].

Der Ölertrag liegt nach Literaturangaben bei 1.590 kg/ha [50]. Generell können keine Vorhersagen für bestimmte Gebiete getroffen werden, da der Ertrag von vielfältigen Faktoren wie Niederschlag oder dem Baumabstand abhängig ist [47].

### **2.6.2 Verfahrensbeschreibung Biodieselherstellung**

Das grundlegende Verfahren der Biodieselherstellung ist in Abbildung 2-10 dargestellt. Das gewonnene Jatropha-Öl stellt den Rohstoff zur Biodieselproduktion dar. Chemisch betrachtet bestehen Pflanzenöle aus Glycerin und angelagerten Fettsäuremolekülen. Diese Verbindung wird allgemein als Triglycerid bezeichnet.

Bei der Biodieselherstellung (Umesterung) werden die Triglyceride mit Methanol und einem Katalysator zur Reaktion gebracht. Dabei werden die Fettsäuren von dem

Glycerin abgelöst und durch die Alkoholgruppe des Methanols ersetzt. Es entsteht Fettsäure-Methylester, auch Biodiesel genannt. In der deutschen Biodiesel-Norm DIN 51 606 wird die englische Kurzbezeichnung FAME (Fatty Acid Methyl Ester) verwendet. Das Nebenprodukt Glycerin enthält je nach Umsetzungsgrad der Reaktion und verwendeten Katalysator verschiedene Verunreinigungen. Dabei handelt es sich üblicherweise um Fraktionen an Wasser, wasserlöslichen Substanzen, Salzen und nicht umgesetzten Methanol. Bei der Umesterung entstehen aus 100 kg Öl etwa 100 kg Ester und 10 kg Glycerin [51].

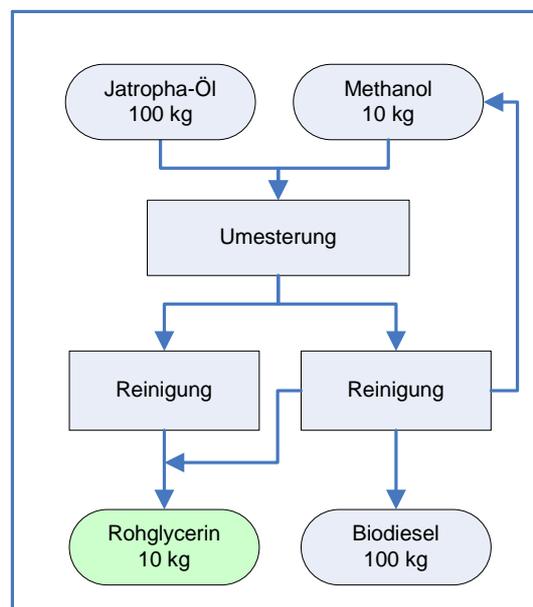


Abbildung 2-10: Verfahrensschema Biodieselherstellung

Das Glycerin kann je nach Verwendungszweck zum Reinglycerin nachbehandelt werden [52].

### 2.6.3 Behandlungsansätze für die Reststoffe der Biodieselproduktion

Die Reststoffe Jatrophapresskuchen und Glycerin können in der anaeroben Vergärung eingesetzt werden. Relevante Untersuchungen bezüglich der Reststoffe werden im Folgenden dargestellt.

#### Jatrophapresskuchen

Der nach der Ölextraktion verbleibende Presskuchen verfügt über einen hohen Gehalt an Proteinen und Kohlenhydraten. Tabelle 2-8 zeigt die Zusammensetzung. Bei Untersuchungen in 18 verschiedenen Regionen wurden weite Spannbreiten an Roh-

protein, Rohfett, NDF und oTR gefunden. Es wird eine Zusammenhang mit den Umweltbedingungen vermutet [49].

**Tabelle 2-8: Zusammensetzung von Jatropharesskuchen [49], [53]**

Parameter	Wert	Einheit
TR	91,3	%
oTR	91,7	% TR
Rohfett	9,1	% TR
Rohprotein	46,4	% TR
Rohfaser	19,3	% TR
NDF	8,71	% TR
ADF	6,57	% TR
ADL	0,16 - 0,53	% TR
Stickstoff	6,9	% TR
Phosphor	1,4	% TR
Kalium	0,9- 1,7	% TR
Kalzium	0,6- 0,7	% TR

Der Einsatz dieses Substrates für den Biogasprozess ist bisher nur wenig erprobt [54]. Die erzielten Biogausbeuten von Jatropharesskuchen im diskontinuierlichen Gärversuch betragen 446 l/kg oTR, wobei ein theoretisch erreichbarer Wert von 649 l/kg oTR angegeben wird [55]. Die erreichbare Methanausbeute wird mit 230 l/kg oTR angegeben [53]. In Tabelle 2-9 finden sich Ergebnisse aus kontinuierlichen Vergärungsversuchen. Die Verdünnung wurde bei den Versuchen in unterschiedlichen Verhältnissen durchgeführt.

**Tabelle 2-9: Versuchsergebnisse der kontinuierlichen Vergärung von Jatropharesskuchen**

Verfahren	Raumbelastung	Biogasertrag	Methan-gehalt	CSB Abbau-grad	Referenz
	[kg CSB/(m <sub>R</sub> *d)]	[m <sub>G</sub> <sup>3</sup> /(kg CSB*d)]	[%]	[%]	
UASB	2,4	0,31	k. A.	k. A.	[55]
Kontakt-verfahren	6,8	0,25	k. A.	k. A.	[55]
Anaerober Filter	13	0,35	70	75	[55]

Zu den Versuchen wurde keine Prozesstemperatur angegeben. Es konnten mit keiner Gärtechnik stabile Betriebsbedingungen erreicht werden. Beim UASB konnte die Raumbeladung nach 60 Tagen nicht weiter erhöht werden, beim Kontaktprozess

nach 68 Tagen. Im Falle des anaeroben Filters kam es zu einem Abbruch nach 172 Tagen wegen Prozessinstabilitäten und einem Abfall des pH-Wertes [55]. Es wird der Einsatz des anaeroben Filters zur Vergärung von Jatrophapresskuchen empfohlen. Bei Versuchen im mesophilen Temperaturbereich in Ko-Vergärung mit Rindergülle wurden bei einem maximalen Anteil des Jatrophapresskuchen an der Substratmischung von 25 % stabile Prozessbedingungen erreicht [56], [57]. Eine generelle Eignung von Jatrophapresskuchen als Ko-Substrat für den Einsatz in Biogasanlagen ist daher wahrscheinlich. Eine Monovergärung von Jatrophapresskuchen ist bei einer Verweilzeit von 40 Tagen in einem CSTR bis zu einer Raumbelastungen von  $2,4 \text{ kg oTR}/(m_R^{3*d})$  möglich. Die Raumbelastung kann bei Zugabe von Eisenadditiven auf  $3,2 \text{ kg oTR}/(m_R^{3*d})$  bei stabilen Prozessbedingungen gesteigert werden. Hierbei wird ebenfalls eine erhebliche reduzierte Schwefelwasserstoffkonzentration erreicht. Da bei erhöhter Säurekonzentration im Gärsubstrat keine Veränderung des pH-Wertes festgestellt wurde, wird auf eine gute Pufferkapazität des Jatrophapresskuchens geschlossen [53].

### Glycerin

Die durchschnittliche Zusammensetzung von Rohglycerin aus der Biodieselherstellung ist in Tabelle 2-10 dargestellt.

**Tabelle 2-10: Zusammensetzung von Rohglycerin aus der Biodieselherstellung [58]**

Parameter	Wert	Einheit
pH	9,8	-
TR	97,2	%
Rohasche	6,3	%TR
Kjeldahl-N	0,277	g/kg TR
Kalzium	0,237	g/kg TR
Natrium	0,525	g/kg TR
Kalium	34	g/kg TR
Magnesium	0,051	g/kg TR
Phosphor	0,028	g/kg TR
Schwefel	0,047	g/kg TR

Glycerin verfügt über einen alkalischen pH-Wert und einen niedrigen Wassergehalt. Der Anteil an Rohasche resultiert aus dem hohen Salzgehalt. Dieser führt bei der

anaeroben Vergärung oft zur Prozesshemmung, da die Aktivität der Bakterien negativ beeinflusst wird. Der hohe Gehalt an Kalium und Natrium resultiert meist aus dem verwendeten Katalysator bei der Biodieselherstellung [59], [60]. Hemmende Konzentrationen von Natrium werden mit 10 g/l [61] angegeben, sind aber von vielfältigen Faktoren abhängig wie beispielweise der Substratart, dem Adaptionsvermögen der Bakterien sowie der Fermenterform [60]. Bei günstiger Prozessauslegung führen Konzentrationen zwischen 5,6 und 53 g/l zur Hemmung [62], bei ungünstiger Auslegung kann es bereits bei Natriumkonzentrationen zwischen 0,9 und 8 g/l zu deutlich verringerter Methanproduktion kommen [63]. Glycerin verfügt über einen geringen Stickstoffgehalt, bei der anaeroben Vergärung muss daher eine N-Quelle zugemengt werden. Bei der Verwendung von Glycerin als Ko-Substrat in Biogasanlagen konnten verschiedene Studien eine erhöhte Biogasproduktion belegen. Ursächlich hierfür ist der hohe Kohlenstoffgehalt von Glycerin, welcher zu einem erweitertem C:N-Verhältnis führt und somit die Wahrscheinlichkeit einer Stickstoffhemmung reduziert. Generell konnte, abhängig von den Betriebsführung und den Ko-Substraten, die Methanproduktion durch Zugabe von Glycerin um 50 bis 200% gesteigert werden [64],[65],[66],[67]. In Batch-Gärversuchen mit Schweinegülle als Basissubstrat konnte die Methanausbeute bei Zugabe von Glycerin zwischen 3 und 6 % deutlich gesteigert werden. Bei einer Glycerinzugabe von 15 % kam es durch eine erhöhte Essigsäurekonzentration zur Verringerung der Methanproduktion. Generell wird die Empfehlung ausgesprochen die Glycerinzugabe auf maximal 6 % zu beschränken [64]. Die Steigerung der Methanausbeute ist dabei abhängig vom Reinheitsgrad des Glycerins. Je reiner das Glycerin, desto höher war die Steigerung der Methanausbeute [68]. In der Literatur wird der Biogasertrag von Reinglycerin im diskontinuierlichen Gärversuch mit 850 NI/kg oTR bei einem Methangehalt von 50 % angegeben [69]. Bei der anaeroben Vergärung von POME konnte ab der Zugabe von 5,25 % Glycerin eine signifikante Reduzierung der Methanausbeute beobachtet werden [70]. Abhängig von den Ko-Substraten und Prozessbedingungen kann eine Glycerinzugabe von bis zu 11 % ohne negativen Einfluss auf die Prozessstabilität erfolgen [67].

## 2.7 Zuckergewinnung aus Zuckerhirse

### 2.7.1 Eigenschaften und Nutzung der Zuckerhirse

Zuckerhirse (*Sorghum bicolor*) ist eine schnell wachsende Kulturpflanze und wird wegen ihrer vielfältigen Verwendungsarten angebaut. Sie liefert Körner, Zuckersirup sowie Bagasse und Laub. Die Pflanze besteht aus einem Halm, an dem 10 - 20 Knotenpunkte gut erkennbar sind. In Abbildung 2-11 sind die Halme der Zuckerhirse dargestellt.



Abbildung 2-11: Halme der Zuckerhirse [71]

Zuckerhirse ist eine einstämmige Grasart, die zwischen 1 - 5 m hoch werden kann und meist einjährig ist. Sie ist gut an heiße, aride und semi-aride Regionen angepasst, aber kaum kälteresistent. Für das Wachstum optimal sind Temperaturen zwischen 27 - 30 °C und Niederschlag zwischen 500 und 1000 mm pro Jahr. Sie wächst auf vielen Bodenarten und bevorzugt einen pH-Bereich zwischen 5,5 und 8,5. Sie kann als Nahrungsmittel, Futtermittel und zur Fasergewinnung genutzt werden, gleichzeitig stellt sie einen Rohstoff zur Bioethanolherstellung dar [71]. Zuckerhirse wächst doppelt so schnell wie Zuckerrohr bei einem Drittel des Wasserbedarfs und Hälfte des Düngerverbrauchs. Die meisten Hirsearten brauchen 120 -150 Tage um Früchte zu entwickeln, somit sind zwei bis drei Ernten pro Jahr möglich. Der durchschnittliche Ertrag liegt bei 60-80 t Biomasse pro Hektar, davon etwa 4-6 t Zuckersirup sowie etwa 20 t Bagasse [72].

## 2.7.2 Verfahrensbeschreibung Zuckerextraktion

Nach der Ernte wird Zuckerhirse zu einer Aufbereitungsanlage transportiert, in welcher die Halme zerkleinert und gepresst werden, um den Zuckersaft zu extrahieren. Der Zuckersaft dient als Rohstoff zur Zuckergewinnung.

## 2.7.3 Behandlungsansätze für die Reststoffe

Der Reststoff Bagasse kann in der anaeroben Vergärung eingesetzt werden. Relevante Untersuchungen bezüglich des Reststoffes werden im Folgenden dargestellt.

### Bagasse

Tabelle 2-11 gibt einen Überblick über die durchschnittliche Zusammensetzung von Zuckerhirsebagasse.

**Tabelle 2-11: Zusammensetzung Zuckerhirsebagasse [73], [74]**

Parameter	Wert	Einheit
TR	27-45	%
oTR	89-96	% TR
Kohlenstoff	42	% TR
Natrium	0,5	% TR
Schwefel	0,06	% TR
Phosphor	0,06	% TR
Kalzium	0,25	% TR
Rohfett	1,1- 1,5	% TR
Rohfaser	38-53	% TR
Zellulose	38,5	% TR
Hemizellulose	21,4	% TR
Lignin	17,2	% TR

Zuckerhirsebagasse verfügt über einen TR von 27-45 % und einen sehr hohen oTR von bis zu 96 %TR. Die Elementanalyse gibt Aufschluss über den Aufbau der Biomasse. Das C:N:P-Verhältnis beträgt wegen des niedrigen Anteils an Phosphor 700:8:1. Weiterhin ist ein hoher Gehalt an, Zellulose und Hemizellulose vorhanden sowie ein sehr hoher Ligninanteil von über 15 %TR. Zuckerhirsebagasse besteht aus einem hohen Anteil an Lignizellulose, einer Verbindung von Zellulose, Hemizellulose und Lignin. Zellulose besteht aus kristallinen Anteilen und amorphen Anteilen. Hemizellulose besteht aus verschiedenen Polymeren und bildet die Verbindung zwischen

Zellulose und Lignin. Lignin dient zur Strukturbildung in der Biomasse, ist weder wasserlöslich noch durch Bakterien abbaubar. Dadurch ist es für den anaeroben Abbauprozess nur schwer verfügbar.

Beim diskontinuierlichen Gärversuch wurde eine Methanausbeute von 400 l/kg oTR erreicht, die stöchiometrisch maximale Ausbeute liegt bei 470 l/kg oTR [73].

Versuche im Labormaßstab zur Vergärung von festen Reststoffen nach der Zuckerextraktion im CSTR-Reaktor bei 20 Tagen Verweilzeit zeigten eine Methanproduktion von 78 l/kg Zuckerhirse [75]. Weiter Ergebnisse von kontinuierlichen Laborversuchen zur Vergärung von Zuckerhirsebagasse sind in Tabelle 2-12 und Tabelle 2-13 dargestellt. Die Bagasse wurde im Vorfeld mechanisch zerkleinert. In den mesophilen Versuchen wurde eine pH-Stabilisierung durch Zugabe einer Base vorgenommen.

**Tabelle 2-12: Übersicht mesophiler Gärversuche mit Zuckerhirsebagasse**

Verfahren	Raumbelastung	Verweilzeit	Biogas-ertrag	Methan-gehalt	oTR Abbaugrad	Referenz
	[kg oTR/(m <sub>R</sub> <sup>3</sup> *d)]	[d]	[m <sub>G</sub> <sup>3</sup> /(kg oTR*d)]	[%]	[%]	
CSTR	4	28	0,48	53	70	[73]
NMVFR <sup>5</sup>	3,2	28	0,68	53	84	[73]

Bei den Versuchen im thermophilen Temperaturbereich wurde ein gelegentlich gerührter Reaktor (engl.: occasionally stirred reactor, OSR) verwendet. Es war keine pH-Stabilisierung notwendig.

**Tabelle 2-13: Übersicht thermophiler Gärversuche mit Zuckerhirsebagasse**

Verfahren	Raumbelastung	Verweilzeit	Methan-ertrag	oTR Abbau-grad	Referenz
	[kg oTR/(m <sub>R</sub> <sup>3</sup> *d)]	[d]	[m <sup>3</sup> /(kg oTR*d)]	[%]	
OSR	4,8	75	0,33		[73]

Bislang existieren nur wenige Untersuchungen zur anaeroben Vergärung von Zuckerhirse.

Sie wird hauptsächlich zur Energiegewinnung verbrannt. Alternativ Verwendungszwecke sind die Produktion von chemischen Verbindungen beispielsweise Furfural und die die biotechnologische Produktion von Ethanol [76].

<sup>5</sup> Non-mixed vertical flow reactor

Alternativ kann die nach der Zucker- und Stärkeextrahierung anfallende Bagasse kompostiert werden. Da sie über ein hohes C:N-Verhältnis verfügt, empfiehlt sich die Ko-Kompostierung mit weiteren stickstoffhaltigen Materialien. Versuche mit Schweinegülle und Klärschlamm weisen eine gute Qualität des Produktes auf [77].

### 3 Reststoffe aus dem integrierten Produktionsprozess

#### 3.1 Modifizierung des Pamölprozesses

Als innovativer Ansatz für die Reduzierung der anfallenden Reststoffmengen der konventionellen Palmölgewinnung wird das Verfahren durch das Eco-D-System der GEA Westfalia Separator Group GmbH modifiziert. Dieses besteht aus drei Komponenten: dem Entsander, dem Eco-D-Dekanter und einer Ölreinigung. Diese werden in den konventionellen Ölaufbereitungsprozess eingebracht und substituieren einen Klärtank und einen Separator. Abbildung 3-1 zeigt die Änderung im Prozessverlauf sowie die veränderte Massenbilanz.

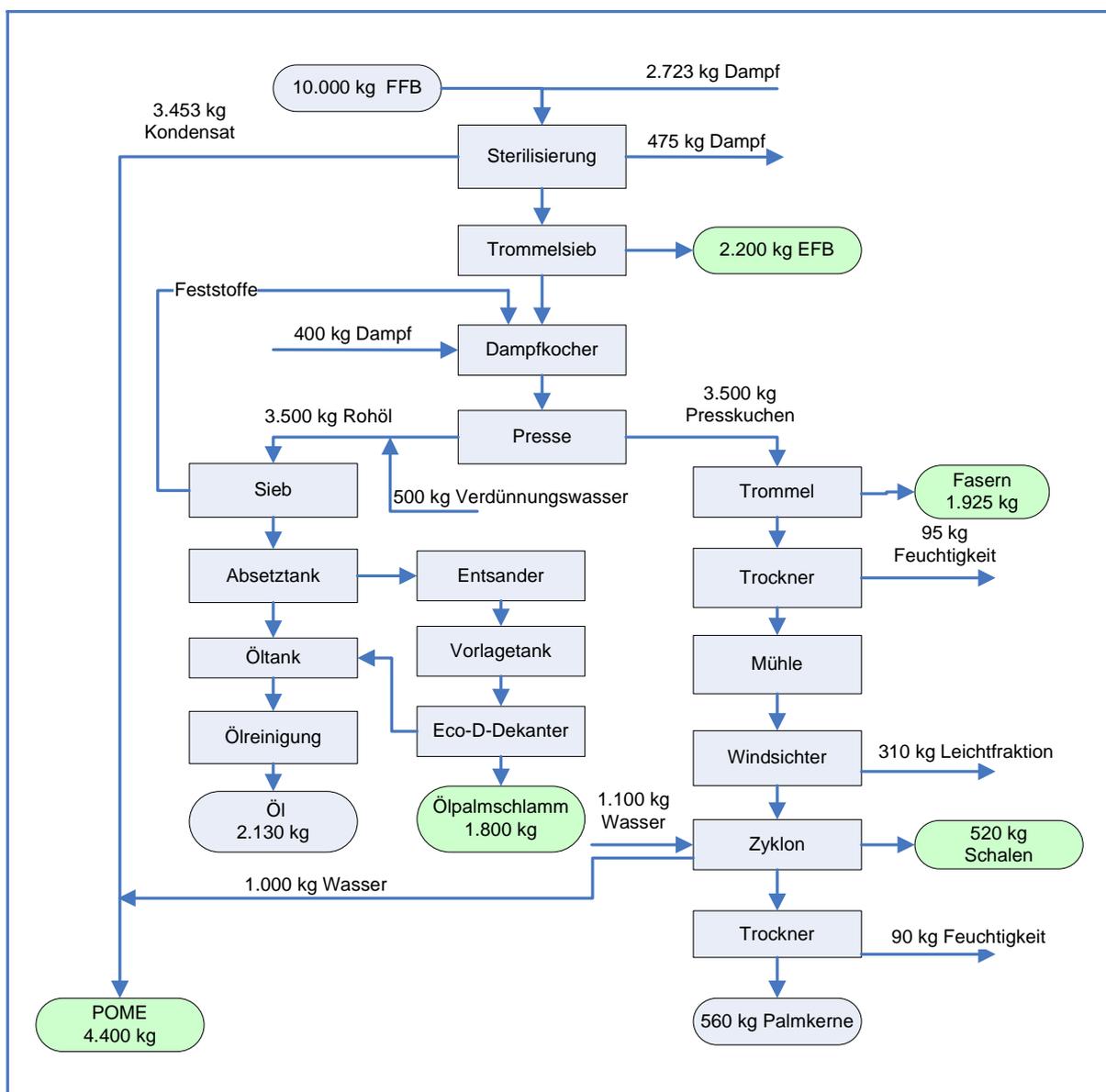


Abbildung 3-1: Massenbilanz der Palmfruchtaufbereitung mit Eco-D-Dekanter

Der Eco-D-Dekanter, ein 2-Phasen-Separator, trennt die Ölphase vom restlichen Volumenstrom. In dem verbleibenden Ölpalmschlamm sind somit alle Festpartikel aufkonzentriert, welche im konventionellen Prozess in der POME verdünnt vorliegen. Gleichzeitig vermindert sich der Bedarf an Verdünnungswasser. Nach Angaben der GEA Separator Group GmbH entstehen pro Tonne FFB 0,25 t Ölpalmschlamm. Die Menge an POME reduziert sich ebenfalls und beträgt maximal 0,2 t/t FFB. Diese Angaben gelten, wenn von einem Anteil von 0,15 t Kondensat/t FFB ausgegangen wird. Weiterhin können pro Stunde etwa 0,2 t Palmöl zurück gewonnen werden [78]. Die Reduzierung des Anteils an POME fällt in der vorliegenden Massenbilanz geringer aus, da der Teilstrom aus der Fruchtsterilisation bei etwa 0,35 t/t FFB liegt. Die Menge an POME, welches bei der Sterilisation der Fruchtbündel anfällt, ist hauptsächlich prozessbedingt und schwankt von Ölmühle zu Ölmühle. In der vorliegenden Massenbilanz ergibt sich der gesamte Abwasseranteil zu 0,44 t/t FFB, der Anteil vom Ölpalmschlamm liegt bei etwa 0,18 t/t FFB. Die Ausbeute an Palmöl erhöht sich auf 0,213 t/t FFB.

### **3.1.1 Reststoffe der modifizierten Palmölgewinnung**

Das POME aus dem Eco-D-Prozess (Eco-D-POME) setzt sich zu etwa 78 % aus Kondensat aus der Fruchtsterilisation und etwa 22 % Zyklonabwasser zusammen. Es unterscheidet sich hinsichtlich seiner Zusammensetzung von der POME aus der konventionellen Palmölgewinnung, welches aus etwa 46 % Kondensat, 31 % wässriger Feststofffraktion aus dem Separator und 13 % Zyklonabwasser besteht. Für die praktischen Versuche stand nur POME aus der konventionellen Palmölgewinnung zur Verfügung, daher soll in Tabelle 3-1 eine Betrachtung der unterschiedlichen Zusammensetzung erfolgen. Die Werte für das Eco-D-POME ergeben sich aus der Anwendung der gegebenen Massenbilanz aus Abbildung 3-1 auf die Werte aus Tabelle 2-5. Die Werte von konventioneller POME ergeben sich aus den in Tabelle 2-4 gegebenen Mittelwerten. Das Eco-D-POME weist gegenüber dem POME aus dem konventionellen Prozess einen um etwa 20 % reduzierten BSB<sub>3</sub> und um 30 % reduzierten CSB auf. Der Feststoffanteil ist um mehr als 90 % reduziert. Dieser Teil liegt nun im Ölpalmschlamm vor. Des Weiteren sind Unterschiede im Stickstoffgehalt zu erkennen. Eco-D-POME verfügt über einen um etwa 40 % niedrigeren Gehalt an Stickstoff als konventionelles POME, allerdings liegt der Gehalt an Ammonium etwa doppelt so hoch. Die Ammoniumkonzentration liegt bei beiden Reststoffen unter 1 g/l. Es

ist keine Hemmung durch Ammonium zu erwarten. Der Restölgehalt ist bei Eco-D-POME um etwa 60 % niedriger als bei konventioneller POME.

**Tabelle 3-1: Abschätzung der Eigenschaften des POME aus dem Eco-D-Prozess**

Parameter	Eco-D-POME	POME aus konventioneller Palmölgewinnung	Einheit
pH	-	4,3	-
BSB <sub>3</sub>	21.240	32.125	mg/l
CSB	38.200	57.500	mg/l
Gesamtfeststoffanteil	3.922	47.000	mg/l
Stickstoff gesamt	468	790	mg/l
Ammonium Stickstoff	81,6	42	mg/l
Ölrestgehalt	3.120	9.065	mg/l

### Ölpalmschlamm

Beim Ölpalmschlamm handelt es sich um die Feststofffraktion, welche beim konventionellen Palmölgewinnungsprozess in POME suspendiert ist. Daher können die Versuchsergebnisse der POME bei ausreichender Verdünnung auf den Ölpalmschlamm angewendet werden. Versuche zur Vergärbarkeit wurden im Rahmen vorheriger Projekte durch die GEA Westfalia Separator Group GmbH durchgeführt und die Ergebnisse mit einer Probe des Materials an das Ingenieurbüro UTEC in Bremen weitergeleitet, wo eine wiederholte Untersuchung und anschließende Vergärung im Labormaßstab statt fand. Tabelle 3-2 zeigt die Eigenschaften des Ölpalmschlammes. Das Ingenieurbüro UTEC stellte die Eignung für den anaeroben Vergärungsprozess fest. Er kann ohne weitere Behandlung direkt zur Vergärung genutzt werden. Der Biogas-ertrag wurde mit 878 l/kg oTR angegeben, wobei der Methangehalt bei 60 % lag [79].

**Tabelle 3-2: Untersuchungsergebnisse Ölpalmschlamm [79]**

Parameter		GEA Westfalia 14.09.2006	UTEC Bremen 18.02.2007
TR	%	19,6	15,9
oTR	% TR	86,2	86,2
N-Kj	g/kg	3,9	4,05
	g/kg TR	19,8	25,5
Protein	g/kg	24,3	25,3
	g/kg TR	124	159,1

Weiterhin wird auf den hohen Stickstoffgehalt hingewiesen, welcher eine Verdünnung notwendig machen könnte. Eine Vorversäuerung des Reststoffes hatte keine Auswirkung auf den anschließenden anaeroben Abbau.

Weitere Reststoffe wie die EFB sowie die Schalen und Fasern standen für praktische Versuche nicht zur Verfügung. Sie werden im Weiteren vernachlässigt.

### 3.2 Modifizierung der Biodieselherstellung

Um die Ölausbeute der Jatropha zu erhöhen wurde die Extraktion mit einem neu entwickelten Dekanter der GEA Separator Group GmbH durchgeführt. Am 02.08.2011 fand ein Versuchslauf der Ölextraktion statt, dabei fielen Hüllen und Jatrophaschlamm als Reststoffe für weitere Untersuchungen an. In Abbildung 3-2 ist der Gewinnungspfad aufgezeigt, die anfallenden Reststoffe sind grün unterlegt.

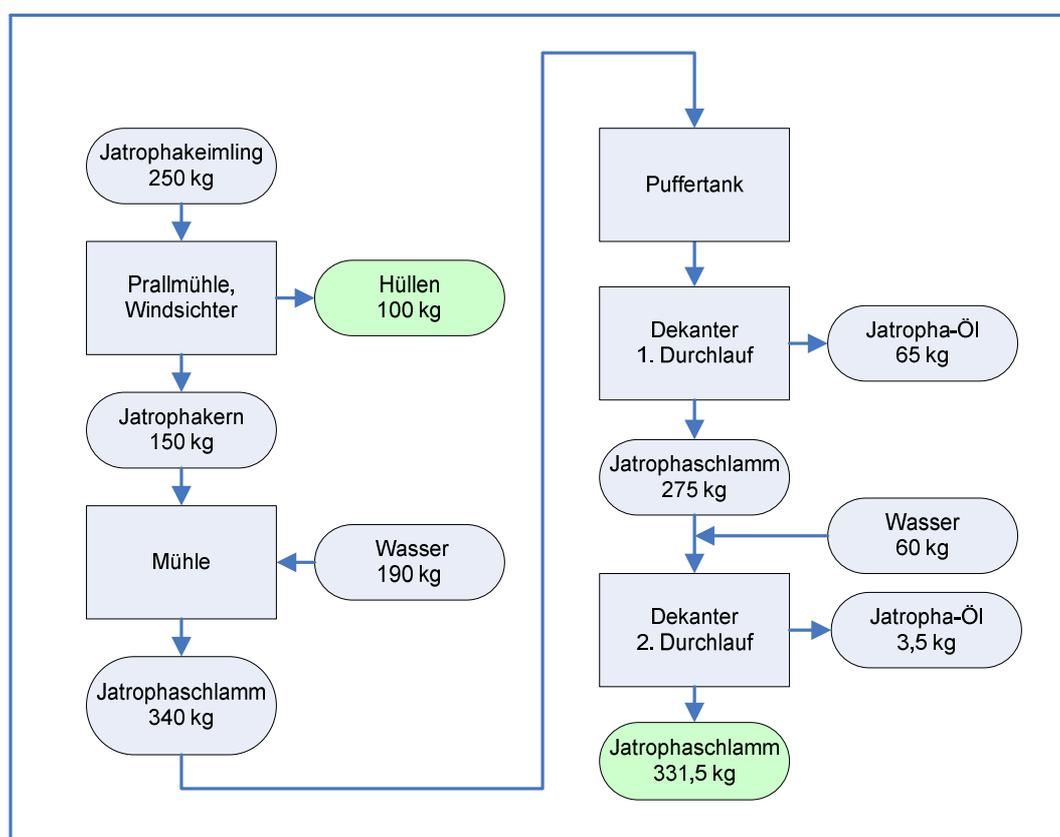


Abbildung 3-2: Verfahrensschema der Ölextraktion aus Jatropha (Quelle GEA)

Die geschälten Jatrophakeimlinge werden in eine Prallmühle gegeben, in der die Hülsen abgetrennt werden. Im Windsichter findet eine Separation der leichten Fraktion Hülsen von der schwereren Fraktion der Keimlinge statt. Der verbleibende Restschlammgehalt beträgt ca. 8 Gew-%. Die abgetrennten Hülsen werden einem Kompostier-

versuch unterzogen. Die Keimlinge werden zu einem Brei gemahlen und anschließend in einen Pufferbehälter gefüllt, aus dem der Dekanter gespeist wird. Bevor der Jatrophabrei durch den Dekanter läuft, wird er vorgeheizt. Im Dekanter findet die Trennung der Ölfraction von einer Schlammfraction statt. Der Schlamm fällt mit einer Temperatur von ca. 95 °C an. Da nach einem ersten Durchgang noch Restöl im Schlamm vorhanden ist, wird dieser ein weiteres Mal mit Wasser angemischt und im Dekanter separiert. Die Ölfraction wird dem weiteren Produktionsprozess zugeführt, der Jatrophaschlamm liegt in dieser Form als Reststoff vor. Aus 250 kg Jatrophakeimlingen werden 331,5 kg Jatrophaschlamm und 68,5 kg Öl gewonnen. Dies entspricht einer Ölausbeute von 27,4 % bezogen auf die Jatrophakeimlinge und 45,6 % bezogen auf die Jatrophakerne.

Weiterhin findet eine Modifizierung der Biodieselherstellung statt. Es kommt ein neu entwickelter Katalysator auf Stickstoffbasis zum Einsatz.

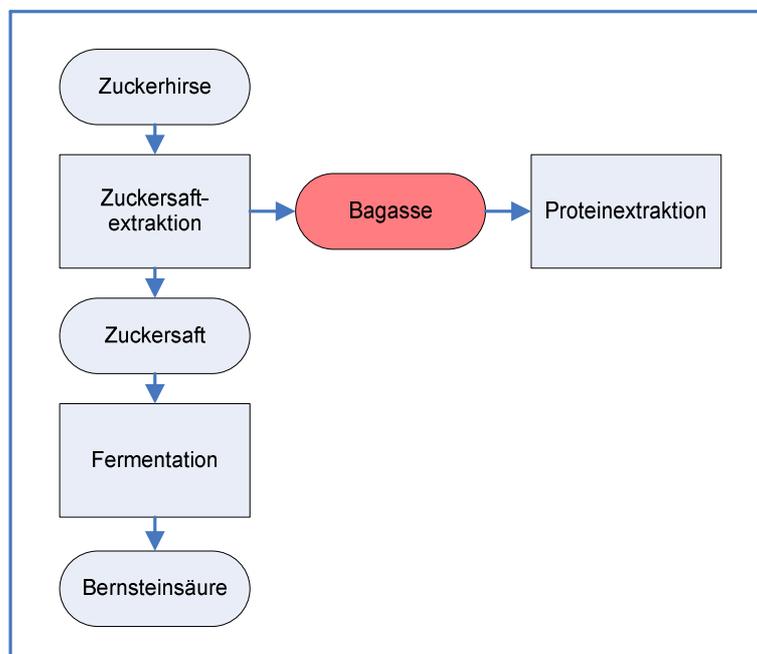
### **3.2.1 Reststoffe aus der modifizierten Biodieselherstellung**

Im weiteren Verlauf dieser Arbeit wird der Jatrophaschlamm auf seine Vergärbarkeit untersucht. Bei dem Jatrophaschlamm handelt es sich um einen stark verdünnten Jatrophapresskuchen. Weiterhin wird das Glycerin aus der Biodieselherstellung mit dem neu entwickelten Katalysator untersucht. Das Glycerin enthält durch die Verwendung dieses Katalysators wenig Wasser und Salze. Das für die weiteren Untersuchungen zur Verfügung stehende Glycerin stammt von der Biodieselherstellung aus Rapsöl. Eine Probe vom Ausgangsstoff Jatropa-Öl war nicht verfügbar.

Weitere Reststoffe der Jatrophaf Frucht sowie Reststoffe der Biodieselproduktion standen für praktische Versuche nicht zur Verfügung. Sie werden daher im Weiteren vernachlässigt.

### **3.3 Modifizierung der Proteinextraktion**

Der bei der Zuckerextraktion anfallende Zuckersaft wird nicht zur Zuckergewinnung sondern zur Bernsteinsäurefermentation eingesetzt. In Abbildung 3-3 ist das Verfahrensschema abgebildet.



**Abbildung 3-3: Verfahrensschema Zuckerextraktion aus Zuckerhirse**

Die nach der Zuckerextraktion anfallende Bagasse dient als Rohstoff zur Proteinextraktion. Das Verfahren der Proteinextraktion wird zurzeit vom Fraunhofer Institut IVV<sup>6</sup> entwickelt. Da bei Versuchsbeginn keine Zuckerhirsebagasse zur Verfügung stand, wurde die Proteinextraktion mit Lupinen, einer proteinreichen Leguminose (Hülsenfrucht), durchgeführt. Das Verfahrensschema ist in Abbildung 3-4 dargestellt. Im Technikumslauf wurden 150 kg unverarbeitete Lupinensaat als Rohstoff eingesetzt. Die Lupinensaat wurde vor dem Extraktionsprozess durch Schälen, Trennen von Kernen und Schalen, Flockieren der Kerne und Entölung der Flakes aufbereitet. Als Ausgangstoff liegen nun die entölte Flakes aus Lupinensaat vor. Aus 100 kg entölte Flakes können 14,2 kg Produkt (Proteinpulver) gewonnen werden. Gleichzeitig fällt etwa pro kg Rohstoff etwa 7 l Abwasser aus der Proteinextraktion an.

<sup>6</sup> Fraunhofer-Institut für Verfahrenstechnik und Verpackung in Freising

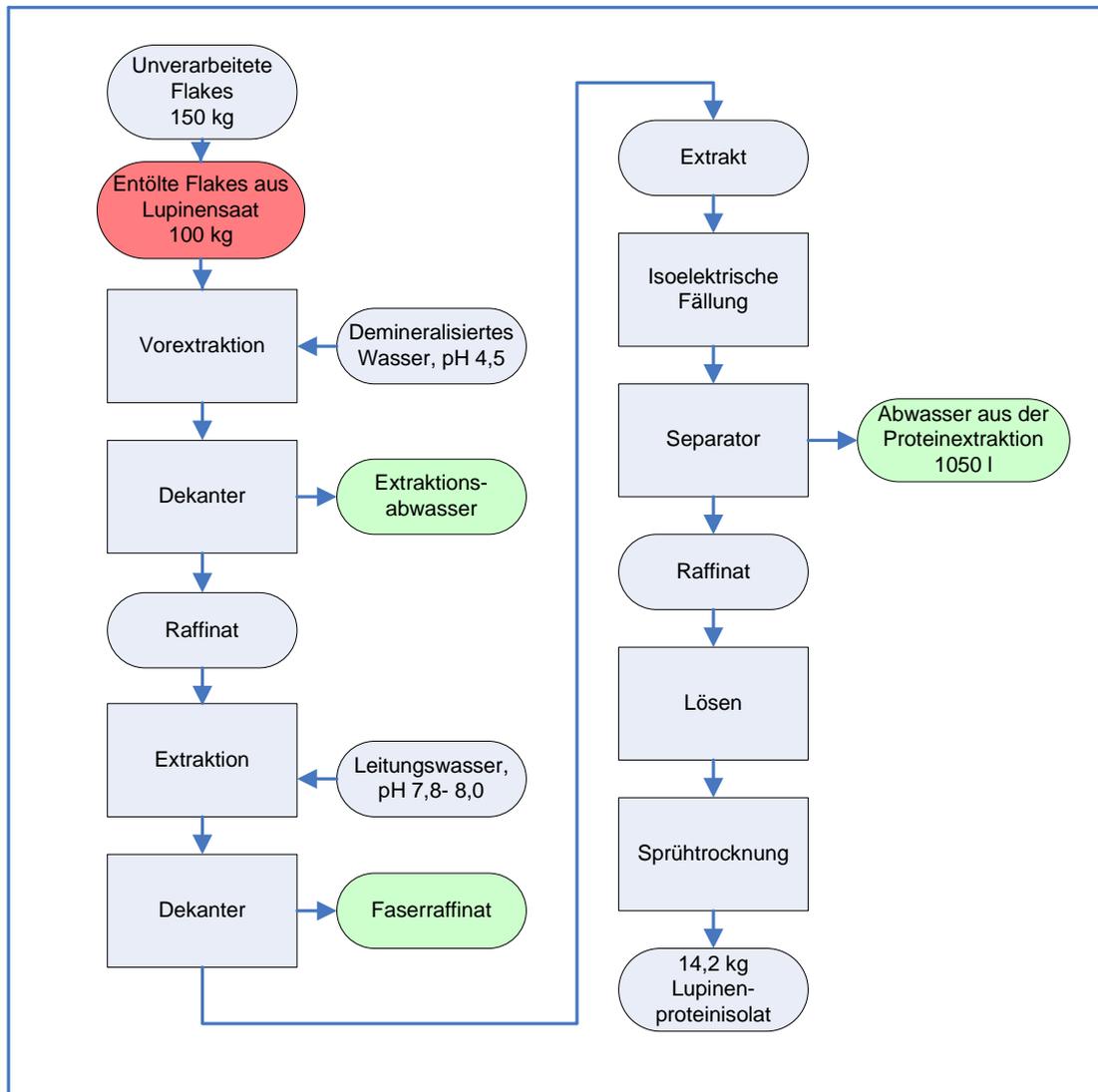


Abbildung 3-4: Verfahrensschema der Proteinextraktion (Quelle: Fraunhofer IVV)

Das Inputmaterial für die Proteinextraktion, die entölte Flakes aus Lupinensaat, sind rot dargestellt und werden im weiteren Verlauf der Prozessentwicklung durch Zuckerhirse ersetzt. Bei Lupinen handelt es sich um fetthaltige Leguminosen, welche sich grundsätzlich in ihrer Struktur von Zuckerhirse unterscheiden. Die Eigenschaften des entstehenden Reststoffes, dem Abwasser aus der Proteinextraktion, ergeben sich allerdings weitreichend aus dem Extraktionsverfahren, für welchen der strukturelle Aufbau des Eingangstoffes sekundär ist. Zur Proteinextraktion wird eine erhebliche Wassermenge zugegeben, anschließend werden verschiedene Aggregate, insbesondere gerührte Doppelwandreaktoren für die Extraktionen und das Fällern, sowie Dekanter und Separatoren für die fest-flüssig Trennung eingesetzt. Die Zusammensetzung des Extraktionsüberstandes aus der Proteinextraktion ergibt sich zu einem größeren Anteil aus der Qualität der zugegebenen Wassermenge als aus den Eigen-

schaften des Eingangstoffes. Nach den Angaben des Fraunhofer Institut IVV sind daher die Eigenschaften des Abwassers sowie die Massenbilanz des Prozesses auf Zuckerhirse übertragbar<sup>7</sup>. Im weiteren Verlauf des Projektes IPOFPC wird der Extraktionsprozess mit Zuckerhirse durchgeführt. Der Reststoff Bagasse, in der Abbildung Abbildung 3-3 rot unterlegt, dient als Rohstoff zur Proteinextraktion und wird an Stelle der entölte Flakes aus Lupinensaat eingebracht. In Abbildung 3-4 ist die Abhängigkeit der Massenbilanz des Abwassers vom Inputstrom der Bagasse erkennbar. Pro kg Bagasse als Ausgangsstoff fallen 10,5 l Abwasser aus der Proteinextraktion an.

### **3.3.1 Reststoffe aus der Zucker- und Proteinextraktion**

Bei den Reststoffen aus der Zuckerhirseverarbeitung handelt es sich zum einen um Bagasse der Zuckerhirse, zum anderen um Abwasser aus der Proteinextraktion. Für die praktischen Versuche stand Zuckerhirsebagasse nicht zur Verfügung, ersatzweise wurde Bagasse von Zuckerrohr verwendet. Eine Vergleichbarkeit von Zuckerrohrbagasse mit Zuckerhirsebagasse besteht aufgrund der Ähnlichkeit in verschiedenen physiochemischen Eigenschaften [80] sowie der Verarbeitung mit dem selbigen Aufbereitungsverfahren. Die Zuckerrohrbagasse lag zu Versuchsbeginn getrocknet und gemahlen vor. Nach der Zuckerextraktion weist sie einen TR von 50 % auf [9]. Dieser Wert wird im praktischen Teil berücksichtigt.

Das Abwasser aus der Proteinextraktion stellt einen neuartigen Reststoff dar. Es gibt keine Hinweise auf die Zusammensetzung. Weiterer Reststoffe des Extraktionsprozesses sind ein Extraktionsabwasser und ein Faserraffinat. Da diese für weitere Untersuchungen nicht zur Verfügung standen, werden sie im weiteren Verlauf dieser Arbeit vernachlässigt.

---

<sup>7</sup> Persönliche Auskunft von Andreas Stähler, Fraunhofer IVV

### 3.4 Übersicht

Abbildung 3-5 gibt einen Überblick über die Massenströme im Gesamtsystem. In der Bioraffinerie fallen die Reststoffe Jatrophaschlamm, Glycerin, Bagasse und Abwasser aus der Proteinextraktion an. Auf der Palmölplantage fallen POME und Ölpalm-schlamm an.

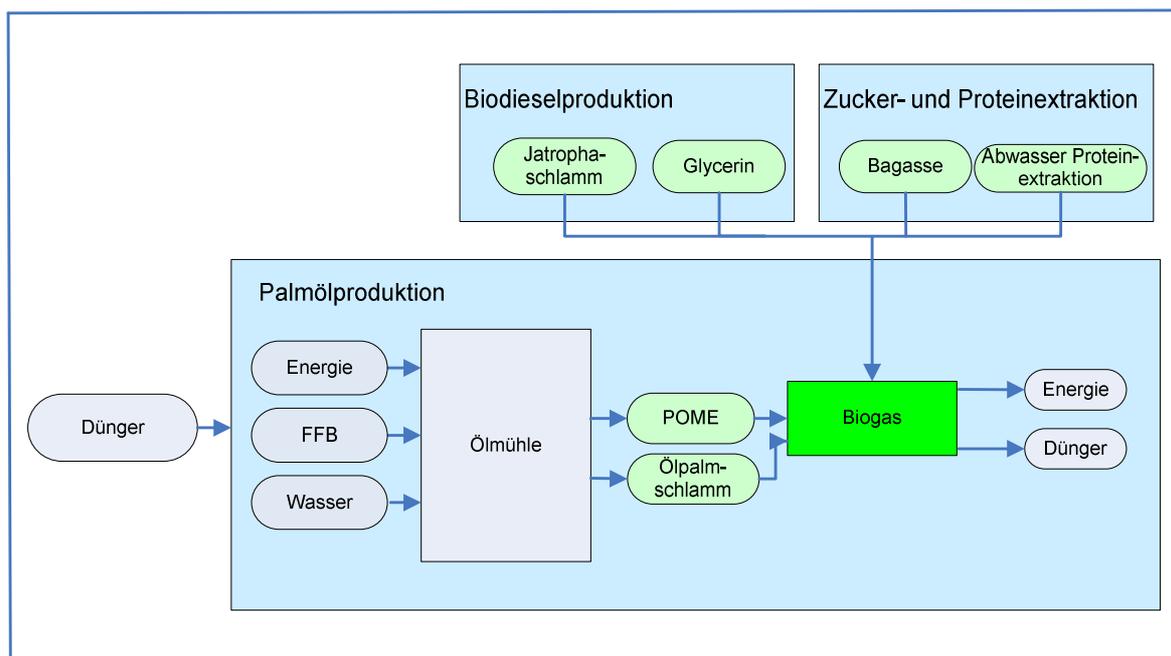


Abbildung 3-5: Betrachtung der Reststoffe im Gesamtsystem

Tabelle 3-3 gibt einen Überblick über das auf die Produktmenge bezogene Reststoffaufkommen. Für die Bagasse wurde ein mittlerer Hektarertrag an Zuckersirup mit 5 t/ha angenommen.

Tabelle 3-3: Übersicht der produktbezogenen Reststoffmenge

Prozess	Reststoff	Produkt	t Reststoff/ t Produkt
Palmölgewinnung	POME	Palmöl	2,066
	Ölpalmschlamm	Palmöl	0,845
Biodieselherstellung	Jatrophaschlamm	Biodiesel	4,84
	Glycerin	Biodiesel	0,1
Zucker- und Proteinextraktion	Bagasse	Zuckersirup	4
	Abwasser aus der Proteinextraktion	Proteinisolat	74

Für die Entwicklung der Konzepte ist die Kenntnis maßgeblicher Stoffeigenschaften der Reststoffe grundlegend. In diesem Teil der Arbeit werden die Reststoffe auf ihre Eignung zur anaeroben Vergärung untersucht. Im Labor wird der pH-Wert, die Dichte sowie der TR und oTR bestimmt. Es werden Gärversuche zur Messung des Biogas- und Methanertrages durchgeführt. Weiterhin findet eine analytische Bestimmung der Nährstoffe statt. Tabelle 3-4 gibt einen Überblick über die untersuchten Reststoffe.

**Tabelle 3-4: Überblick der untersuchten Reststoffe**

Pflanze	Reststoffe für den auszulegenden Biogasprozess	Verfügbarkeit für Versuche
Ölpalme	POME aus dem Eco-D-Prozess	Originalstoff nicht vorhanden, ersatzweise Literaturangaben und am Institut vorliegenden Untersuchungsergebnisse von POME aus der konventionellen Palmölgewinnung
Ölpalme	Ölpalmschlamm aus dem Eco-D-Prozess	Originalstoff vorhanden, getrocknet
Jatropha	Jatrophaschlamm	Originalstoff vorhanden
Jatropha	Glycerin aus der Biodieselherstellung	Originalstoff nicht vorhanden, ersatzweise Glycerin aus der Biodieselherstellung aus Rapsöl
Zuckerhirse	Bagasse aus der Zuckerextraktion	Originalstoff nicht vorhanden, ersatzweise Bagasse aus der Zuckerextraktion (Zuckerrohr), getrocknet
Zuckerhirse	Abwasser aus der Proteinextraktion	Originalstoff nicht vorhanden, ersatzweise Abwasser aus der Proteinextraktion (Lupine)

## 4 Praktischer Teil

### 4.1 Methodik

#### 4.1.1 Bestimmung des pH-Wertes

Die Bestimmung des pH-Wertes erfolgt mit dem pH-Meter 761 Calimatic der Firma Knick. Der pH-Sensor wird in die Probe getaucht bis sich ein konstanter Messwert einstellt. Beim Ölpalmschlamm erfolgt vor der Analytik eine Verdünnung mit Wasser auf den ursprünglichen Trockenmasseanteil. Für die pH-Wert Messung von Glycerin wird eine Lösung mit Wasser mit der Konzentration von 100 g/l angesetzt. Die Bestimmung des pH-Werts der Bagasse wurde in Anlehnung an das Methodenbuch der Bundesgütegemeinschaft Kompost durchgeführt. Es werden 20 g Bagasse mit 200 ml 0,01 molarer CaCl<sub>2</sub>-Lösung für eine Stunde gerührt, anschließend wird der pH-Wert gemessen.

#### 4.1.2 Bestimmung des Trockenrückstands und organischen Trockenrückstands

Die Bestimmung des TR erfolgt nach DIN 38 414 - 2. Eine definierte Probenmenge verbleibt bis zur Gewichtskonstanz bei 105 °C in einem Trockenschrank. Nach dem Erkalten im Exsikkator wird die Probe mit einer Analysenwaage rückgewogen. Die im Tiegel verbliebene Masse der Probe wird als Trockenrückstand bezeichnet. Die Angabe der Masse erfolgt relativ zur Masse der Originalprobe. Die Berechnung erfolgt nach Gleichung 5. Die Bestimmung des TR von Glycerin erfolgte über eine Ermittlung des Wassergehalts mittels Karl-Fischer-Titration im 795 KFT Titrino von der Firma Metrohm.

$$w_{TR} = \frac{(m_{P,tr} - m_T)}{(m_{P,f} - m_T)} * f \quad (5)$$

mit	$w_{TR}$	- Trockenrückstand der Probe [%]
	$m_T$	- Masse des leeren Tiegels [g]
	$m_{P,f}$	- Masse des Tiegels mit der Schlammprobe [g]
	$m_{P,tr}$	- Masse des Tiegels mit der getrockneten Schlammprobe [g]
	f	- Umrechnungsfaktor: f = 100%

Die Bestimmung des oTR erfolgt nach DIN 38 414 - 3. Die getrocknete Probe wird bis zur Gewichtskonstanz im Muffelofen bei 550 °C geblüht. Nach dem Abkühlen im Exsikkator wird die Probe mit einer Analysenwaage rückgewogen. Das verbleibende Probengewicht wird als Glührest bezeichnet. Die Differenz des Trockenrückstandes zum Glührest wird als Glühverlust bezeichnet. Der Gehalt an organischem Trockenrückstand entspricht dem Glühverlust und wird relativ zum TR angegeben. Die Berechnung erfolgt nach Gleichung 6. Bei der Glycerin Probe wurde der relative Anteil des Glührestes mit den Ergebnissen der Karl-Fischer-Titration verrechnet.

$$w_{oTR} = \frac{(m_{P,g} - m_T)}{(m_{P,tr} - m_T)} * f \quad (6)$$

mit	$w_{oTR}$	- Organischer Trockenrückstand einer Probe [%TR]
	$m_T$	- Masse des leeren Tiegels [g]
	$m_{P,tr}$	- Masse des Tiegels mit der Trockenmasse [g]
	$m_{P,g}$	- Masse des Tiegels mit der geblühten Trockenmasse [g]
	f	- Umrechnungsfaktor: f = 100%

### 4.1.3 Nährstoffanalyse

Die Messung des CSB erfolgt photometrisch mittels Küvettentest der Firma Hach Lange.

Bei der Nährstoffanalyse werden die Reststoffe auf Kohlenstoff-, Stickstoff- und Schwefelgehalt untersucht. Die Bestimmung von Kohlenstoff und Stickstoff erfolgt nach dem Verfahren von Radmacher-Hoverath in einer Elementaranalyse nach DIN 51 721. Die Stoffe werden nach der Verbrennung über einen Wärmeleitdetektor bestimmt. Die Bestimmung des Schwefelgehalts wird mittels Kalorimetraufschluss nach DIN EN 15 408 durchgeführt.

Der Gehalt an Kalzium, Kalium, Magnesium und Phosphor wird nach Mikrowellenaufschluss im ICP-OES (optische Emissionsspektrometrie mittels induktiv gekoppeltem Plasma, engl.: inductively coupled plasma optical emission spectrometry) bestimmt.

Die Bestimmung von der Rohfaser erfolgt nach VDLUFA<sup>8</sup> Methodenbuch Band III. Die Probe wird für eine Stunde mit einer sauren Detergentienlösung gekocht. Der unlösliche Rückstand wird über einen Filtertiegel abgetrennt, gewaschen, getrocknet und gewogen. Die Menge an Trockenrückstand entspricht dem Gehalt an ADF. Der im Filtertiegel verbleibende Rückstand wird drei Stunden mit Schwefelsäure bei Zimmertemperatur behandelt. Anschließend die Schwefelsäure abgesaugt und der Rückstand mit heißem Wasser gewaschen, getrocknet und gewogen. Nach dem Glühen der organischen Substanz wird erneut gewogen, der Glühverlust entspricht dem Anteil an ADL. Die Summe von ADF und ADL entspricht dem Gehalt an Rohfaser.

Weiterhin erfolgt eine Rohfettanalyse. Hierbei werden die Proben mit Salzsäure aufgeschlossen, filtriert und anschließend mit Petrolether extrahiert. Nach dem Abdestillieren des Lösungsmittels wird der getrocknete Rückstand eingewogen. Der Rohfettgehalt entspricht der Differenz zwischen Ein- und Auswaage.

Das Rohprotein wird für die flüssigen Reststoffe in Anlehnung an das VDLUFA Methodenbuch III bestimmt. Erst erfolgt die Stickstoffbestimmung nach Kjeldahl. Die Probe wird auf nassem Wege aufgeschlossen. Der saure Aufschluss wird mit Natronlauge alkalisiert. Das freigesetzte Ammoniak wird durch Destillation abgetrennt und in einer bestimmten Menge Borsäure aufgefangen und mit Schwefelsäure titriert. Aus den Ergebnissen kann rechnerisch die Bestimmung des Rohproteins erfolgen.

#### **4.1.4 Ermittlung der Gasausbeuten mittels Gärversuch**

Die Prüfung der Vergärbarkeit der Reststoffe erfolgt mittels eines Gärversuches nach VDI-Richtlinie 4630. Abbildung 4-1 zeigt den allgemeinen Versuchsaubau.

Eine definierte Reststoffmenge wird im Gärtestgefäß mit jeweils 400 ml Inokulum angesetzt und auf 500 ml mit Leitungswasser aufgefüllt. Als Inokulum wird Faulschlamm aus einem regionalen Klärwerk ohne weiteren Zusatz verwendet. Auf das Gärtestgefäß wird ein Eudiometerrohr aufgesetzt, welches mit Sperrflüssigkeit gefüllt ist. Bildet sich Gas im Gärtestgefäß, so gelangt es durch den Gaskanal in das Eudiometerrohr und verdrängt die Sperrflüssigkeit. Zur Biogasbestimmung wird Säure als Sperrflüssigkeit verwendet, zur Methanmessung Lauge. Die Gasmenge wird volumetrisch erfasst. Die Apparatur muss gasdicht ausgeführt sein, da es sonst zu ver-

---

<sup>8</sup> Verband Deutscher Landwirtschaftlicher Forschungs- und Versuchsanstalten

fälschten Messergebnissen kommt. Vom unteren Ende des Eudiometers führt eine Schlauchverbindung in ein Glasgefäß, welches die verdrängte Sperrflüssigkeit auf fängt. Um eine homogene Verteilung der Proben über die gesamte Versuchsdauer zu gewähren, werden sie regelmäßig mit einem Magnetrührer durchmischt. Der Gärtest wird beendet, wenn die tägliche Gasbildungsrate nur noch 1 % der gesamten Gasproduktion beträgt. Abweichend von der Norm wurden die Proben zur Temperierung in einer Klimakammer bei ca. 35°C untergebracht.

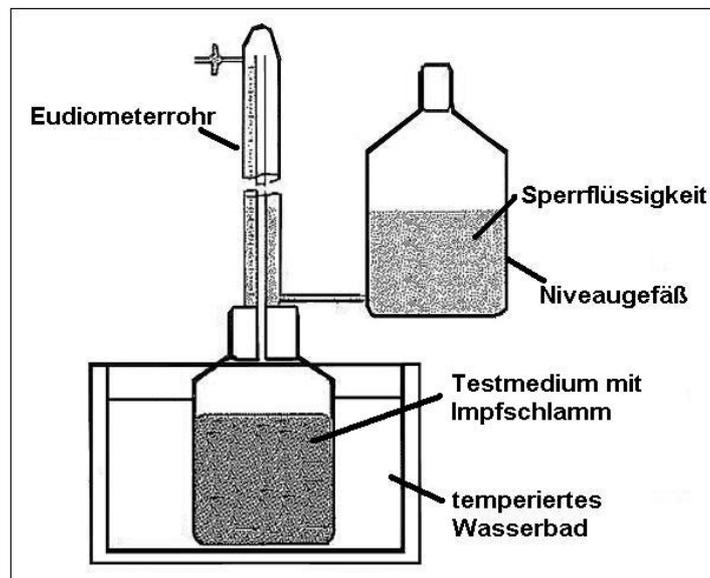


Abbildung 4-1: Testapparatur mit Wasserbad [12]

Neben den Proben werden Blindproben angesetzt, welche 400 ml Faulschlamm und 100 ml Leitungswasser enthalten. Die Gasproduktion der Blindproben wird als Blindwert notiert. Sie geben die Gasproduktion des Faulschlammes wieder. Beim regelmäßigen Ablesen der Gasproduktion werden die Werte der Blindproben sowie die Umgebungstemperatur und der Luftdruck notiert. Um die Netto-Gasproduktion der Reststoffe zu erhalten, wird die Gasproduktion um den Blindwert bereinigt. Die Berechnung erfolgt nach Gleichung 7:

$$V_{ber} = V_P - V_B \quad (7)$$

mit  $V_{ber}$  - Bereinigtes Volumen des erzeugten Gases [l]  
 $V_P$  - Abgelesenes Volumen des erzeugten Gases der Probe [l]  
 $V_B$  - Abgelesenes Volumen des erzeugten Gases der Blindprobe [l]

Durch Anwendung des Gay-Lussacschen Gesetzes, dargestellt in Gleichung 8, wird das Gasvolumen auf Normvolumen umgerechnet.

$$V_0^{tr} = V_{ber} * \frac{(p - p_w) * T_0}{p_0 * T} \quad (8)$$

mit	$V_0^{tr}$	- Volumen des trockenen Gases bei Normbedingungen [NI]
	$V_{ber}$	- Nettovolumen des erzeugten Gases [l]
	$p$	- Druck der Gasphase zum Zeitpunkt der Ablesung [mbar]
	$p_w$	Dampfdruck des Wassers zum Zeitpunkt der Ablesung [mbar]
	$T_0$	Temperatur bei Normbedingungen, $T = 273,15$ K
	$p_0$	Druck bei Normbedingungen, $p = 1013$ mbar
	$T$	Umgebungstemperatur [K]

Das pro kg oTR gebildete Gasvolumen wird als Biogasausbeute bezeichnet. Die Biogasausbeute wird nach Gleichung 9 berechnet:

$$Y_{oTR} = \frac{V_0^{tr}}{m_{oTR}} \quad (9)$$

mit	$Y_{oTR}$	- Gasausbeute pro kg oTR des zugeführten Materials [NI/kg oTR]
	$V_0^{tr}$	- Volumen des erzeugten Gases bei Normbedingungen [NI]
	$m_{oTR}$	Masse des zugeführten organischen Trockenrückstands [kg oTR]

Über die beim Gärversuch gebildete Biogasmenge und deren Volumenanteil an Methan und Kohlenstoffdioxid kann der Abbaugrad an oTR berechnet werden. Die Berechnung erfolgt nach Gleichung 4. Bei der Biogasbildung wird ein Teil der organischen Trockenmasse von den Bakterien zum Erhalt der eigenen Stoffwechselfunktionen sowie zum Aufbau von Biomasse genutzt. Weiterhin findet die Biogasbildung unter Wassereinbindung statt. Näherungsweise kann von einem Volumenanteil von 12 % Wassereinbau im Biogas ausgegangen werden, bei fett- und proteinreichen Substraten liegt der Wassereinbau höher<sup>9</sup>.

Die Berechnungen werden für jede Probe mittels Excel-Tabelle ausgeführt. Die Ergebnisse der Einzelproben werden für jeden Reststoff gemittelt und als Kurve in einem Diagramm dargestellt [12]. Bei der Durchführung der Gärtests wurden die Proben in Mehrfachansätzen auf ihr Biogas- und Methanpotenzial untersucht. Tabelle 4-1 gibt eine Übersicht über die Gäransätze zur Biogasbestimmung, Tabelle 4-2 über die Gäransätze zur Methanbestimmung. Die Probenmenge wurde jeweils in Faulschlamm suspendiert und auf 500 ml mit Leitungswasser aufgefüllt. Die Wahl der Probenmenge richtete sich nach praktischen Kriterien. Die Gärversu-

<sup>9</sup> Persönliche Mitteilung von Dr. Stephan Kabasci, Fraunhofer UMSICHT

che der Substrate POME und Bagasse wurden im Rahmen vorheriger Projekte durchgeführt, so dass keine Einflussnahme auf die Probenmenge bestand. Generell wird am Fraunhofer Institut UMSICHT ein Gäransatz mit der Probenmenge 2,4 g oTR empfohlen. Dies wurde bei den Reststoffen Ölpalmschlamm und Jatrophaschlamm berücksichtigt. Für Glycerin, welches erfahrungswise sehr schnell abgebaut wird, wurde ein etwas geringeren oTR von nur 1,4 g oTR angesetzt. Bei dem Abwasser aus der Proteinextraktion konnte auf Grund des niedrigen Trockenmasseanteils nur ein Ansatz von 0,69 g oTR realisiert werden. Bei allen Ansätzen entspricht das Verhältnis von organischem Trockenrückstand im Substrat zu organischem Trockenrückstand im Faulschlamm dem Sollwert:  $\leq 0,5$ .

**Tabelle 4-1: Übersicht Gäransätze zur Biogasbestimmung**

Substrat	Probenmenge	Probenmenge	Inokulum	Gesamtmenge Probe
	[g FM]	[g oTR]	[ml]	[ml]
POME	10	0,37	400	500
Ölpalmschlamm, getrocknet	3,3	2,5	400	500
Jatrophaschlamm	10	2,4	400	500
Glycerin	2,4	1,4	400	500
Bagasse, getrocknet	1,5	1,4	400	500
Abwasser aus der Proteinextraktion	100	0,69	400	500

**Tabelle 4-2: Übersicht Gäransätze zur Methanbestimmung**

Substrat	Probenmenge	Probenmenge	Inokulum	Gesamtmenge Probe
	[g FM]	[g oTR]	[ml]	[ml]
POME	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Ölpalmschlamm, getrocknet	6,2	4,8	400	500
Jatrophaschlamm	10,6	2,4	400	500
Glycerin	2,45	1,45	400	500
Bagasse, getrocknet	1,5	1,4	400	500
Abwasser aus der Proteinextraktion	100	0,69	400	500

Für eine Vergleichbarkeit der Gasproduktion der Proben werden die Kurvenverläufe vom Blindwert bereinigt dargestellt.

## 4.2 Ergebnisse und Auswertung

### 4.2.1 pH-Wert

Die Ergebnisse der pH-Wert Messung sind in Tabelle 4-3 dargestellt. Die pH-Werte der Reststoffe liegen überwiegend im sauren Bereich, einzige Ausnahme bildet das Glycerin mit einem alkalischen pH-Wert. Ein saurer pH-Wert weist auf einen Überschuss an Säuren hin. Bei der Beschickung muss darauf geachtet werden, dass die Substratzugabe regelmäßig in kleineren Mengen geschieht, um die Pufferkapazität des Gärsubstrats nicht zu überlasten.

**Tabelle 4-3: pH-Werte der Reststoffe**

Substrat	pH
POME	4,3*
Ölpalmschlamm,	5,0
Jatrophaschlamm	4,7
Glycerin	10,7
Bagasse	3,8
Abwasser aus der Proteinextraktion	3,9

\* Wert aus Tabelle 3-1

### 4.2.2 Trockenrückstand und organischer Trockenrückstand

#### Ölpalmschlamm

Der Ölpalmschlamm hat eine feste körnige Konsistenz und schwarze Farbe. Der Geruch erinnert entfernt an Kaffee. Nach dem Trocknen ändert sich die Konsistenz kaum, da die Probe im getrockneten Zustand vorlag. Der ursprüngliche TR ist daher Tabelle 3-2 zu entnehmen. Nach dem Glühen im Muffelofen ändert sich die Probenfarbe zu weiß.



**Abbildung 4-2: Ölpalmschlamm: Originalprobe, getrocknet, geglüht**

### Jatrophaschlamm

Der Jatrophaschlamm hat eine dunkelbraune Farbe und breiige Konsistenz. Der Geruch erinnert an Altfett. Nach dem Trocknen ist der Presskuchen zu einer starren Masse festgebacken, die sich von Tiegelrand ablöst. Nach dem Glühen verbleibt die weiße Rohasche.



**Abbildung 4-3: Jatrophaschlamm: Originalprobe, getrocknet, geglüht**

### Glycerin

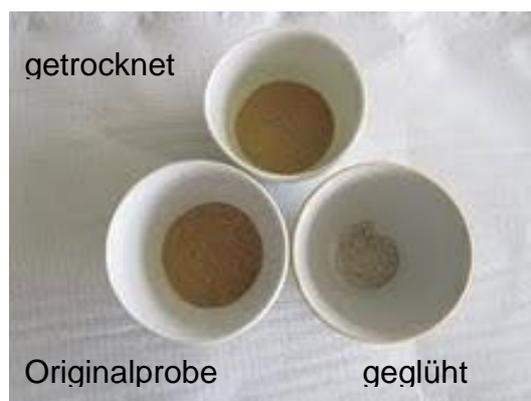
Das Glycerin liegt in flüssiger Form vor. Die Farbe ist gelb-golden und erinnert an Honig. Der Geruch ist beißend und erinnert an Ammoniak. Nach dem Trocknen verdunkelt sich die Farbe, die Fließfähigkeit verringert sich. Das Glycerin ist nun am Tiegelboden eingetrocknet. Nach dem Glühen ist visuell keine Probe mehr im Tiegel zu erkennen, da nur ein geringer Anteil Rohasche verbleibt.



**Abbildung 4-4: Glycerin: Originalprobe, getrocknet, geglüht**

### Bagasse

Die Bagasse liegt als getrocknetes und gemahlenes Pulver vor. Sie hat eine hellbraune Farbe und keinen auffälligen Geruch. In Abbildung 4-5 ist links unten die Frischsubstanz zu erkennen, oben die kaum veränderte Probe nach der Trocknung und rechts unten die Rohasche nach dem Glühen.



**Abbildung 4-5: Bagasse: Originalprobe, getrocknet, geblüht**

### Abwasser aus der Proteinextraktion

Beim Abwasser aus der Proteinextraktion handelt es sich um eine gelbliche Flüssigkeit mit Feststoffanteilen und süßlichem Geruch. Bei längeren Standzeiten bildet sich eine weiße Ablagerung an Behälterboden. Nach dem Trocknen verdunkelt sich die Farbe zu braun-orange. Die Probe ist ein am Tiegelrand festgebackener Film. Nach dem Glühen verbleibt weiße Asche im Tiegel.



**Abbildung 4-6: Abwasser der Proteinextraktion: Originalprobe, getrocknet, geblüht**

### Zusammenfassung

In Tabelle 4-4 sind die Ergebnisse der Bestimmung des TR und oTR dargestellt. Die Ergebnisse der POME stammen aus vorherigen Untersuchungen am Institut [81]. Die Angabe in Klammern für die getrockneten Reststoffe ist der Trockenrückstand nach Literaturangaben.

Die Reststoffe unterscheiden sich erheblich in ihrem Trockenmasseanteil. Bagasse und Ölpalmschlamm haben einen sehr hohen TR von über 90 %, was auf die vorhergehende Trocknung der Reststoffe zurückzuführen ist. Das Glycerin verfügt eben-

fall über einen hohen TR, was auf den geringen Wasseranteil zurückzuführen ist. Nach Trocknung bei 105 °C und Glühen bei 550 °C betrug der Anteil an Rohasche für Glycerin 0,03 %TR.

**Tabelle 4-4: TR und oTR der Reststoffe**

Substrat	TR	oTR
	[%]	[% TR]
POME	4,2	84,8
Ölpalmschlamm, getrocknet	96,3 (15,9)	80,8
Jatrophaschlamm	27,5	87,4
Glycerin	98,9*	99,97
Abwasser aus der Proteinextraktion	0,9	74,7
Bagasse, getrocknet	98,4 (50)	95,3

\*1,1% Wassergehalt nach Karl-Fischer-Titration bestimmt

Der Jatrophaschlamm hat einen TR von etwa 30 %. Das POME und das Abwasser aus der Proteinextraktion sind sehr wässrig und enthalten weniger als 5 % Trockenmasseanteil. Substrate mit hohem Wassergehalt können zur Verdünnung von Substraten mit hohem TR genutzt werden, um eine ausreichende Pump- und Rührbarkeit des Gärsubstrats im Biogasprozesses zu ermöglichen. Die Ergebnisse der TR der Substrate sind bei der Bilanzierung von Bedeutung um einen geeigneten Trockenmassegehalt im Fermenter auszulegen.

Alle Proben verfügen über einen hohen oTR, er liegt ausnahmslos bei über 70 %TR. Dies kann bereits ein Hinweis auf eine gute Vergärbarkeit sein. Allerdings besteht an dieser Stelle noch kein Hinweis, aus welchen organischen Stoffen sich der oTR zusammensetzt. Sind größere Anteil an Lignin oder Hemizellulose vorhanden verringert sich die Abbaubarkeit durch anaerobe Bakterien. Weiterhin können anhand dieser Ergebnisse noch keine Aussagen zu eventuellen Hemmstoffen gemacht werden. Mit den Angaben zum oTR erfolgt in der späteren Bilanzierung die Auslegung der Raumbelastung des Biogasprozesses.

### 4.2.3 Ergebnisse der Nährstoffanalyse

Anhand der Nährstoffanalyse soll eine eingehende Betrachtung der Zusammensetzung der Reststoffe erfolgen. Die Ergebnisse sind in Tabelle 4-5 dargestellt. Die Werte aller Reststoffe, ausschließlich Bagasse, resultieren aus am Institut durchgeführ-

ten Analysen. Die Werte für Bagasse werden der Literatur entnommen [82], [83]. Für eine bessere Vergleichbarkeit der Zusammensetzung der Reststoffe untereinander wird der jeweilige Parameter bezogen auf TR angegeben.

**Tabelle 4-5: Ergebnisse der Nährstoffanalyse**

Parameter	Einheit	POME	Ölpalm-schlamm	Jatropha-schlamm	Glycerin	Abwasser Protein-extraktion	Bagasse
TR	[%]	4,2	15,9	27,5	98,9	0,9	50
CSB	[mg/l]	60.125	-	-	-	7.813	-
C (ges.)	[% TR]	45,6	41,6	43,7	39,6	33,3	45,7
N (ges.)	[% TR]	2,1	2,0	6,4	4,2	22,2	0,72
S (ges.)	[% TR]	0,089	0,5	4,3	<0,01	2,2	0,02
Calcium	[g/kg TR]	7,3	11,4	4,28	<0,01	16	0,3
Calcium	[g/kg]	0,5	1,81	1,2	<0,01	0,14	0,6
als CaO	[g/kg TR]	10,2	15,9	5,99	<0,02	22	0,42
Kalium	[g/kg TR]	39	50,7	17,5	<0,01	24	k.A.
Kalium	[g/kg]	0,16	8	4,8	<0,01	0,22	k.A.
als K <sub>2</sub> O	[g/kg TR]	47	61,1	21,0	<0,02	29	k.A.
Magnesium	[g/kg TR]	8,6	10,7	9,51	<0,01	5	0,3
Magnesium	[g/kg]	0,4	1,7	2,6	<0,01	0,05	0,6
als MgO	[g/kg TR]	14,3	17,8	15,8	<0,02	8	0,5
Phosphor	[g/kg TR]	3,3	4,5	15	<0,01	9	1
als P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	[g/kg TR]	7,6	10,3	34,5	<0,03	20	2,2
C:N:P	[-]	138:6:1	83:4:1	29:4:1	39.600:4200:1	37:25:1	457 :7 :1
Rohfaser	[% TR]	n.a.	24,6	22,8	n.a.	n.a.	43,4
ADF	[% TR]	n.a.	14,1	12,7	n.a.	n.a.	61,4
ADL	[% TR]	n.a.	9,4	9,3	n.a.	n.a.	13,2
Rohfett	[% TR]	k.A.	10,5	11,9	2,5	11,1	0,8
Rohprotein	[% TR]	13,1	13,3	39,8	k.A.	57,8	41,3

Die Literaturwerte für POME werden in Tabelle 2-4 angegeben und beziehen sich auf einen durchschnittlichen TR von 4,5 %. Um einen Vergleich herzustellen werden die Angaben aus der Tabelle auf vergleichbare Einheiten umgerechnet.

**Tabelle 4-6: Vergleich Literaturwerte POME mit Ergebnissen der Nährstoffanalyse**

Parameter	Wert	Einheit
N	0,4- 3,11	% TR
Phosphor	2- 2,9	g/kg TR
Kalzium	6,1- 9	g/kg TR
Kalium	28- 43	g/kg TR
Magnesium	5,6- 7,6	g/kg TR
Restölgehalt	0,13- 18	g/l

Der CSB und der Stickstoffanteil des untersuchten POME liegt in der von der Literatur angegebenen Spannbreite. Es ist ein etwas höherer Phosphorgehalt im untersuchten POME zu erkennen als in den Literaturangaben. Der Gehalt an Kalzium und Kalium bewegten sich innerhalb der Literaturangaben. Der Rohfettgehalt wurde in der Laboruntersuchung mit 83 g/l bestimmt. Er liegt damit weit überhalb der Literaturwerte und muss kritisch betrachtet werden. Bis auf den Rohfettgehalt kann insgesamt eine gute Übereinstimmung festgestellt werden. Weiterhin ist in Tabelle 4-5 zu erkennen, dass Stickstoff, Kalium, Kalzium und Magnesium in dem POME in Konzentrationen vorliegen, welche auf keine Hemmung hinweisen. Das C:N:P-Verhältnis weist auf eine gute Eignung für den anaeroben Abbau hin.

Literaturwerte zu Ölpalmschlamm sind in Tabelle 3-2 enthalten. Der analysierte Stickstoffgehalt bewegt sich zwischen den von der GEA Westfalia Separator Group GmbH und Ingenieurbüro UTEC angegebenen Werten, während der analysierte Proteingehalt unter den angegeben Werten liegt. Im unverdünnten Ölpalmschlamm liegt die Kaliumkonzentration bei 8 g/kg. Um eine Kaliumhemmung zu vermeiden sollte der Ölpalmschlamm ausreichend mit kaliumarmen Substanzen verdünnt werden. Das C:N:P-Verhältnis liegt bei 83:4:1 und zeigt den Bedarf einer Kohlenstoffquelle für die anaerobe Gärung. Weiterhin auffällig ist die weitgehende Übereinstimmung des Stickstoff- und Rohproteingehalts zwischen POME und Ölpalmschlamm. Das analysierte POME stammt aus der konventionellen Palmölgewinnung, der Ölpalmschlamm aus der modifizierten Palmölgewinnung mit Eco-D-Dekanter. Es ist anzunehmen,

dass es sich bei den Rohproteinen um Restfasern vom Palmölpresskuchen handelt, welche bei der Separation durch den Eco-Dekanter aus der Flüssigphase entfernt wurden.

Literaturwerte zum Jatrophapresskuchen finden sich in Tabelle 2-8. Die untersuchte Probe stimmt in der Zusammensetzung der Makronährstoffe Stickstoff, Phosphor, Kalium und Kalzium weitgehend mit den Literaturangaben überein. Der Gehalt an Rohfett und Rohprotein ist in der untersuchten Probe geringer, während der Gehalt an Rohfaser etwas höher liegt als in der Literatur angegeben. Insgesamt kann eine weitreichende Übereinstimmung festgestellt werden. Der Proteinanteil des Jatrophaschlammes beträgt etwa 40 %TR. Proteine werden beim anaeroben Abbau in der Regel erst zu Polypeptiden, dann zu Aminosäuren abgebaut. Die Hydrolyse ist hierbei der limitierende Schritt und kann einige Tage dauern [84]. Um eine Ammoniumhemmung zu vermeiden sollte der Jatrophaschlamm ausreichend mit stickstoffarmen Verbindungen verdünnt werden. Die Gefahr einer Hemmung besteht weiterhin auch durch den hohen Kaliumgehalt. Für ein ausgewogenes C:N:P-Verhältnis besteht auch hier der Bedarf der Zugabe einer Kohlenstoffquelle .

Literaturwerte zur Zusammensetzung von Glycerin aus der Biodieselherstellung sind in Tabelle 2-10 gegeben. Das untersuchte Glycerin weist im Vergleich einen geringen Wassergehalt von 1,1 % sowie einen sehr geringen Salzgehalt auf. Aus dem geringen Salzgehalt resultiert ein geringer Anteil Rohasche, welcher 90 % unter dem Literaturwert liegt. Der geringe Salzgehalt ist auf den verwendeten Katalysator zurückzuführen. Da dieser nicht wie üblich auf einer Natrium- oder Kaliumverbindung basiert, sind keine Reste dieser Salze im Glycerin vorhanden. In der untersuchten Probe ist der Stickstoffgehalt etwa doppelt so hoch wie in der Literatur angegeben. Dies liegt an dem Katalysator auf Stickstoffbasis. Die verwendete Stickstoffverbindung ist organisch, die biologische Abbaubarkeit ist bislang unklar. Der Schwefelanteil resultiert aus dem Schwefelgehalt des verwendeten Pflanzenöls und ist relativ gering. Weiterhin auffällig ist das außergewöhnliche C:N:P-Verhältnis, welches aus dem niedrigen Phosphorgehalt resultiert. Dieser ist weitaus geringer als in der Literatur angegeben. Das C:N-Verhältnis beträgt 10:1, was auf den Bedarf einer Kohlenstoffquelle bei der anaeroben Vergärung hindeutet. Der Rohfettanteil von 2,5 % TR weist auf nicht umgesetzte Fette hin.

Bei der Bagasse handelt es sich um weitreichend bekannten Reststoff, daher wurden die Werte der Literatur entnommen. Im Vergleich zur Zuckerhirsebagasse verfügt die Zuckerrohrbagasse über einen ähnlich hohen Ascheanteil. Der Ligninanteil in Zuckerhirsebagasse ist niedriger als in Zuckerrohrbagasse, so dass eine bessere Abbaubarkeit bei der anaeroben Vergärung vermutet werden kann. Durch den geringen Stickstoffgehalt verfügt die Zuckerrohrbagasse über ein C:N-Verhältnis von 65.

Das Abwasser aus der Proteinextraktion zeichnet sich durch einen sehr geringeren Trockenrückstand aus. Die CSB-Fracht ist deutlich niedriger beim POME. Der pH-Wert beträgt 3,9, so dass nach den geltenden Einleitgrenzwerten in Indonesien, wie in Tabelle 2-4 gegeben, eine Vorbehandlung notwendig ist. Die CSB-Fracht setzt sich größtenteils aus Proteinen zusammen. Es ist ein geringer Anteil von Rohfett enthalten, dieser könnte von den Lupinen abstammen. Das C:N:P-Verhältnis des Abwassers aus der Proteinextraktion weist auf einen Kohlenstoffbedarf für die anaerobe Vergärung hin.

#### 4.2.4 Gasausbeuten im Gärversuch

##### POME

Der Verlauf der Biogasproduktion ist in Abbildung 4-7 dargestellt. Die Biogasproduktion wurde über einen Zeitraum von 26 Tagen aufgezeichnet.

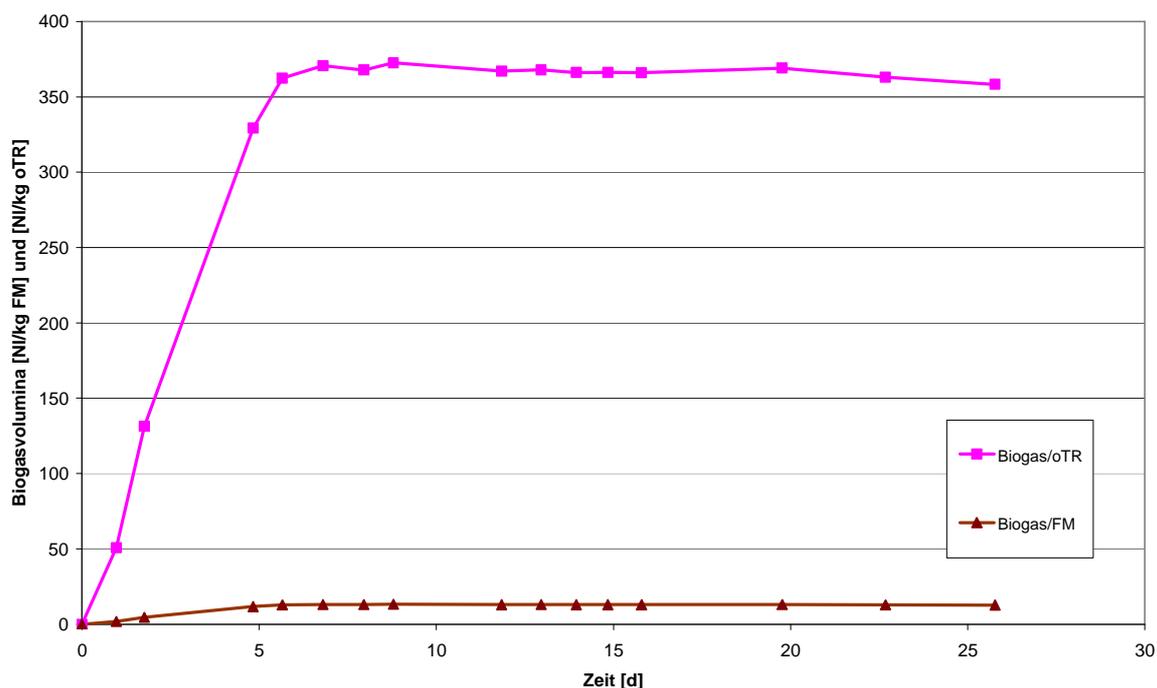


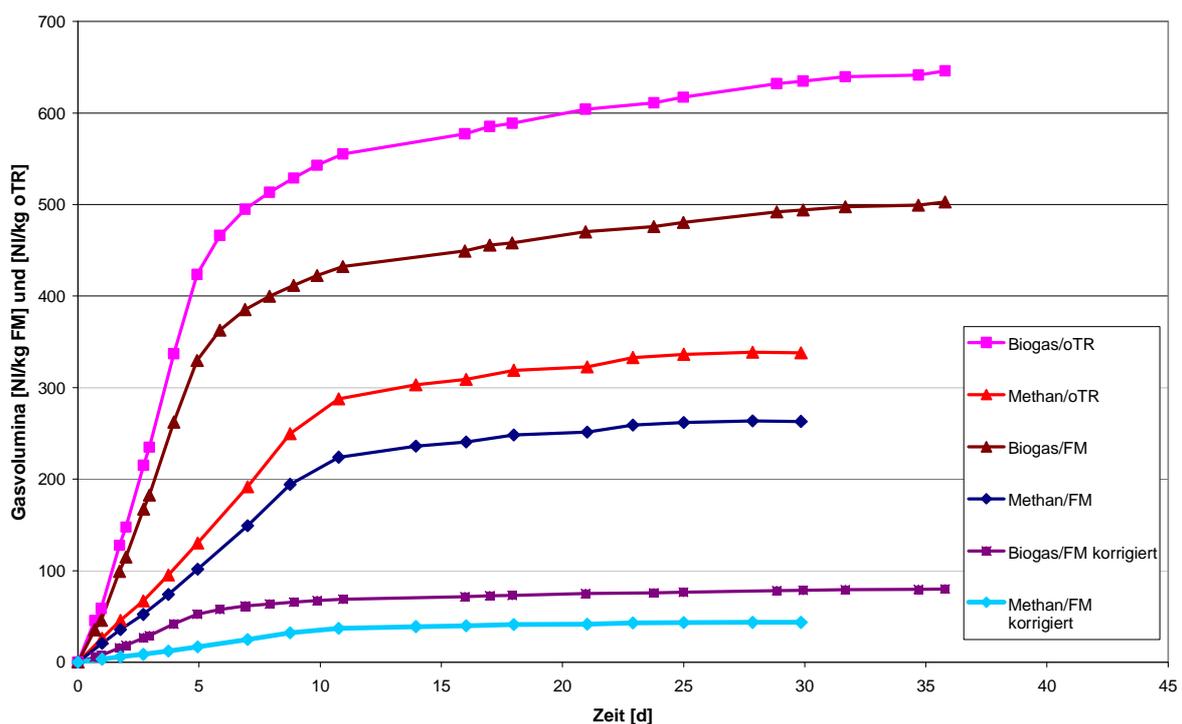
Abbildung 4-7: Biogasproduktion von POME im Gärversuch

Die grafische Auswertung der Daten zeigt einen normalen Kurvenverlauf. Innerhalb der ersten acht Tage hat die Probe ihr Biogasbildungspotenzial ausgeschöpft, die Kurve erreicht ihre Plateauphase. Bis dahin wurde 13 NI/kg FM bzw. 370 NI/kg oTR gebildet. Die Ergebnisse des Gärversuches stammen aus am Institut vorliegenden Untersuchungen. Die Standardabweichung der Einzelproben lag bei etwa 10 %. Eine Messung der Methanproduktion wurde nicht durchgeführt.

### Ölpalmschlamm

Die Biogasproduktion wurde über 35 Tage aufgezeichnet. Die grafische Auswertung der Daten zeigt einen normalen Kurvenverlauf. Am 16. Tag ist die Biogasbildung abgeschlossen, bis dahin wurden rund 455 NI/kg FM bzw. 577 NI/kg oTR erzeugt.

Die Methanproduktion wurde über 30 Tage aufgezeichnet. Bis Erreichen der Plateauphase wurden 260 NI/kg FM bzw. 330 NI/kg oTR erzeugt. Aus diesen Daten wurde der Methangehalt rechnerisch bestimmt, er lag bei Erreichen der Plateauphase bei etwa 57 %. In Tabelle 3-2. wurde der ursprüngliche TR des Ölpalmschlamm mit 15,9 % angegeben. Die Umrechnung der Messdaten auf diesen Trockenmasseanteil ergibt einen korrigierten Kurvenverlauf, welcher ebenfalls in Abbildung 4-8 dargestellt ist.



**Abbildung 4-8: Gasproduktion von Ölpalmschlamm im Gärversuch**

Nach 16 Tagen wurden 71 NI Biogas/kg FM bzw. 40 NI Methan/kg FM gebildet.

Bei der Biogasbestimmung betrug der pH-Wert der Proben beim Ansetzen ca. 7,2, bei Versuchsende ca. 7,3. Die Messwerte der Einzelproben stimmten gut überein, die Abweichung betrug < 5%.

Beim Ansetzen der Messung der Methanproduktion betrug der pH-Wert der Proben ca. 7,4, bei Versuchsende ca. 7,5. Die Messwerte der Einzelproben stimmten gut überein, die Abweichung betrug < 5%.

### Jatrophaschlamm

Die Biogasproduktion wurde über 35 Tage aufgezeichnet. Die grafische Auswertung der Daten zeigt einen normalen Kurvenverlauf. Nach 16 Tagen ist die Biogasbildung abgeschlossen, bis dahin wurden 176 NI/kg FM bzw. 734 NI/kg oTR erzeugt.

Die Methanproduktion wurde über 30 Tage aufgezeichnet. Bis Erreichen der Plateauphase wurden 110 NI/kg FM bzw. 450 NI/kg oTR erzeugt. Der Methangehalt liegt demnach bei 64 %. Die Kurvenverläufe sind in Abbildung 4-9 dargestellt.

Beim Ansetzen lag der pH-Wert der Proben bei 7,2 - 7,3 bei Versuchsende bei 7,2 - 7,6. Die Messwerte der Einzelproben stimmten bei der Biogas- und Methanbestimmung gut überein, die Abweichung betrug < 5%.

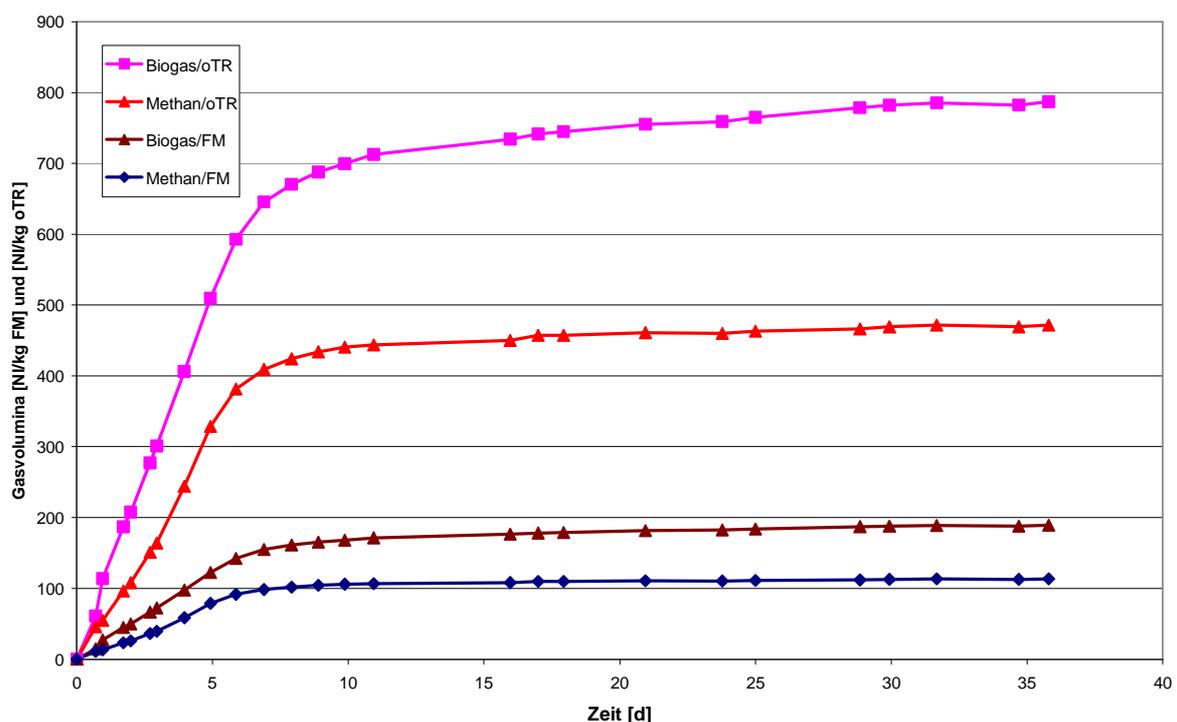


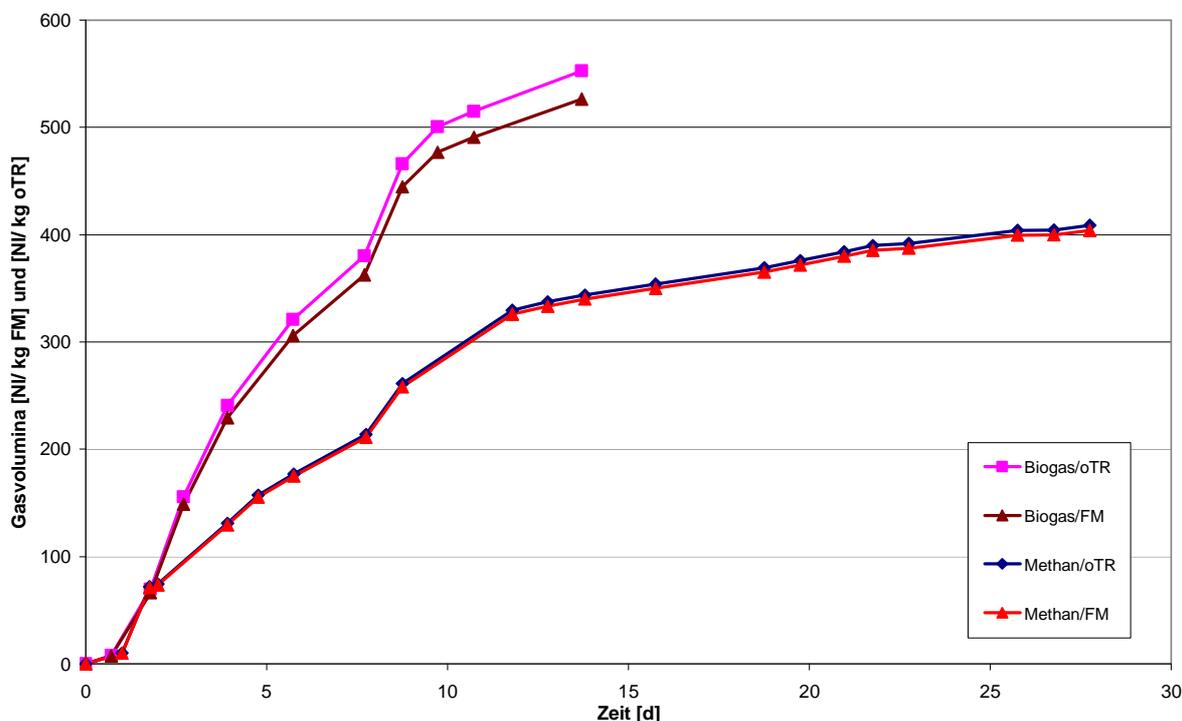
Abbildung 4-9: Gasproduktion von Jatrophaschlamm im Gärversuch

## Glycerin

Die Biogas- und Methanproduktion wurde über 14 Tage aufgezeichnet, der Kurvenverlauf deutet auf einen verzögerten Abbau hin. Bei Versuchsabbruch betrug die Biogasproduktion 526 NI/kg FM bzw. 553 NI/kg oTR. Die Biogasbildungsrate betrug am 14. Versuchstag nur noch 2%, so dass erwartungsgemäß die Plateauphase innerhalb der nächsten Tage erreicht sein würde. Die Methanproduktion erreichte nach 19 Tagen die Plateauphase bei 365 NI/kg FM bzw. 369 NI/kg oTR. Der Methananteil lag am 14. Versuchstag bei 62 %. In Abbildung 4-10 sind die Verläufe der Gasbildung dargestellt.

Beim Ansetzen der Gärversuche zur Biogasproduktion betrug der pH-Wert der Proben ca. 7,9, bei Versuchsende ca. 7,8. Die Messwerte der Einzelproben stimmten weitgehend überein, die Abweichung betrug < 5,8%.

Beim Ansetzen und Versuchsende der Gärversuche zur Methanproduktion betrug der pH-Wert der Proben ca. 7,5. Die Messwerte der Einzelproben stimmten weitgehend überein, die Abweichung betrug < 5%.



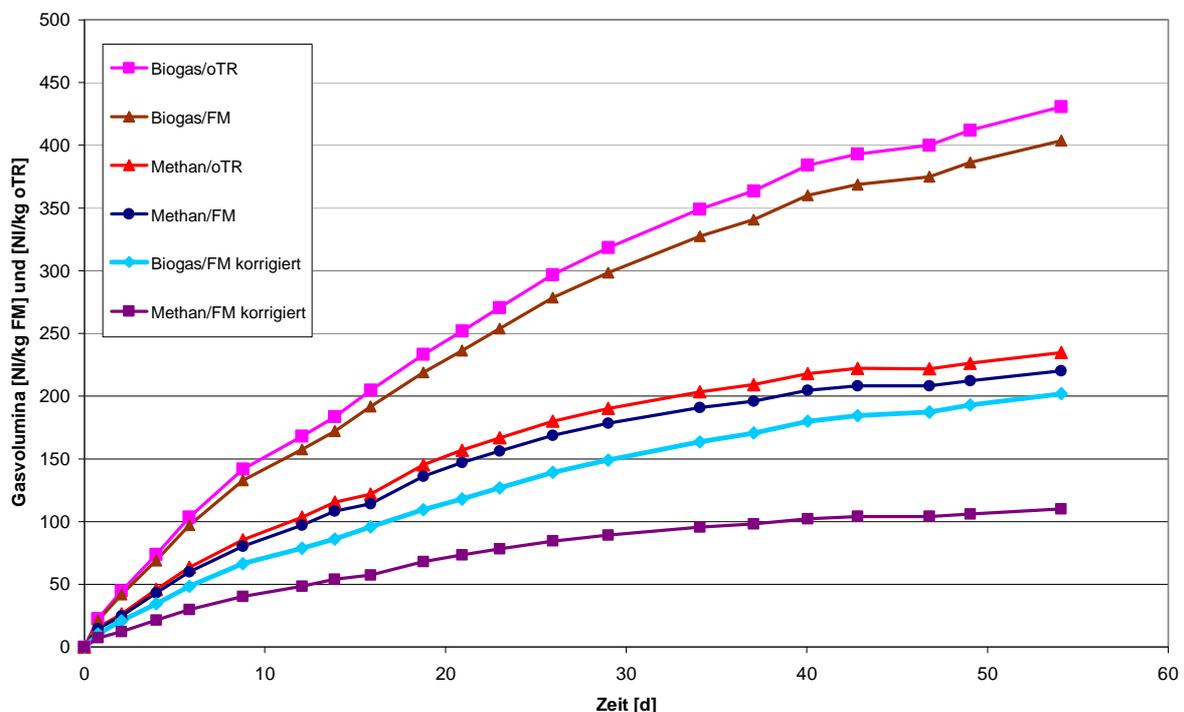
**Abbildung 4-10: Gasproduktion von Glycerin im Gärversuch**

Die Kurvenverläufe zeigen ein verzögertes Einsetzen der Biogas- und Methanbildung nach etwa einem Tag. Innerhalb der ersten 23 Stunden werden nur geringe Mengen Biogas bzw. Methan erzeugt. Als ursächlich hierfür wird der alkalische pH-Wert des Glycerins angenommen. Möglich wäre dass Glycerin ein für die Bakterien unbekann-

te Substrat darstellt und erst eine Adaption statt finden muss. Ein charakteristischer, schwach ausgeprägter Einbruch der Gasproduktion ist auffällig, er ist bei der Biogas- und Methanbildung jeweils am 8. Versuchstag zu erkennen. Der Kurvenverlauf zeigt ebenfalls, dass bis zum dritten Versuchstag die Methanproduktion etwa der Biogasproduktion entspricht. Es wird eine Wiederholung der Messung empfohlen.

### Bagasse

Die Biogasproduktion wurde über 54 Tage aufgezeichnet, der lineare Kurvenverlauf deutet auf einen verzögerten Abbau hin. Die Ergebnisse des Gärversuches stammen aus am Institut vorliegenden Untersuchungen. Bei Versuchsende betrug die Biogasproduktion 400 NI/kg FM und 431 NI/kg oTR, die Methanproduktion lag bei 220 NI/kg FM und 235 NI/kg oTR. Der Methananteil betrug demnach 55 %. Die Plateauphase der Gasproduktion wurde nicht erreicht. Die Kurvenverläufe sind in Abbildung 4-11 dargestellt.



**Abbildung 4-11: Gasproduktion von Bagasse im Gärversuch**

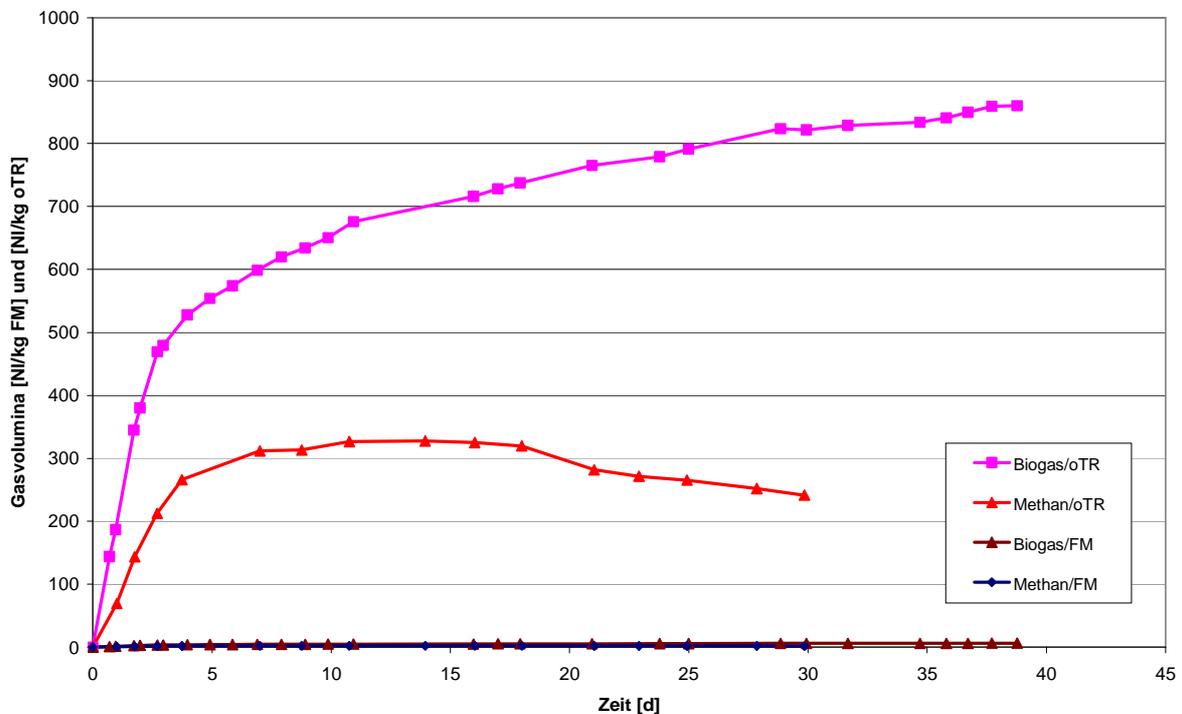
Bei der Biogasbestimmung stimmen die Messwerte der Einzelproben weitgehend überein, die Abweichung betrug < 5%. Bei der Methanbestimmung stimmen die Messwerte der Einzelproben weitgehend überein, die Abweichung lag bei 6,2%.

Des Weiteren ist davon auszugehen, dass sich die mechanische Vorbehandlung positiv auf die Vergärbarkeit ausgewirkt hat.

### Abwasser aus der Proteinextraktion

Die Biogasproduktion wurde über 39 Tage aufgezeichnet. Sie zeichnet anfangs einen normalen Kurvenverlauf, ab dem fünften Versuchstag erfolgt die Biogasbildung verzögert bis sie nach 24 Tagen abgeschlossen ist. Bis dahin wurden rund 6 NI/kg FM bzw. 780 NI/kg oTR erzeugt.

Die Methanproduktion wurde über 30 Tage aufgezeichnet. Die Methanproduktion ist nach 14 Tagen abgeschlossen, bis dahin wurden 2 NI/kg FM bzw. 330 NI/kg oTR erzeugt. Ab dem 16. Versuchstag übersteigt die Methanproduktion der Blindwerte die der Proben, so dass es zu einem Abfall der Kurve im Diagrammverlauf kommt. Dies könnte ein Hinweis auf eine eintretende Hemmung sein. Der Methangehalt lag am 14. Versuchstag bei rund 50 %. Die Kurvenverläufe sind in Abbildung 4-12 dargestellt.



**Abbildung 4-12: Gasproduktion von Abwasser aus der Proteinextraktion im Gärversuch**

Bei der Messung der Biogasproduktion betrug der pH-Wert der Proben beim Ansetzen ca. 7,1, bei Versuchsende ca. 7,2. Die Messwerte der Einzelproben stimmten gut überein, die Abweichung betrug < 5%.

Bei der Messung der Methanproduktion betrug der pH-Wert der Proben ca. 7,3 bei Versuchsende ca. 7,7. Die Messwerte der Einzelproben stimmten weitgehend überein, die Abweichung betrug < 5%.

### Zusammenfassung

Die Ergebnisse sind in Tabelle 4-7 dargestellt. Die Reststoffe verfügen über ein spezifisches Biogaspotenzial zwischen 370 und 734 NI/kg oTR. Aufgrund niedriger Trockenmasseanteile sind die Erträge bei Frischmassebezug um ein Vielfaches geringer. Wird bei der Berechnung der Abbaugrades ein Wassereinbau von 12 % berücksichtigt, so ergeben sich etwas niedrigere Werte. Die Werte sind in Klammern angegeben.

**Tabelle 4-7: Ergebnisse der Gärversuche**

Reststoff	Biogas- ertrag	Biogasertrag	Methan- gehalt	Versuchs- dauer	Abbau- grad	Kurven verlauf
	[NI/kg oTR]	[NI/kg FM]	[%]	[d]	[% oTR]	
POME	370	13	n.a.	8	-	normal
Ölpalmschlamm	577	71	58	16	72 (63)	normal
Jatrophaschlamm	734	176	64	16	86 (75)	normal
Glycerin	553	526	62	14	66 (58)	verzögert
Bagasse	431	202	55	>54	55 (49)	verzögert
Abwasser aus der Proteinextraktion	676	5	50	11	83 (73)	verzögert

Der Biogasertrag von POME liegt bei 13 NI/kg FM und ist damit sehr gering. Da bei diesem Versuch kein frisches POME eingesetzt wurde und da die Versuchszeit sehr kurz war, muss dieser experimentelle Biogasertrag kritisch hinterfragt werden. Nach VDI 4630 kann der zu erwartende Methanertrag mit 0,32 NI/g CSB abgeschätzt werden. Der erwartete Methanertrag für POME läge folglich bei 19,3 NI/kg FM bzw. 542 NI/kg oTR und ist somit bereits höher als der erzielte Biogasertrag. Wird ein mittlerer Methangehalt von 62,5 % im Biogas angenommen<sup>10</sup>, so würde der Biogasertrag bei 867 NI/kg oTR liegen. Der Abbaugrad ergäbe sich folglich zu 90 %. Der erreichte Abbaugrad nach Untersuchungsergebnissen beträgt bei Annahme desselben Methangehalts nur 43,9 %, unter Berücksichtigung von näherungsweise 12% Wassereinbau nur 38,6 %. Im Vergleich zu den Literaturwerten sind diese Werte sehr gering. In den kontinuierlichen Gärversuchen im mesophilen Temperaturbereich werden nach Angaben aus Tabelle 2-6 ausnahmslos Abbaugrade über 70 % erreicht. Bei der

<sup>10</sup> Mittelwert Tabelle 2-1

Entwicklung der Konzepte sollen daher Literaturwerte aus Tabelle 2-6 entsprechend dem gewählten Reaktortyp herangezogen werden.

Der Ölpalmschlamm erreicht einen niedrigeren Biogasertrag als in Kapitel 2.5.3 beschrieben. Die Angaben der Gasausbeute von Ingenieurbüro UTEC stammen aus einem kontinuierlichen Gärversuch bei einer Temperatur von 40 °C. Die dabei erzielte Biogasausbeute von 878 NI/kg oTR liegt mehr als 50 % über den beim Gärversuch erreichten Wert. Nach eigener Korrektur des Versuchsberichts können Biogaserträge von 92,2 l/kg FM und 662,5 l/kg oTR erwartet werden [85]. Der im Laborversuch erzielte Wert liegt somit 13 % unter dem angegebenen Wert. Dies kann auf die unterschiedlichen Prozessbedingungen, Vorbehandlungsmaßnahmen und Lagerungsbedingungen des Reststoffes sowie natürliche Schwankungen in der Zusammensetzung zurückgeführt werden.

Jatrophaschlamm erreichte im Vergleich zu Literaturangaben einen höheren Biogasertrag. In Kapitel 2.6.3 wurde der Biogasertrag mit 446 l/kg oTR, der Methanertrag mit 230 l/kg oTR angegeben. Im Gärversuch wurde die doppelte Methanausbeute erreicht. Der in dieser Arbeit ermittelte Biogasertrag ist vergleichbar mit dem Biogasertrag von Rapspresskuchen [86] und soll daher weiter verwendet werden.

Das untersuchte Glycerin zeigt einen um 33 % niedrigeren Biogasertrag als in Kapitel 2.6.3 angegeben. Der Methangehalt des Biogases ist beim untersuchten Glycerin allerdings höher. Die gelbliche Färbung des Glycerins in Abbildung 4-4 weist auf Verunreinigungen hin. Diese können ursächlich für einen verzögerten Abbau sowie die geringeren Gasausbeuten sein.

Für das Abwasser aus der Proteinextraktion ist der Biogasertrag sehr gering und liegt bei 5 NI/kg FM. Wird der Methanertrag nach VDI 4630 abgeschätzt, so ergibt sich ein Methanertrag von näherungsweise 2,5 NI/kg FM. Dies stimmt mit den Untersuchungsergebnissen überein.

Die Bagasse, welche gemahlen vorlag, wurde trotz der Zerkleinerung nur verzögert abgebaut. Es wurde eine Methanausbeute von 237 NI/kg FM erreicht. Dies entspricht 60 % des in Kapitel 3.3.3 angegebenen Methanertrags von 400 l/kg oTR.

Die Reststoffe benötigen in der Vergärung, bis auf den Reststoff Bagasse, weniger als 20 Tage bis zum Erreichen der Plateauphase. Dieser Wert stellt die untere Orientierungsgrenze bei der Auslegung der Verweilzeit im Biogasprozess dar.

Das Abbauverhalten der Reststoffe POME, Ölpalmschlamm und Jatrophaschlamm weist einen normalen Kurvenverlauf auf. Diese Reststoffe werden als geeignet für den Biogasprozess eingestuft. Der Glycerin-Abbau erfolgt verzögert. Dennoch wird der Reststoff aufgrund der hohen Biogausausbeuten und kurzen Verweilzeit als geeignet für den Biogasprozess eingestuft. Die Bagasse wird bereits im Gärversuch unter geringer Raumbelastung verzögert abgebaut. Unter Praxisbedingungen kann von einem geringeren Abbaugrad ausgegangen werden. Die Abbaubarkeit der Bagasse kann durch andere bzw. zusätzliche Vorbehandlungen verbessert werden. Das Abwasser aus der Proteinextraktion zeichnet sich durch eine verzögerte Biogasproduktion ab dem 5. Versuchstag aus. Ab dem 18. Versuchstag übersteigt die Gasproduktion der Blindproben die Gasproduktion des Abwassers, so dass der Kurvenverlauf auf eine Hemmung hinweist. Da es sich bei dem Abwasser um einen inhomogenen Reststoff handelt und der Gärversuch mit einer sehr geringen Menge oTR angesetzt wurde, könnte sich ein verfälschter Kurvenverlauf ergeben haben.

Als Schlussfolgerung aus den Gärversuchen kann zusammengefasst festgestellt werden, dass die Gasausbeuten der Reststoffe größtenteils unter den in der Literatur angegebenen Biogas- und Methanausbeuten liegen. Die Gasausbeuten liegen dennoch in einem Rahmen, in welchen die anaerobe Gärung als Behandlungsmethode in Betracht gezogen werden kann.

## 5 Entwicklung von Konzepten zur Reststoffverwertung

### 5.1 Vorüberlegungen

Aus der Literaturrecherche ist hervorgegangen, dass, mit Ausnahme vom POME und Glycerin, nur wenige Erfahrungen zur anaeroben Vergärung der Reststoffe dokumentiert sind. Die Laboruntersuchungen haben Hinweise zur Eignung der Reststoffe für die anaerobe Vergärung gegeben. Im weiteren sollen den Reststoffen ähnliche Substrate betrachtet werden um Randbedingungen für die Konzeptentwicklung abzuleiten. Weiterhin werden Betreiberinteressen und Standortbedingungen genannt.

#### Vergärung von POME

Wie die Literaturangaben belegen, handelt es sich bei POME um einen weitreichend untersuchten Reststoff für die anaerobe Vergärung. Bevor POME einer Vergärung zugeführt werden kann, muss eine Abkühlung erfolgen sowie eine anschließende Abtrennung des Ölrestgehaltes. Dies kann mittels Flotation oder herkömmlichen Dichteabscheidern durchgeführt werden. Die Erfahrungen zur anaeroben Vergärung von POME stammen hauptsächlich aus Laborversuchen. Bei der Auslegung der Konzepte sollen daher so weit wie möglich Verfahren berücksichtigt werden, welche in der Praxis erfolgreich zur anaeroben Vergärung ähnlicher Reststoffe verwendet werden. Hierfür bieten sich beispielsweise Verfahren zur Behandlung von Ölmühlenabwässern aus der Olivenölgewinnung an. Olivenölmühlenwasser verfügt über einen vergleichbaren Ölrestgehalt und CSB [93].

#### Vergärung von Ölpalmschlamm

Der Ölpalmschlamm liegt bei der konventionellen Palmölgewinnung in dem POME suspendiert vor. Da er sich grundsätzlich in der Zusammensetzung nicht von POME unterscheidet, können die Literaturangaben zur Vergärung von POME auf einen verdünnten Ölpalmschlamm angewendet werden.

#### Vergärung von Jatrophaschlamm

Da Literaturangaben zur Vergärung von Jatrophapresskuchen nur im geringen Umfang verfügbar sind, soll vor der Konzeptentwicklung eine Betrachtung von weiteren Presskuchen erfolgen. Hierzu werden Untersuchungen zu Rapskuchen und Presskuchen aus der Sonnenblumenölgewinnung dargestellt.

Bei der Vergärung von Rapskuchen ist auf einen niedrigen Gehalt von Senföolverbindungen (Glukosinolate) zu achten, da diese toxisch auf die methanogenen Bakterien wirken. Der Gehalt an Glukosinolaten wurde für Jatrophaschlamm nicht bestimmt, allerdings wurde in Kapitel 2.6.1 erwähnt, dass Jatropha Toxine enthält. Deren Wirkung auf die Biogas bildende Biozönose ist bislang nicht bekannt. Weiterhin ist wenig Literatur zur Vergärung von Rapspresskuchen vorhanden [84], so dass keine Empfehlung für die Vergärung von Jatrophaschlamm abgeleitet werden kann. Bei der Vergärung von Sonnenblumenpresskuchen wurde mit vermindertem Inokulum/Substrat-Verhältnis ein reduzierter Methanertrag sowie verminderter Abbaugrad beobachtet. Bei einem niedrigeren Verhältnis als 2:1 kam es zur Akkumulation von Fettsäuren und in Konsequenz zu Prozessinstabilitäten. Es wird ein Inokulum/Substrat-Verhältnis von 3:1 empfohlen [87], [88]. Für Jatrohapresskuchen wurde in Kapitel 2.6.3 ein maximaler Anteil von 25 % in Ko-Vergärung mit Rindergülle zur Wahrung der Prozessstabilität genannt. Dies entspricht einem Inokulum/Substrat-Verhältnis von 4:1. Da es sich beim Jatrophaschlamm um einen verdünnten Jatrohapresskuchen handelt, könnte der relative Anteil etwas erhöht werden. In Kapitel 2.6.3 wurde deutlich, dass die Vergärung von Jatrohapresskuchen bislang problematisch ist. Deshalb soll Jatrophaschlamm bei der Auslegung der Konzepte höchstens als Ko-Substrat eingesetzt werden.

### Vergärung von Glycerin

Wie in Kapitel 2.6.3 dargelegt existieren Grenzwerte für den Glycerinanteil im Gärsubstrat. Generell wird ein maximaler Anteil von 6 % empfohlen. Da aber bei der Vergärung mit POME schon ab 5,25 % Glycerinanteil eine Reduzierung der Bakterienaktivität nachgewiesen wurde, soll bei der Auslegung der Konzepte ein maximaler Anteil von 5 % berücksichtigt werden.

### Vergärung der Bagasse

Bagasse besteht aus einem hohen Anteil Zellulose, Hemizellulose und Lignin. Die eigentlich abbaubaren Anteile an Zellulose und Hemizellulose sind, wenn sie in der Lignozellulose eingebunden vorliegen, nur schlecht für die Bakterien verfügbar. Durch mechanische, thermische oder chemische Vorbehandlung der Biomasse kann der Lignozellulose-Verbund aufgebrochen und die abbaubaren Anteile der Zellulose und Hemizellulose für den anaeroben Abbau und die Methanbildung verfügbar ge-

macht werden. Bei einem Vergleich verschiedener Vorbehandlungen auf den Aufschluss von Lignozellulose in Zuckerhirsebagasse wurden bei der thermischen Vorbehandlung mittels Dampfexplosion höhere Konversationsraten von Cellulose erreicht als bei der chemischen Vorbehandlung mit verdünnter Säure, Kalk oder ionischen Flüssigkeiten. Bei der thermischen und chemischen Vorbehandlung kommt es oft zur Bildung von toxischen oder hemmenden Verbindungen, welche in einem zusätzlichen Schritt entfernt werden müssen um keinen negativen Effekt auf den anschließenden anaeroben Abbau der vorbehandelten Biomasse auszuüben. Dadurch wird die Wirtschaftlichkeit des Gesamtprozesses negativ beeinflusst [89].

Für die Vergärung der Bagasse im Rahmen der hier entwickelten Konzepte wird lediglich die mechanische Vorbehandlung in Betracht gezogen. Generell ist durch die Reduzierung der Partikelgröße von einer verbesserten Abbaubarkeit auszugehen. Die spezifische Oberfläche des Substrates wird vergrößert. Weiterhin wird die Kristallinität der Zellulose verringert. Beide Effekte führen zu einer erhöhten Verfügbarkeit des Substrates für die Bakterien. Einige Untersuchungen belegen eine verbesserte Abbaubarkeit, höhere Methanausbeuten und eine Verkürzung der zur Vergärung erforderlichen Verweilzeit um bis zu 59% [90]. In Deutschland ist der Einsatz von faserreichen Substraten, beispielsweise Stroh, als Ko-Substrat in Biogasanlagen Gegenstand aktueller Forschung. Nach Literaturangaben variiert der Biogasertrag von Getreidestroh relativ stark zwischen 170 und 500 NI/kg oTR und ist somit mit dem Biogasertrag von Zuckerhirsebagasse vergleichbar. Bei der Vergärung von Stroh wird der Zusatz von stickstoffreichen Ko-Substraten empfohlen um die Pufferkapazität zu erhöhen. Ein zu erwartendes Problem bei der Prozessführung ist eine Schwimmdeckenbildung, da sich strukturell intaktes Stroh schlecht untermischen lässt [91]. Durch eine Desintegration mittels Doppelwellenextruder konnte die Struktur von Weizenstroh soweit aufgebrochen werden, dass keine Schwimmdeckenbildung beobachtet werden konnte. Gleichzeitig wurde eine Methanausbeute von 270 NI/kg oTR erreicht, die sich am oberen Rand der Literaturwerte bewegt [92].

### Abwasser aus der Proteinextraktion

Das Abwasser aus der Proteinextraktion hat einen sehr geringeren Biogasertrag und eignet sich aufgrund des geringen CSB eher für eine Abwasserbehandlung als für den Biogasprozess. Da weiterhin die genaue Zusammensetzung und Menge des Abwassers aus der Behandlung von Zuckerhirsebagasse noch nicht als bekannt an-

genommen werden können, wird dieses im Weiteren bei der Entwicklung von Konzepten zur Reststoffnutzung nicht berücksichtigt.

### Integrative Vergärung

Für die Konzeptentwicklung der Verwertung der Reststoffe soll der Fokus auf eine Einbindung aller Reststoffe in den Biogasprozess gerichtet werden. Die Reststoffe fallen als Abfallstoffe des integrierten Produktionsprozesses an. Um einen negativen Effekt auf die Umwelt zu vermeiden ist eine Stabilisierung durch den anaeroben Abbau zweckmäßig. Der produzierte Gärrest soll zumindest teilweise den mineralischen Düngereinsatz substituieren. Es soll daher eine Verfahrenskombination gefunden werden, welche es erlaubt, alle Reststoffe aus dem integrierten Produktionsprozess in den Biogasprozess einzubringen. POME, Ölpalmschlamm, Jatrophaschlamm und Glycerin fallen ganzjährig an und sind ohne weitere Vorbehandlung für die Vergärung geeignet. Sie werden in den Biogasprozess eingebracht. Bagasse ist strukturreich und lag für die praktischen Versuche in gemahlener Form vor. Innerhalb 20 Tagen konnten vergleichsweise hohe Gasausbeuten wie beim Ölpalmschlamm erreicht werden. Eine mechanische Vorbehandlung für die Ko-Vergärung mit den übrigen Reststoffen sollte daher in Betracht gezogen werden.

### Prozesshemmung

Eine Hemmung des Gärprozesses durch eine übermäßige Stickstoffkonzentration muss verhindert werden. Es sollte mindestens ein C:N-Verhältnis von 20:1 erreicht werden [60]. Es kann angenommen werden, dass etwa 50-60 % des im Gärsubstrat verfügbaren Stickstoffs als Ammonium vorliegt<sup>11</sup>. Wie in Kapitel 2.2.3 erwähnt kann Ammonium ab einer Konzentration von 2,7 bis 10 g/l hemmend wirken. Bei den Konzepten soll eine Ammoniumkonzentration von 5 g/l unterschritten werden. Bis zu diesem Bereich kann eine Adaption der Bakterien ohne gravierende Prozesshemmung angenommen werden. Für die Nährstoffe Kalium, Kalzium und Magnesium soll die Konzentration im Gärsubstrat unter 3 g/l liegen. Des Weiteren sollen die im Kapitel 2.2.3 genannten Nährstoffverhältnisse berücksichtigt werden.

---

<sup>11</sup> Persönliche Mitteilung von Dr. Ute Merrettig-Bruns, Fraunhofer UMSICHT

### Temperaturbereich

Der Biogasprozess kann im mesophilen oder thermophilen Temperaturbereich gefahren werden. Die Vorteile der mesophilen Prozessführung bestehen in der höheren Prozessstabilität aufgrund höherer Biodiversität der Bakterien. Weiterhin ist Gefahr des Eintretens einer Hemmwirkung durch Ammoniak geringer. Bei der thermophilen Prozessführung können höhere Abbauraten und somit geringere Verweilzeiten erreicht werden [9]. Zu Gunsten der Prozessstabilität werden die Konzepte für einen mesophilen Prozess ausgelegt.

### Gasausbeuten

In den durchgeführten diskontinuierlichen Gärversuchen nach DIN 4630 wurde die maximale Gasausbeute der Reststoffe ermittelt. Da bei diesen Versuchen optimale Versuchsbedingungen, lange Verweilzeit und geringe Raumbelastung, gegeben sind, können die ermittelten Werte nur eingeschränkt auf Praxisanlagen übertragen werden. Sie können bei Ermangelung an Daten aus der Praxis als Richtwert für die Auslegung von Praxisanlagen herangezogen werden. Für die Entwicklung der Konzepte soll daher auf die experimentell ermittelten Daten zurückgegriffen werden.

Für die Konzepte wird je nach Reaktortyp eine, sich an der Praxis orientierende, mittlere Raumbelastung und mittlere Verweilzeit gewählt. Der Abschlag auf die Gasausbeuten wird bei diesen Randbedingungen im Rahmen der Konzepterstellung bei 10 % angesetzt <sup>12</sup>. Die resultierenden Gasausbeuten, welche im Folgenden für die Konzeptentwicklung herangezogen werden, sind in Tabelle 5-1 dargestellt. Für PO-ME wird die Gasausbeute je nach gewähltem Reaktortyp über den Abbaugrad berechnet. Die Daten sind in Tabelle 2-6 gegeben.

**Tabelle 5-1: Gasausbeuten für die Auslegung der Konzepte**

Reststoff	Biogasertrag	Biogasertrag	Methangehalt
	[NI/kg oTR]	[NI/kg FM]	[%]
Ölpalmschlamm	519	67	58
Jatrophaschlamm	661	159	64
Glycerin	498	491	62
Bagasse	388	158	55

---

<sup>12</sup> Persönliche Mitteilung durch Dr. Stephan Kabasci und Dr. Ute Merrettig-Bruns, Fraunhofer UMSICHT

### Landesspezifische Standortfaktoren

Zu den klimatischen Faktoren zählt die im Jahresverlauf kaum schwankende Durchschnittstemperatur von ca. 27 °C. Weiterhin sind landestypische Barrieren zu nennen, welche die Ausbreitung einer Technologie erschweren. Wie in der Einleitung erwähnt wurde, fand die Einführung der Biogastechnologie in Indonesien bereits in den 1970er Jahren statt. Bis heute konnte sie sich nicht im industriellen Maßstab etablieren. Als ursächlich können eine Vielzahl von Faktoren angenommen werden, darunter die Wirtschaftlichkeit des Prozesses sowie der Schwierigkeitsgrad der verfahrenstechnischen Prozessführung. Die Wirtschaftlichkeit wird erheblich negativ beeinflusst durch das Fehlen von Verkaufsmöglichkeiten der Produkte Biogas, Strom oder Wärme aus dem Biogasprozess. Weder die Infrastruktur noch die gesetzlichen Grundlage für eine Einspeisung ins Strom- oder Gasnetz sind gegeben. Der Investitionsaufwand einer Biogasanlage sollte daher möglichst gering sein. Die technologische Barriere kann dadurch verringert werden, dass die verfahrenstechnische Auslegung des Biogasprozesses einfach gehalten wird. Gleichzeitig muss die Auslegung der Betriebsparameter eine robuste Prozessführung ermöglichen. Durch einen stabilen Prozessbetrieb kann langfristig Vertrauen in die Biogastechnologie aufgebaut werden.

## **5.2 Bilanzierung**

Für die Auslegung der Biogasanlage ist als erster Schritt der Durchsatz zu bestimmen. Für die Ölmühle wird eine Kapazität von 60 t FFB/h angenommen, da dies eine gängige Größe in der industriellen Palmölproduktion darstellt. Die Betriebszeiten je nach Haupt- oder Nebensaison können Tabelle 5-2 entnommen werden.

In der Hauptsaison, welche 16 Wochen/a andauert, läuft die Mühle für 24 h/d. In der Nebensaison, welche 36 Wochen/a andauert, für 20 h/d. Die Betriebszeit beträgt jeweils 6 Tage/Woche, sonntags steht die Ölmühle für Wartungsarbeiten still.

Die jährlichen Betriebsstunden ergeben sich zu 6624 h/a. Bei einem Aufkommen an POME von 0,44 t/t FFB und einem der Aufkommen an Ölpalmschlamm von 0,25 t/t FFB ergibt sich eine Jahresmenge von 174.875 t POME und 99.360 t Ölpalmschlamm.

**Tabelle 5-2: Berechnung der Betriebszeiten einer Ölpalmmühle**

	Hauptsaison	Nebensaison
Wochen	16	36
h/d	24	20
d/Woche	6	6
Betriebsstunden [h]	2.304	4.320
Aufkommen POME [t]	60.827	114.048
Aufkommen Ölpalmschlamm [t]	34.560	64.800

Der Anbau und die Verarbeitung von Jatropha und Zuckerhirse sind noch in Planung. Für die weiteren Berechnungen werden Annahmen im realistischen Maßstab getroffen. Der Projektpartner PT SUMI ASIH Oleochemical Industry wird die Anlage zur Verarbeitung von Jatropha-Öl zu Biodiesel auslegen. Die bereits existierenden Anlagen dieser Firma bewegen sich im Bereich von 30.000 bis 50.000 t Jahresdurchsatz. Für die weiteren Berechnungen wird eine Anlagengröße mit 40.000 t Jahresdurchsatz angenommen. Nach der gegebenen Massenbilanz aus Abbildung 2-10 werden folglich 40.000 t Jatropha-Öl als Rohstoff benötigt. Als Nebenprodukt der Biodieselproduktion entstehen jährlich 4.000 t Glycerin.

Für die Planung der Zuckerhirseverarbeitung stehen bislang keine Zahlen über verfügbare Mengen an Zuckerhirse oder theoretisch erreichbare Ausbeuten der Proteinextraktion fest, es sollen daher auch hier Annahmen in einem realistischen Rahmen getroffen werden. Für die Bernsteinsäurefermentation kann eine Jahresproduktionsmenge von 10.000 t angenommen werden. Pro Tonne Bernsteinsäure ist ein Rohstoffeinsatz von 1,1 t Glukose realistisch. Die Glukose liegt in dem Zuckersirup vor, der durch Auspressen der Bagasse gewonnen wird. Bei der Annahme von ca. 70 % Zuckergehalt des Sirups sind für 1,1 t Glukose etwa 1,5 t Zuckersirup notwendig, so dass nach Angaben aus Tabelle 3-3 für 10.000 t Bernsteinsäure etwa 60.000 t Bagasse anfallen. Die Auslegung der Biogasanlage erfolgt für den maximalen Reststoffanfall im Jahr.

Die Bilanzierung auf Basis einer Excel-Tabelle besteht aus vier Teilen, welche auf unterschiedlichen Reitern zu finden sind. In Abbildung 5-1 ist ein Bildschirmausdruck zu sehen, auf dem der erste Reiter erkennbar ist. Hier werden die Betriebsstunden der Ölmühle berechnet.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I
1	Berechnung der Betriebsstunden Ölmühle								
2									
3		Hochsaison		Nebensaison					
4	h/d	24		20					
5	d/Woche	6		6					
6	wochen	16		36					
7									
8	Betriebsstunden								
9		2304		4320					
10	Gesamt	6624							
11									
12	Auslegung auf Hauptsaison:			7488	h/a				
13	Auslegung auf Nebensaison:			6240	h/a				
14									
15									
16									
17									
18									
19									

**Abbildung 5-1: Reiter „Betrieb Ölmühle“ der Excel-Bilanzierung**

Durch die Verknüpfung der Betriebszeiten mit dem nächsten Reiter „Durchsatz“ kann der Reststoffanfall in der Haupt- bzw. Nebensaison bilanziert werden. Im weiteren Verlauf der Arbeit wird eine Bilanzierung der Hauptsaison vorgenommen, da der Biogasprozess für die jährliche Höchstmenge an Reststoffen ausgelegt werden soll. Es ist der jährliche sowie tägliche Reststoffanfall abzulesen. Weiterhin werden die Ergebnisse der praktischen Untersuchung einbezogen. Auf den gelb hinterlegten Feldern werden die Ergebnisse der TR- und oTR-Bestimmung, der Gasausbeuten im Gärtest und der Nährstoffanalyse eingetragen. Durch hinterlegte Formeln wird die jährliche TR- und oTR-Fracht ermittelt, die erzeugte Biogas- sowie Methanmenge der Reststoffe sowie der Abbaugrad an TR und oTR. In einem dritten Reiter „Nährstoffe“ werden die Nährstoffe bilanziert. Durch Einfügen von weiteren Spalten können zusätzliche Reststoffe in die Bilanzierung einbezogen werden. In Abbildung 5-2 ist der Reiter „Durchsatz“ dargestellt. Exemplarisch wurden für POME Literaturwerte zur mesophilen Vergärung im CSTR eingesetzt, wie sie in Tabelle 2-6 gegeben sind. In Abbildung 5-3 ist der Reiter „Nährstoffe“ dargestellt.

## Entwicklung von Konzepten zur Reststoffverwertung

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	L
1			<b>Substrate</b>								
2			Palmfrucht		Jatropha		Zuckerhirse				
3			POME	Ölpalmschlamm	Jatrophaschlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktion	Prozesswasser	NN	Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	Einsatz Rohmaterial	[t/a]	449.280	449.280	40.000	40.000	1.500	0	0	0	
6	Reststoffanfall pro t Rohmaterial	[t/t]	0,44	0,18	1,326	0,1	40				
7	Reststoffanfall	[t/a]	197.683	80.870	53.040	4.000	60.000	630.000		-	1.025.594
8	Reststoffanfall	[t/d]	542	222	145	11	164	1.726	-	-	2.810
9	Reststoffanfall	[t/h]	22,567	9,232	6,055	0,457	6,849	71,918			
10	Durchschnittliches	[°C]	85	95	95						
11	Nutzung im Biogasprozess	[%]	100%	100%	100%	100%	100%	0%	0%	0%	
12	Basismenge	[t/a]	197.683	80.870	53.040	4.000	60.000	0	0	0	395.594
13	Basismenge	[t/d]	542	222	145	11	164	0,00	0		1.084
14											
15	TR	[%]	4,20%	15,90%	27,51%	98,90%	50,00%	0,93%	0%	0%	
16	TR-Fracht	[t/a]	8302,69	12858,39	14591,30	3956,00	30000,00	0,00	0,00	0,00	69.708
17	oTR-Gehalt	[%TR]	84,8%	80,8%	87,4%	99,70%	95,3%	74,7%	0,0%	0,0%	
18	oTR-Fracht	[t/a]	7.040,68	10389,6	12749,9	3944,1	28590,0	0,0	0,0	0,0	62.714
19											
20	Gasertrag	[Nm3/t oTR]	691	519	661	498	388	608	0	0	2.757
21	Gasertrag	[Nm3/t TR]	586	420	577	496	370	#DIV/0!	0	0	2.449
22	Gasertrag	[Nm3/t FM]	25	67	159	491	185	4	0	0	926
23											
24	Gasmenge	[Nm3/a]	4.865.113	5.395.310	8.422.572	1.962.994	11.090.061	0	0	0	31.736.050
25	Gasmenge	[Nm3/d]	13.329	14.782	23.076	5.378	30.384	0	0	0	86.948
26											
27	Methankonzentration	[%]	62,5%	58%	64%	62%	55%	59%	%	%	
28											
29	Methanertrag	[Nm3/a]	3.040.696	3.129.280	5.390.446	1.217.057	6.099.534	0			18.877.012
30	Spez. Methanertrag	[Nm3/t oTR]	432	301	423	309	213	0	0	0	1.678
31	Spez. Methanertrag	[Nm3/t TR]	366	243	369	308	203	0	0	0	1.490
32	Wassereinbau in Biogas	[Gew. %]	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	1
33											
34	Biogasdichte	[kg/Nm³]	1	1	1	1	1	1			1
35	Biogasmenge	[t/a]	5.769	6.701	9.829	2.340	14.190	0			38.829
36											
37	oTR-Abbau	[t/a]	5.076,6	5.896,9	8.649,6	2.059,1	12.487,0	0,0	0,0	0,0	34.169
38	oTR-Abbau	[%]	72,1%	56,8%	67,8%	52,2%	43,7%	0,0%	0,0%	0,0%	54,48%
39	TR-Abbau	[%]	61,1%	45,9%	59,3%	52,1%	41,6%	0,0%	0,0%	0,0%	49,02%
40											

Abbildung 5-2: Reiter "Durchsatz" der Excel-Bilanzierung

## Entwicklung von Konzepten zur Reststoffverwertung

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	
1			<b>Substrate</b>								
2			Palmfrucht		Jatropha		Zuckerhirse				
3			POME	Ölpalm- schlamm	Jatropha- schlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktio	NN	Summe	
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	<b>Nährstoffgehalt der Substrate</b>										
6											
7	C	[% TR]	45,60%	41,60%	43,70%	39,60%	45,50%	33,30%			
8	C	[t/a]	3786,0	5349,1	6376,4	1566,6	13650,0	0,0		30.728	
9	N	[% TR]	2,10%	2,00%	6,40%	4,20%	0,72%	22,20%			
10	N	[t/a]	174,4	257,2	933,8	166,2	216,0	0,0		1.748	
11	S	[% TR]	0,09%	0,50%	4,30%	0,00%	0,02%	2,20%			
12	S	[t/a]	7,39	64,29	627,43	0,00	6,00	0,00		705	
13											
14	Calcium	[kg/t TR]	7,3	11,4	4,28	0,01	0,3	16		23	
15	Calcium	[kg/a]	60.610	146.586	62.451	40	9.000	0		278.686	
16	als CaO	[kg/t TR]	10,2	15,9	5,99	0,02	0,42	22		33	
17	als CaO	[kg/a]	84687,5	204448,5	87401,9	79,1	12600,0	0,0		389.217	
18											
19	Kalium	[kg/t TR]	39	50,7	17,5	0,01	0	24		107	
20	Kalium	[kg/a]	323.805	651.921	255.348	40	0	0		1.231.113	
21	als K2O	[kg/t TR]	47	61,1	21	0,02	0	29		129	
22	als K2O	[kg/a]	390226,6	785647,8	306417,4	79,1	0,0	0,0		1.482.371	
23											
24	Magnesium	[kg/t TR]	8,6	10,7	9,51	0,01	0,3	5		29	
25	Magnesium	[kg/a]	71.403	137.585	138.763	40	9.000	0		356.791	
26	als MgO	[kg/t TR]	14,3	17,8	15,8	0,02	0,5	8		48	
27	als MgO	[kg/a]	118728,5	228879,4	230542,6	79,1	15000,0	0,0		593.230	
28											
29	Phosphor gesamt	[kg/t TR]	3,3	4,5	15	0,01	1	9		24	
30	Phosphor gesamt	[kg/a]	27.399	57.863	218.870	40	30.000	0		334.171	
31	Phosphor gesamt	[t/a]	27	58	219	0	30	0		334	
32	als P2O5	[kg/t TR]	7,6	10,3	34,5	0,03	2,2	20		55	
33	als P2O5	[kg/a]	63100,5	132441,5	503400,0	118,7	66000,0	0,0		765.061	
34											
35	Rohfett	[% TR]	0,0%	10,5%	11,9%	2,5%	0,8%	11,1%		0	
36	Rohfett	[t/a]	0	1.350	1.736	99	240	0		3.425	

**Abbildung 5-3: Reiter "Nährstoffe" der Excel-Bilanzierung**

Abbildung 5-4 zeigt den Reiter „Betriebsparameter“. Die Dimensionen Höhe, Freibord, Länge und Breite der Fermenter frei wählbar. Ausgehend von den Massenbilanzen kann das Fermentervolumen ausgelegt werden. Die Verweilzeit sollte nach den praktischen Ergebnissen der Gärversuche mindestens 20 Tage betragen. Durch Änderung der Behälterdimensionierung kann eine Anpassung der Betriebsparameter erfolgen, so dass ein robuster Biogasprozess möglich wird. Weiterhin kann eine Betrachtung der Zusammensetzung des Gärsubstrates erfolgen.

	A	B	C	D	E	F
1	<b>Betriebsparameter</b>			<b>Behälter</b>		
2						
3	Summe Substrate in Fermenter (t/a)	395.594		<b>Dimensionierung Fermenter</b>		
4	Summe Substrate in Fermenter (t/d)	1.084		Anzahl:	6 Stück	
5	<b>TR-Gehalt Fermenter (%)</b>	<b>17,6%</b>		H Fermenter	6 m	
6	oTR in Fermenter (t/a)	62.714,28		Freibord	0,2 m	
7	Dichte (t/m <sup>3</sup> )	1		L Fermenter	26,00 m	
8	Gesamt in Fermenter (m <sup>3</sup> /a)	395.594		B Fermenter	5,50	
9	Nutzvolumen Fermenter (m <sup>3</sup> )	<b>57.000</b>		A Fermenter	664 m <sup>2</sup>	
10	<b>Verweilzeit Fermenter (d)</b>	<b>52,59</b>		V Fermenter	9500 m <sup>3</sup>	
11	<b>Raumbelastung Fermenter (kg oTR/m<sup>3</sup>d)</b>	<b>3,01</b>				
12	<b>Biogasproduktivität (m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup>d))</b>	<b>1,53</b>				
13				<b>Zusammensetzung Gärrest</b>		
14				Gesamt Gärrest (t/a)	361.424	
15	<b>Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat (kg/m<sup>3</sup>), (g/L)</b>			TR-Gehalt Gärrest (%)	9,83%	
16	Stickstoff	4,42		N (kg/t)	4,84	
17	Ammonium	2,43		CaO (kg/a)	389.217	
18	Schwefel	1,78		CaO (kg/t)	1,08	
19	Calcium	0,70		K <sub>2</sub> O (kg/a)	1.482.371	
20	Kalium	3,11		K <sub>2</sub> O (kg/t)	4,10	
21	Magnesium	0,90		MgO (kg/a)	593.230	
22	Phosphor	0,84		MgO (kg/t)	1,64	
23				P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (kg/a)	765.061	
24				P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (kg/t)	2,12	
25						

Abbildung 5-4: Reiter "Betriebsparameter" der Bilanzierung

### 5.3 Beschreibung der Konzepte

Bei den im Folgenden entwickelten Konzepten handelt es sich um modellhaft ausgelegte Verfahren, welche nach dem aktuellen Kenntnisstand in der Praxis umgesetzt werden könnten. Die Auslegung orientiert sich an etablierten Technologien. Aufgrund des aktuellen Kenntnisstandes kann und soll keine Umsetzung in die Praxis erfolgen, es sind unbedingt weitere Untersuchungen notwendig. Es soll vielmehr ein Blick dafür geschaffen werden, welche Verfahren geeignet sein könnten und an welcher Stelle Probleme zu erwarten sind. Zur Auslegung und zum Vergleich der Konzepte untereinander werden Betriebsparameter unter Annahmen von Kennwerten aus der Praxis berechnet.

Es wurde bereits dargestellt, dass die Reststoffe teilweise bei hohen Temperaturen anfallen. In den Konzepten wird vorausgesetzt, dass eine vorhergehende Abkühlung stattgefunden hat und die Reststoffe Umgebungstemperatur haben. Weiterhin wurde in Kapitel 5.1 eine mechanische Vorbehandlung der Bagasse erwähnt. Auch diese wird bei den Konzepten vorausgesetzt und nicht in jedem Fließbild aufgeführt. Das Abwasser aus der Proteinextraktion wird bei der Konzeptentwicklung nicht berücksichtigt. Die täglich zu behandelnde Reststoffmenge setzt sich aus 542 t POME, 222 t Ölpalmschlamm, 145 t Jatrophaschlamm, 11 t Glycerin und 164 t Bagasse zusammen.

### 5.3.1 Beschreibung Konzept 1

Konzept 1 sieht eine einphasige mesophile Nassvergärung aller Reststoffe vor. Das Verfahrensfliessbild ist in Abbildung 5-5 dargestellt. Die Reststoffe werden zusammen in einen Aufbereitungsbehälter eingebracht und homogenisiert.

In der Anmischgrube stellt sich ein TR-Gehalt von 17,6 % ein. Um eine gut pump- und rührbare Konsistenz herzustellen soll der TR-Gehalt auf 10 % eingestellt werden. Es ist die Zugabe von Prozesswasser notwendig. Der resultierende Massenstrom zum Einbringen in die Anmischgrube wird nach Gleichung 10 berechnet:

$$m_{\text{Maische}} = \frac{m_{\text{Reststoffe}} * TR_{\text{Reststoffe}}}{TR_{\text{Maische}}} = \frac{1084 \text{ t/d} * 0,176}{0,10} = 1908 \text{ t/d} \quad (10)$$

Es sind folglich 824 t/d Prozesswasser notwendig um einen TR von 10 % einzustellen. Nach der Prozesswasserzugabe erfolgt das Einbringen in den Fermenter. Dieser kann als CSTR ausgeführt sein.

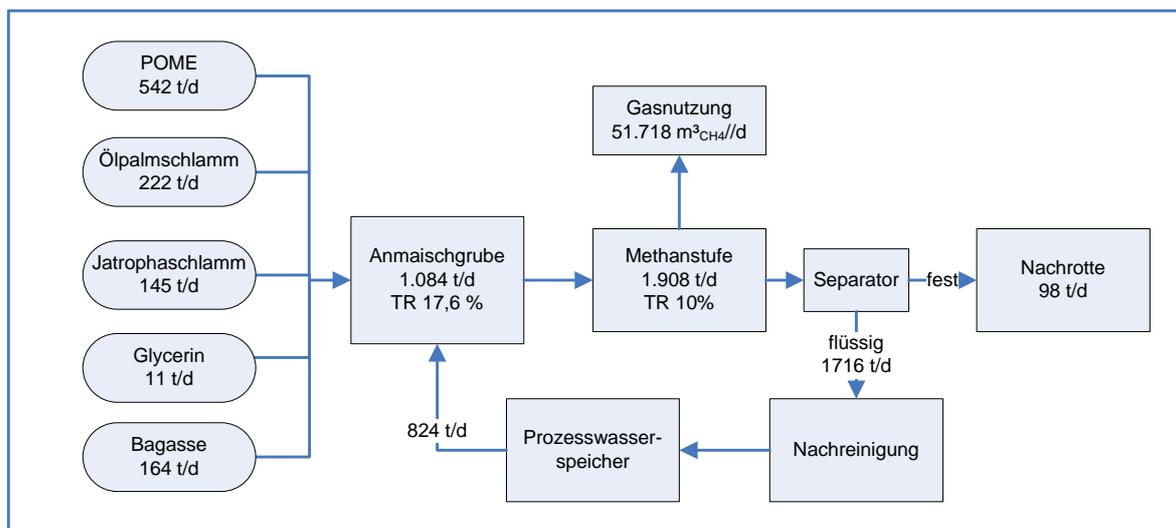


Abbildung 5-5: Verfahrensfliessbild Konzept 1

Die Raumbelastung orientiert sich an den Angaben aus Tabelle 2-2 und kann zwischen 2 und 4 kg oTR/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) gewählt werden. Es soll eine Raumbelastung von 3 kg oTR/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) realisiert werden. Für die Auslegung und spätere Anpassung werden die notwendigen Berechnungen mit der Excel-Kalkulation ausgeführt. Im Reiter „Durchsatz“ wird in Zeile 3 das Prozesswasser als Substrat eingefügt. Der tägliche Prozesswasserbedarf von 824 t/d wird in Zeile 13 eingetragen. Davon ausgehend

kann der jährliche Bedarf für *Zeile 12* berechnet werden. Der jährliche Durchsatz ist in *Zeile 12/Spalte L* ablesbar und ergibt sich zu 695.354 t. Für den Reststoff POME wird orientierend an den Angaben aus Tabelle 2-6 für einen CSTR mit einer Verweilzeit von 18 Tagen ein CSB-Abbaugrad von 80 % angenommen. Bei einem Methanertrag von 0,32 NI/g CSB nach VDI 4630 liegt der zu erwartende Methanertrag bei 15,4 NI/kg FM bzw. 432 NI/kg oTR. Bei einem Methangehalt von 62,5 % beträgt die Biogasausbeute 691 NI/kg oTR. Diese Werte werden für die weitere Berechnung in den Reiter „Durchsatz“ aufgenommen. Im Reiter „Betriebsparameter“ kann der sich einstellende TR-Gehalt im Fermenter abgelesen werden. Durch Anpassung der Behälterdimensionierung in *Zeile 10/Spalte E* kann die Raumbelastung durch die Wahl des Behältervolumens angepasst werden. Bei einem Netto-Behältervolumen von 57.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup> lässt sich eine Raumbelastung von 3 kg oTR/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) bei einer Verweilzeit von 30 Tagen realisieren. Die Verweilzeit liegt im Rahmen der in Tabelle 2-3 gegebenen Werte.

Weiterhin soll geprüft werden, welche Nährstoffverhältnisse sich in der Anmischgrube und in der Methanstufe einstellen. Unter Vernachlässigung der Zusammensetzung des Prozesswassers kann im Reiter „Nährstoffgehalt“ abgelesen werden, dass jährlich 30.728 t Kohlenstoff, 1.748 t Stickstoff, 334 t Phosphor und 705 t Schwefel in den anaeroben Abbauprozess eingebracht werden. Das C:N:P:S-Verhältnis beträgt 44:3:0,5:1 und ist durch einen übermäßigen Schwefelanteil unausgewogen. Das C:N:P-Verhältnis entspricht 92:5:1. Hier wird deutlich, dass es für ein optimales Nährstoffverhältnis einer zusätzlichen Kohlenstoffquelle bedürfe. Ein C:N-Verhältnis von 20:1 wird nicht erreicht, es liegt bei 18:1. Die Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat ist in Tabelle 5-3 dargestellt. Sie ist im Reiter „Betriebsparameter“ abzulesen.

**Tabelle 5-3: Nährstoffkonzentrationen Konzept 1**

Nährstoff	Konzentration in g/l
Stickstoff	2,51
Ammonium	1,38
Schwefel	1,01
Kalzium	0,40
Kalium	1,77
Magnesium	0,51

Die Werte liegen unter den Konzentration, bei denen eine Hemmung zu erwarten ist. Da aber die Nährstoffverhältnisse nicht im optimalen Bereich liegen, kann es zu Schwierigkeiten in Bezug auf die Prozessstabilität kommen.

In der Methanstufe entsteht das Biogas. In der Bilanzierung kann im Reiter „Durchsatz“ *Zeile 24/Spalte L* die jährliche Gasmenge abgelesen werden. Sie ergibt sich zu etwa 351.736.050 Nm<sup>3</sup>. Der jährliche Methanertrag kann in *Zeile 29/Spalte L* abgelesen werden und beträgt 18.877.012 Nm<sup>3</sup>. Es ergibt sich eine Biogasproduktionsrate von 1,53 m<sub>G</sub><sup>3</sup>/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) und ein oTR-Abbau von 54,5 %.

Die Zusammensetzung des Gärrests ist im Reiter „Betriebsparameter“ abzulesen. Es ergibt sich eine jährliche Gesamtmenge von etwa 662.184 t mit einem TR von 5,4 %. Nach der Vergärung wird der Gärrest separiert. Die Feststoffe, etwa 98 t/d, gelangt zur Nachrotte, die Flüssigphase, etwa 1716 t/d, wird nachgereinigt und zur Bewässerung genutzt oder ein Gewässer abgeleitet. Die Zusammensetzung der Fest- und Flüssigphase ist aus der Zusammensetzung des Gärrestes nicht ableitbar. Soll die Flüssigphase als Prozesswasser genutzt werden, ist die Akkumulierung der Nährstoffe über einen längeren Zeitraum zu berücksichtigen. Um eine Hemmung in der Methanstufe zu vermeiden, sollte bei Bedarf Frischwasser zugemischt werden.

### 5.3.2 Beschreibung Konzept 2

Konzept 2 ist eine Modifizierung von Konzept 1 und sieht eine einphasige mesophile Nassvergärung der Reststoffe ausschließlich Jatrophaschlamm vor. Das enge C:N-Verhältnis, welches sich in Konzept 1 einstellt, soll durch das Entfernen einer Stickstoffquelle geweitet werden. Der Jatrophaschlamm weist unter den Reststoffen den höchsten Stickstoffgehalt auf und wird deshalb ausgenommen. Weiterhin verfügt Jatrophaschlamm über den höchsten Schwefelgehalt unter den Reststoffen. Durch das Entfernen soll ein für die Vergärung geeignetes C:N:P:S-Verhältnis erreicht werden.

Die Reststoffe werden zusammen in einen Aufbereitungsbehälter eingebracht und homogenisiert, das Verfahrensfließbild ist in Abbildung 5-6 dargestellt. In der Anmischgrube stellt sich ein TR-Gehalt von 16,1 % ein. Um eine gut pump- und rührbare Konsistenz herzustellen, soll der TR-Gehalt auf 10 % eingestellt werden. Die notwendige Prozesswasserzugabe berechnet sich nach Gleichung 10 zu 573 t/d. Nach der Prozesswasserzugabe erfolgt das Einbringen in den Fermenter. Dieser

kann wie in Konzept 1 als CSTR ausgeführt sein, auch hier soll eine Raumbelastung von  $3 \text{ kg oTR}/(\text{m}_R^{3*}\text{d})$ , realisiert werden. Die Auslegung erfolgt analog Konzept 1 mit der Excel-Kalkulation. Bei einem Behältervolumen von  $45.000 \text{ m}_R^3$  lässt sich eine Raumbelastung von  $3 \text{ kg oTR}/(\text{m}_R^{3*}\text{d})$ , bei einer Verweilzeit von 30 Tagen realisieren. Der jährliche Durchsatz ergibt sich zu etwa  $552.000 \text{ t/a}$ .

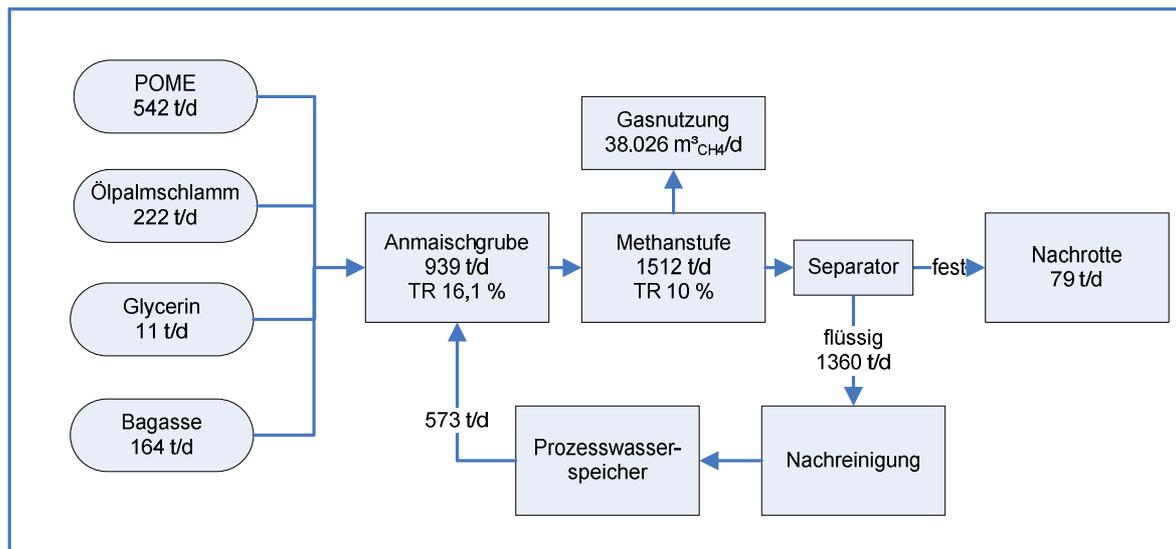


Abbildung 5-6: Verfahrensfließbild Konzept 2

Es werden jährlich  $24.352 \text{ t}$  Kohlenstoff,  $814 \text{ t}$  Stickstoff,  $115 \text{ t}$  Phosphor und  $78 \text{ t}$  Schwefel in den anaeroben Abbauprozess eingebracht. Das C:N:P:S-Verhältnis liegt bei  $314:11:2:1$ . Es weist auf einen leichten Mangel an Stickstoff und Phosphor hin. Das C:N:P-Verhältnis in der Maischegrube entspricht  $211:7:1$ . Das C:N-Verhältnis liegt bei  $30:1$ , es liegt im optimalen Bereich. Zur weiteren Beurteilung der Prozessstabilität soll die Nährstoffzusammensetzung betrachtet werden.

Tabelle 5-4: Nährstoffkonzentrationen Konzept 2

Nährstoff	Konzentration in g/l
Stickstoff	1,47
Ammonium	0,81
Schwefel	0,14
Kalzium	0,39
Kalium	1,77
Magnesium	0,40

Alle Nährstoffe liegen in Konzentrationen vor, bei denen keine Hemmung zu erwarten ist.

Es ergibt sich eine jährliche Biogasmenge von etwa 23.900.000 Nm<sup>3</sup> und eine jährlicher Methanertrag von 13.879.500 Nm<sup>3</sup>. Die Biogasproduktivität liegt bei 1,46 m<sub>G</sub><sup>3</sup>/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d), der oTR-Abbau liegt bei 52,4 %.

Es fällt jährlich eine Gärrestmenge von etwa 526.000 t bei einem TR von 5,5 % an. Nach der Separierung verbleiben 79 t/d Festphase und 1360 t/d Flüssigphase.

### 5.3.3 Beschreibung Konzept 3

Durch die Entnahme von Jatrophaschlamm wurde das C:N:P-Verhältnis des Gärsubstrates den Anforderungen eines stabilen Prozesses angepasst. Die Nährstoffkonzentrationen liegen in einem Bereich, in welchem keine Hemmung zu erwarten ist. Weiterhin soll geprüft werden, ob durch die separate Behandlung des POME ein reduziertes Behältervolumen erreicht werden kann. Das POME benötigt im Gärversuch sieben Tage zum Erreichen der Plateauphase, während es in den Konzepten 1 und 2 etwa 30 Tage im Fermenter verbleibt. Es füllt das Fermentervolumen uneffektiv aus. Konzept 3 sieht eine einstufige mesophile Nassvergärung der Reststoffe Ölpalmschlamm, Glycerin und Bagasse vor. Das POME wird aufgrund des hohen Volumensstroms separat behandelt. Dadurch können speziell für die Abwasserbehandlung entwickelte Verfahren angewendet werden.

Das Verfahren zur Behandlung der POME orientiert sich an einer existierenden Anlage zur Aufbereitung von Abwasser aus der Olivenölproduktion [93]. Das POME wird in einer Annahmestelle, dem Puffertank, gesammelt. Von dort gelangt es in eine Hydrolysestufe, in der eine natürliche Versäuerung eintritt. Da sich ein saurer pH-Wert einstellt, tritt keine Methanbildung ein. Der Ablauf der Hydrolyse wird dem Methanreaktor zugeführt. Dieser kann als Hybridreaktor ausgelegt werden. Im unteren Reaktorteil befindet sich ein Schlammbett, im oberen Reaktorteil befinden sich schwimmende zylindrische Hohlkörper, welche eine Aufwuchsfläche für Bakterien bieten. Sie nehmen etwa 20- 25 % des oberen Reaktorteils ein. Das zu behandelnde Abwasser durchfließt den Reaktor im Aufstrom (engl.: up-flow anaerobic sludge fixed-film reactor, UASFF). Das behandelte POME kann zur Bewässerung verwendet werden. Nach der Nachbehandlung ist das Einleiten in ein Gewässer möglich.

Das POME verfügt über einen CSB-Gehalt von 60.125 mg/l. Bei einem Reststoffanfall von 542 t/d müssen täglich 32.564 kg CSB behandelt werden. In Tabelle 2-6 sind

Untersuchungsergebnisse kontinuierlicher mesophiler Gärversuche mit POME gegeben. Im Laborversuch [27] konnte eine Eignung des UASFF-Reaktors für die Behandlung von POME belegt werden. Da dieser Reaktortyp mit hoher CSB-Belastung gefahren werden kann und sich bereits in der Praxis bei der Behandlung von Olivenölabwässern bewährt hat, erfolgt die weitere Auslegung anhand der in Tabelle 2-6 gegebenen Daten. Nach den Literaturangaben können 97 % der CSB-Fracht abgebaut werden. Es ergibt sich eine Methanproduktion von 10.108 Nm<sup>3</sup>/d, bei 71,9 % Methananteil entspricht das einer Biogasproduktion von 14.058 Nm<sub>G</sub><sup>3</sup>/d bzw. etwa 5.131.000 Nm<sub>G</sub><sup>3</sup>/a. Die Gasausbeuten sind auch hier mit einem 10 % Abschlag zu versehen, da es sich um Messwerte aus Laborversuchen handelt. Der UASFF kann mit einer Raumbelastung von 11,58 kg CSB/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) gefahren werden, für die weitere Berechnung wird der Wert auf 12 kg CSB/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) gerundet. Es ergibt sich ein notwendiges Nettovolumen von 2.714 m<sub>R</sub><sup>3</sup> und eine Verweilzeit von 5,2 Tagen. Die Biogasproduktivität liegt bei 4,7 m<sup>3</sup>/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d).

POME verfügt über ein C:N:P:S-Verhältnis von 512:24:4:1 und ein C:N:P-Verhältnis von 138:6:1. Anhand der Nährstoffkonzentrationen (vgl. Tabelle 4-5) ist keine Hemmung zu erwarten.

Ölpalmschlamm, Bagasse und Glycerin werden gemeinsam vergoren. In der Anmischgrube stellt sich nach der Mischung ein TR-Gehalt von 32,3 % ein, es kann eine Trockenvergärung in Betracht gezogen werden. Es werden jährlich 20.566 t Kohlenstoff, 639 t Stickstoff, 88 t Phosphor und 70 t Schwefel in den anaeroben Abbauprozess eingebracht. Das C:N:P:S-Verhältnis entspricht 239:9:1:1. Es ist durch den hohen Schwefelanteil leicht unausgewogen. Das C:N:P-Verhältnis beträgt 234:7:1 und weist auf einen leichten Überschuss an Stickstoff hin. Das C:N-Verhältnis liegt bei 33:1 im optimalen Bereich. Die Nährstoffkonzentrationen sind in Tabelle 5-5 dargestellt.

**Tabelle 5-5: Nährstoffkonzentrationen Konzept 3**

Nährstoff	Konzentration in g/l
Stickstoff	4,41
Ammonium	2,43
Schwefel	0,49
Kalzium	1,07
Kalium	4,50
Magnesium	1,01

Die Ammoniumkonzentration in dem Gärsubstrat liegt knapp unterhalb des Bereichs, in welchem eine Hemmung zu erwarten ist. Auch der sehr hohe Kaliumgehalt weist auf die Möglichkeit des Eintretens einer Hemmung hin. Es muss folglich Prozesswasser zugegeben werden um eine Verdünnung der Nährstoffkonzentration zu bewirken. Eine Trockenvergärung kann bis zu einem TR von 25 % realisiert werden. Dazu wäre eine Prozesswasserzugabe von 116 t/d notwendig. Die Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat ändert sich wie in Tabelle 5-6 angegeben.

**Tabelle 5-6: Nährstoffkonzentrationen Konzept 3 nach Verdünnung auf einen TR von 25 %**

Nährstoff	Konzentration in g/l
Stickstoff	3,41
Ammonium	1,88
Schwefel	0,38
Kalzium	0,83
Kalium	3,48
Magnesium	0,78

Zwar ist eine reduzierte Kaliumkonzentration erkennbar, allerdings liegt sie noch in dem Bereich, in welchem eine Hemmung möglich ist. Die Konzentrationen von Ammonium liegt unter dem Wert, der in der Literatur für das Eintreten einer Hemmung angegeben wird. Soll eine stabile Prozessführung gewährleistet werden, so kann eine Nassvergärung in Betracht gezogen werden.

Um einen TR von 10 % einzustellen ist eine Prozesswasserzugabe von 885 t/d notwendig. Die Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat ändern sich wie in Tabelle 5-7 dargestellt.

**Tabelle 5-7: Nährstoffkonzentrationen Konzept 3 nach Verdünnung auf einen TR von 10 %**

Nährstoff	Konzentration in g/l
Stickstoff	1,37
Ammonium	0,75
Schwefel	0,15
Kalzium	0,33
Kalium	1,39
Magnesium	0,31

Die Konzentrationen der Nährstoffe liegen in einem Bereich, in welchem eine stabile Prozessführung zu erwarten ist. Eine Raumbelastung von  $3 \text{ kg oTR}/(\text{m}_R^3 \cdot \text{d})$  kann bei einem Fermentervolumen von  $39.000 \text{ m}_R^3$  und einer Verweilzeit von 30 Tagen realisiert werden.

Das benötigte Fermentervolumen für Konzept 3 ergibt sich bei einer Nassvergärung bei einem TR von 10 % zu  $41.714 \text{ m}_R^3$  und stellt im Gegensatz zum Fermentervolumen in Konzept 2 eine Reduzierung um ca.  $3.000 \text{ m}_R^3$  dar. Dies ist nicht als signifikante Volumenreduzierung anzusehen. Im Weiteren soll daher die Trockenvergärung betrachtet werden. Es wurde bereits auf die hohen Nährstoffkonzentrationen bei einem TR von 32,3 % in der Methanstufe hingewiesen. Die Kaliumkonzentration liegt in einem Bereich, in welchem das Eintreten einer Hemmung wahrscheinlich ist. Bei der Verdünnung auf einen TR von 25 % erfolgt einerseits eine Verdünnung der Nährstoffkonzentration, andererseits erfolgt bereits eine Animpfung durch Zugabe von ausgegorenem POME. Da dies zu einer erhöhten Prozessstabilität führt, wird im Weiteren die Trockenvergärung bei einem TR von 25 % betrachtet. Das Verfahrensfliessbild ist Abbildung 5-7 dargestellt.

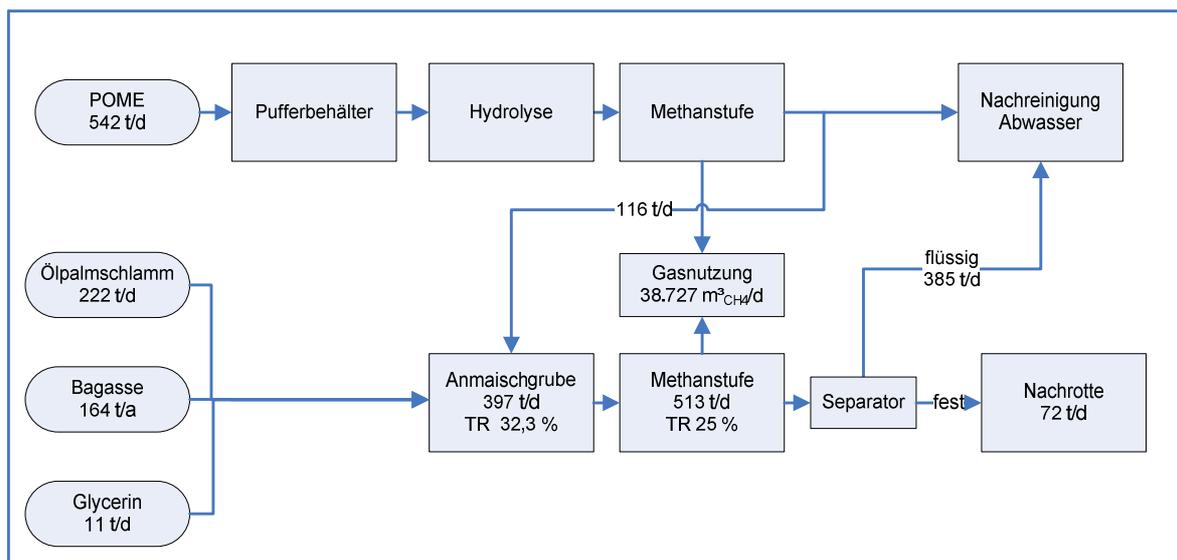


Abbildung 5-7: Verfahrensfliessbild Konzept 3

Die Trockenvergärung des Ölpalmschlamms, Glycerins und der Bagasse wird im Pfpfenstromverfahren durchgeführt. Nach der Prozesswasserzugabe erfolgt das Einbringen in den Pfpfenstromfermenter. Hierbei müssen dem hohen Feststoffgehalt angepasste Aggregate benutzt werden. Die Raumbelastung kann sich an den

Angaben aus Tabelle 2-2 orientieren und zwischen 5 und 15 kg oTR/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) gewählt werden. Es soll eine Raumbelastung von 10 kg oTR/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) realisiert werden. Bei einem Netto-Behältervolumen von 11.700 m<sub>R</sub><sup>3</sup> ergibt sich eine Verweilzeit von 23 Tagen. Die Verweilzeit liegt im Rahmen der in Tabelle 2-3 gegebenen Werte. Die jährliche Biogasmenge beträgt etwa 18.438.000 Nm<sub>G</sub><sup>3</sup>, die jährliche Methanertrag 10.439.000 Nm<sup>3</sup>. Die Biogasproduktivität liegt bei 4,32 m<sup>3</sup>/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d), der oTR-Abbau bei 47,6 %. Es ergibt sich jährlicher Gärrestanfall von etwa 166.779 t bei einem TR von 15,8 %. Nach der Separierung verbleiben 72 t/d Festphase und 385 t/d Flüssigphase. Die Gasnutzung der beiden Gärlinien kann in einem gemeinsamen Aggregat erfolgen.

#### **5.4 Bewertung der Konzepte**

Ein vergleichender Überblick der Konzepte wird in Tabelle 5-8 gegeben. Während es sich bei Konzept 1 und 2 um eine Nassvergärung im CSTR handelt, wird in Konzept 3 eine Aufteilung in eine Abwasserbehandlung und eine Feststoffvergärung vorgenommen.

Das C:N:P-Verhältnis in der Methanstufe ist in Konzept 1 durch einen geringen Anteil Kohlenstoff unausgewogen. Bei der Betrachtung des C:N:P:S-Verhältnis wird dies noch deutlicher. Bezogen auf den Schwefelanteil im Gärsubstrat besteht ein Mangel an Kohlenstoff, Stickstoff sowie Phosphor für optimale Abbaubedingungen. In den Konzepten 2 und 3 entspricht das C:N:P-Verhältnis den gegebenen Anforderungen, allerdings mit einem geringen Überschuss an Stickstoff. Das C:N:P:S-Verhältnis in Konzept 2 weist auf einen leichten Mangel an Stickstoff und Phosphor hin. Gleiches gilt für das C:N:P:S-Verhältnis der Trockenvergärung in Konzept 3. Für das C:N:P:S-Verhältnis des POME in Konzept 3 wird ein leichter Stickstoffüberschuss deutlich. Die Konzentrationen der Nährstoffe befinden sich bei den Konzepten 1 und 2 in einem Bereich, in welchem das Eintreten einer Hemmung unwahrscheinlich ist. In der Trockenvergärung in Konzept 3 ist das Eintreten einer Kaliumhemmung möglich. Die Konzepte unterscheiden sich deutlich im benötigten Fermentervolumen. Konzept 1 benötigt ein Netto-Fermentervolumen von 57.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup>, Konzept 2 benötigt 45.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup> und bei Konzept 3 liegt das benötigte Fermentervolumen bei 14.414 m<sub>R</sub><sup>3</sup>. Konzept 3 zeichnet sich durch das geringste benötigte Netto-Fermentervolumen aus. Die Raumbelastung wurde bei Konzept 1 und 2 für die Nassvergärung im CSTR bei 3 kg oTR/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) gewählt, die benötigten Verweilzeiten liegen bei 30 Tagen. Bei der

getrennten Vergärung von POME im UASFF kann eine höhere Raumbelastungen eingerichtet werden, diese wird in  $\text{kg CSB}/(\text{m}_R^{2*}\text{d})$  angegeben. Der UASFF zeichnet sich durch eine sehr kurze Verweilzeit von 5,2 Tagen aus. Bei der Trockenvergärung im Pfropfenstromverfahren liegt die Raumbelastung mehr als drei Mal höher als im CSTR, die Verweilzeit beträgt 23 Tage.

Die benötigte Prozesswassermenge variiert stark zwischen den Konzepten. Für Konzept 1 und Konzept 2 kann der Prozesswasserbedarf von dem Rezirkulat gedeckt werden, so dass kein Frischwasser zugegeben werden muss. Bei Konzept 3 besteht in der Abwasserbehandlung kein Prozesswasserbedarf. Ein Teilstrom des behandelten POME kann zur Trockenvergärung genutzt werden, Frischwasserbedarf besteht hier ebenfalls nicht.

**Tabelle 5-8: Vergleichender Überblick der Konzepte**

	Konzept 1	Konzept 2	Konzept 3	
Beschreibung	Nassvergärung	Nassvergärung	Abwasserbehandlung	Trockenvergärung
C:N:P-Verhältnis	92:5:1	211:7:1	138:6:1	234:7:1
C:N:P:S-Verhältnis	44:3:0,5:1	314:11:2:1	512:24:4:1	239:9:1:1
Hemmung	unwahrscheinlich	unwahrscheinlich	unwahrscheinlich	Kaliumhemmung möglich
Reaktorvolumen [ $\text{m}_R^3$ ]	57.000	45.000	2.714	11.700
Reaktortyp	CSTR	CSTR	UASFF	Pfropfenstrom
Raumbelastung [ $\text{kg oTR}/(\text{m}_R^{3*}\text{d})$ ]	3	3	12*	10
Verweilzeit [d]	30	30	5,2	23
Prozesswasserbedarf [t/d]	824	573	-	116
Methanmenge [ $\text{Nm}^3/\text{d}$ ]	51.718	38.026	38.727	
Biogasproduktivität [ $\text{m}_G^3/(\text{m}_R^3 * \text{d})$ ]	1,53	1,46	4,7	4,32
Abbaugrad [%]	54,5	52,4	97	47,6

\* Angabe in  $\text{kg CSB}/(\text{m}_R^{3*}\text{d})$

Die jährlich erzeugte Methanmenge variiert ebenfalls stark zwischen den Konzepten. Konzept 1 zeichnet sich mit  $51.718 \text{ Nm}^3/\text{d}$  durch den höchsten Methanertrag unter

den Konzepten aus. Konzept 3 weist mit 38.727 Nm<sup>3</sup>/d einen um etwa 25 % reduzierten Methanertrag auf, Konzept 2 weist mit 38.026 Nm<sup>3</sup>/d den geringsten Methanertrag auf. Betrachtet man den Methanertrag im Kontext des benötigten Netto-Fermentervolumens, so wird deutlich, dass in Konzept 3 etwa 75 % des Methanertrags von Konzept 1 auf 25 % des benötigten Netto-Fermentervolumens erzeugt werden können. Das Verhältnis von erzeugter Gasmenge zu benötigten Netto-Fermentervolumen spiegelt sich in der Biogasproduktivität wider, welche für Konzept 3 in beiden Gärlinien etwa drei Mal höher ist als in Konzept 1 und 2. Dies weist auf eine effektivere Faulraumauslastung hin. Die erzielte Abbaugrade in der Vergärung unterscheiden sich, bis auf die anaerobe Abwasserbehandlung von POME, zwischen den Konzepten nicht erheblich. In der Nassvergärung werden Abbaugrade zwischen 52 und 55 % erreicht, in der Trockenvergärung liegt der Abbaugrad etwas niedriger bei 47,6 %. Die Werte liegen innerhalb der in Kapitel 2.4.4 genannten Erfahrungswerte aus der Praxis. Der hohe Abbaugrad von POME basiert auf Literaturangaben.

Der Gärrest wird in allen drei Konzepten in eine Fest-/Flüssigphase separiert. Während die Flüssigphase entweder als Prozesswasser rezirkuliert wird, wird die Festphase kompostiert und kann anschließend zur Düngung ausgebracht werden.

### **5.5 Auswahl einer Vorzugslösung**

Bei der Auslegung der Konzepte wurden die Vorüberlegungen aus Kapitel 5.1 weitgehend einbezogen. Für die Wahl einer Vorzugslösung sollen die Standortkriterien herangezogen werden. Dazu zählen die Wirtschaftlichkeit des Biogasprozesses, der Schwierigkeitsgrad der Verfahrenstechnik sowie die Prozessstabilität. Die Wirtschaftlichkeit ergibt sich aus den Investitionskosten, den Betriebskosten und den erzielbaren Erlösen.

#### Investitionskosten

Für die Abschätzung der Investitionskosten wird das benötigte Fermentervolumen betrachtet. Wie in Tabelle 5-11 zu erkennen ist, wird bei der Realisierung von Konzept 1 das größte Fermentervolumen benötigt. Bei der Nassvergärung im CSTR beträgt das größte, noch zu handhabende, Fermentervolumen 4.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup>, so dass mindestens 15 Fermenter benötigt werden. In Konzept 2 würden mindestens 12 Fermenter benötigt. Bei der Trockenvergärung in Konzept 3 kann beim Pfropfenstromverfah-

ren eine maximale Fermentergröße von  $2.500 \text{ m}_R^3$  angenommen werden. Es würden mindestens 5 Fermenter benötigt. Dies stellt im Gegensatz zur Nassvergärung eine erhebliche Volumenreduzierung dar. Für die Vergärung von POME wird ein Fermentervolumen von  $2.714 \text{ m}_R^3$  benötigt. Hinsichtlich des benötigten Fermentervolumens kann davon ausgegangen werden, dass bei dem Konzept 3 der geringste Investitionsbedarf benötigt wird. Weiterhin ist in Tabelle 5-11 zu erkennen, dass die Biogasproduktivität bei Konzept 3 an höchsten ist. Ausgehend vom Investitionsbedarf und der erreichten Biogasproduktivität ist Konzept 3 am positivsten zu bewerten.

### Betriebskosten

Die Betriebskosten setzen sich aus den Substratkosten und dem Frischwasserbedarf zusammen. Die Reststoffe fallen kostenlos an und stellen somit keine wirtschaftliche Belastung für den Biogasprozess dar. Sie verfügen über ein ausreichend hohes Biogaspotenzial für die anaerobe Vergärung. Um eine möglichst hohe Wirtschaftlichkeit zu erreichen sollen daher alle Reststoffe in den Biogasprozess eingebracht werden. Dies wurde ausschließlich in Konzept 1 realisiert. In den Konzepten 2 und 3 wurde das C:N:P-Verhältnis durch das Entfernen des Jatrophaschlammes aus der Vergärung den Anforderungen eines stabilen Prozesses angepasst. Da Jatrophaschlamm über das höchste Biogaspotenzial unter den Reststoffen verfügt, werden in den Konzepten 2 und 3 geringere Biogasausbeuten erzielt als in Konzept 1. Weiterhin muss eine alternative Nutzungsmöglichkeit für den Jatrophaschlamm gefunden werden.

Weiteren Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit hat der Frischwasserbedarf. Für die Konzepte 1 und 2 muss Prozesswasser zum Einstellen eines geeigneten TR in der Anmaischgrube rückgeführt werden. Zum Anfahren des Prozesses muss einmalig Frischwasser zugegeben werden. Da es in Konzept 1 zu einer Akkumulierung von Stickstoff im Prozesswasser kommen kann, wird hier gegebenenfalls eine weitere Zugabe von Frischwasser notwendig sein. In Konzept 3 kann das behandelte POME zum Anmaischen genutzt werden.

Ausgehend von den Betriebskosten ist Konzept 3 am positivsten zu bewerten. Es besteht kein Frischwasserbedarf. Durch das Entfernen des Jatrophaschlammes entstehen keine zusätzlichen Kosten.

### Erlösmöglichkeiten

Wie bereits erwähnt stellt die Einspeisung von Strom oder Biogas in ein bestehendes Gas- oder Stromnetz keine Möglichkeit dar, da weder die Infrastruktur besteht noch Einspeiseerlöse gezahlt werden. Die Wirtschaftlichkeit ergibt sich aus dem Erwerb von Emissionszertifikaten durch die Vermeidung von Methanemissionen in die Atmosphäre sowie aus der Eigennutzung des erzeugten Stroms. Der Strombedarf des Gesamtprozesses ist daher eine ausschlaggebende Größe zur Wahl einer Vorzugslösung. Bei Palmölgewinnung kann der Energiebedarf durch die Verbrennung der anfallenden Fasern und Schalen gedeckt werden, lediglich zum Anfahren des Prozesses nach der sonntäglichen Wartung wird Mineralöl eingesetzt. Der Strombedarf der Biodieselherstellung und der Proteinextraktion ist noch zu ermitteln. Ausschlaggebend ist, dass durch die Nutzung von regenerativ erzeugtem Strom die Nutzung von Strom aus fossilen Rohstoffquellen substituiert wird. Somit können auch hier Emissionszertifikate erwirtschaftet werden. In Tabelle 5-11 ist zu erkennen, dass die erzeugte Methanmenge und damit die erzeugbare Strommenge bei Konzept 1 am höchsten und bei Konzept 2 am niedrigsten ist.

Weiterhin wird die Wirtschaftlichkeit durch die Qualität des Gärrestes beeinflusst. Durch die Ausbringung des Gärrestes kann der Nährstoffkreislauf geschlossen werden und Mineraldünger substituiert werden. In den Konzepten wurde eine Fest-/Flüssigtrennung des Gärrestes durchgeführt. Dadurch kann eine direkte Ausbringung der Flüssigphase erfolgen. Die hierbei erzielbare Wirtschaftlichkeit ist von der Zusammensetzung des Gärrestes und von den Düngemittelpreisen in Indonesien abhängig. Die Festphase ist nach Separierung in ihrem Volumen reduziert und benötigt weniger Fläche zur Nachrotte. Aus der Festphase kann ein Feststoffdünger gewonnen werden, welcher als Produkt verkauft werden kann. Das Gärrestaufkommen nimmt von Konzept 1 zu Konzept 3 ab. Da weder die Plantagengröße noch der Düngbedarf für den Jatropha- und Zuckerhirseanbau in Indonesien bekannt ist, können hierfür keine Aussagen getroffen werden.

Ausgehend von den Erlösmöglichkeiten ist Konzept 1 am positivsten zu bewerten. Die erzeugte Methanmenge ist hier am höchsten, so dass die höchste Wirtschaftlichkeit durch den Erwerb von Emissionszertifikaten erwartet werden kann. Diese Erlösmöglichkeit ist auch dann gegeben, wenn die erzeugte Strommenge den Strombedarf übertrifft.

### Prozessstabilität

Die Konzepte 1 und 2 gleichen sich in ihrer verfahrenstechnischen Ausführung, sie unterscheiden sich in der Art und Menge der eingesetzten Reststoffe, sowie in der erzeugten Methanmenge. Durch das Entfernen des Jatrophaschlammes kann eine stabilere Prozessführung in Konzept 2 angenommen werden. Diese geht einher mit einer geringeren Methanausbeute und geringeren Biogasproduktivität. In Konzept 3 ist das Eintreten einer Kaliumhemmung möglich. Hinsichtlich der Prozessstabilität ist Konzept 2 am positivsten zu bewerten. Hierbei ist anzumerken, dass das C:N:P-Verhältnis in Konzept 1 zwar nicht im optimalen Rahmen liegt, aber dennoch noch kein Hinweis auf schwerwiegende Probleme bei der Prozessführung sein muss. Durch die Nährstoffkonzentrationen ist keine übermäßige Hemmung zu erwarten. Im Konzept 3 liegt die Kaliumkonzentration nur knapp über der in der Literatur angegebenen Hemmschwelle. Auch hier kann noch angenommen werden, dass sich die Bakterien an die Vergärungsbedingungen anpassen.

### Verfahrenstechnische Ausführung

Konzept 3 ist im Gegensatz zu Konzept 1 und 2 verfahrenstechnisch aufwendiger. Durch den hohen Trockenmassegehalt im Pfropfenstromfermenter muss eine Anpassung der Ein- und Ausbringtechnik erfolgen. In Deutschland ist das Pfropfenstromverfahren bereits etabliert und wird in einer Vielzahl von Anlagen angewandt, erste Anlagen in Asien sind bereits im Bau. In Konzept 3 erfolgt das Anmischen der Reststoffe mit etwa 20 % behandeltem POME, was nach Angaben aus der Praxis ausreichend ist und keine Rückführung des ausgegorenen Gärsubstrats erfordert<sup>13</sup>. Die Abwasserbehandlung des POME erfolgt separat, aber mit einem Verfahren, welches sich bereits in der Praxis bei der Behandlung von Olivenölabwasser bewährt hat. Auch wenn die verfahrenstechnische Ausführung aufwendiger ist im Vergleich zu Konzept 1 und 2, so sind die höhere Biogasproduktivität und das geringere Fermentervolumen als sehr vorteilhaft zu werten. Wenn von dem Vorhandensein des technischen Know-Hows zur Biodieselproduktion und Proteinextraktion in der Bioraffinerie ausgegangen wird, so kann auch davon ausgegangen werden, dass der Biogasprozess im Pfropfenstromverfahren umgesetzt werden kann. Somit ist Konzept 3 hinsichtlich der Verfahrenstechnik am vorteilhaftesten zu bewerten.

---

<sup>13</sup> Auskunft der Strabag Umwelthanlagen GmbH, siehe Anhang

### Vorzugslösung

Nach dem derzeitigen Kenntnisstand kann Konzept 3 als Vorzugslösung gewählt werden. Es benötigt bezogen auf das Fermentervolumen geringere Investitionskosten als Konzept 1 und 2 und verfügt gleichzeitig über die effektivste Faulraumauslastung, wie die Biogasproduktivität belegt. Weiterhin fallen keine Betriebskosten durch einen Frischwasserbedarf an. Die Erlösmöglichkeiten steigen mit der erzeugten Menge an Methan, so dass hier Konzept 1 am vorteilhaftesten bewertet wurde. Dies ist in einer Wirtschaftlichkeitsrechnung zu validieren. Es besteht die Möglichkeit, dass durch die niedrigeren Investitionskosten von Konzept 3 eine schnellere Amortisation erfolgt und über einen kürzeren Zeitraum Gewinne erwirtschaftet werden können. Anhand der Gärrestmenge und -zusammensetzung kann keine Aussage zu einem Vorzugskonzept getroffen werden. Es liegen keine Informationen über den Düngbedarf sowie die Größe der benötigten Anbauflächen vor. Bezüglich der Verfahrenstechnik ist Konzept 3 am anspruchsvollsten. Dennoch handelt es sich bei den gewählten Verfahren um etablierte und in der Praxis erprobte Verfahren. Wenn ein Austausch von technischen Know-How mit Indonesien statt finden soll, dann muss dies auch die Biogastechnologie einbeziehen. So wurde auch hier Konzept 3 als Vorzugslösung ausgesucht. Der wichtigste Faktor allerdings ist die Gewährleistung einer stabilen Prozessführung. Anhand der Literaturwerte kann bei der Nährstoffkonzentration in Konzept 3 eine Kaliumhemmung auftreten. Es ist unklar, inwieweit eine Adaption der Bakterien an die hohe Nährstoffkonzentration erfolgt. Untersuchungsergebnisse am Fraunhofer Institut UMSICHT belegen, dass es auch bei Kaliumkonzentrationen zwischen 4 und 6 g/l nicht zur Prozesshemmung in Biogasanlagen kommen muss<sup>14</sup>. Inwieweit dies mit den gegebenen Reststoffen in der gewählten Verfahrenstechnik möglich ist, muss im Laborversuch geklärt werden. Es ist zu berücksichtigen, dass sich in dem POME, welches zum Anmaischen genutzt wird, auch Kalium befindet, so dass es zu einer Akkumulierung der Nährstoffe kommt. Wenn weitere Untersuchungen ergeben, dass keine Prozessstabilität mit Konzept 3 erreicht werden kann, so kann entweder eine Anpassung des Konzepts 3 durch die Entfernung einer Kaliumquelle erfolgen oder ein neues Vorzugskonzept zwischen Konzept 1 und 2 ausgewählt werden.

---

<sup>14</sup> Persönliche Mitteilung von Dr. Ute Merrettig-Bruns, Fraunhofer Institut UMSICHT

## 6 Alternative Nutzungsempfehlungen für die Reststoffe

In diesem Kapitel werden alternative Nutzungsempfehlungen für die untersuchten Reststoffe gegeben. Es erfolgt ebenfalls eine Betrachtung des Gärrests aus den entwickelten Konzepten. Dieser kann alternativ direkt ausgebracht werden.

POME stellt einen in großen Mengen vorhandenen Reststoff dar, für welchen vielfältige Nutzungsarten untersucht worden sind. Die unkontrollierte Behandlung in offenen Becken zeichnet sich durch niedrigere Kosten als die anaerobe Behandlung aus. Sie hat den entscheidenden Nachteil, dass Methan als Energieträger und hoch klimawirksames Gas entweicht. Anaerobe Behandlungsmethoden wurden weitreichend im Labormaßstab untersucht aber wegen der Kostenintensität kaum in die Praxis umgesetzt. Die Landausbringung zur Düngung von Ölpalmpflanzungen wurde erwähnt. Diese Nutzungsoption wird insbesondere durch die hohen Kosten und die Gefahr der Bodenporenverstopfung nicht weitreichend angewandt. Wegen seines hohen Nährstoffgehalts könnte POME möglicherweise als Medium zur Zucht von Aquakulturen, beispielweise Algen oder Shrimps, genutzt werden. POME wurde ebenfalls als Fermentationsmedium für Antibiotika, Bioinsektizide, Lösungsmittel und Enzyme getestet. Auch hier führten wirtschaftliche Faktoren dazu, dass keine Umsetzung in die Praxis erfolgte [21],[42],[24].

In einem 2001 durchgeführten Forschungsprojekt zur Behandlung der Reststoffe aus der Palmölproduktion wurden die EFB kompostiert und POME zur Bewässerung der Rottemieten genutzt. Pro t EFB kann eine Abwassermenge von 3,5 m<sup>3</sup> zugegeben werden, so dass die Gesamtmenge an POME verwertet wird. Die enthaltenen Nährstoffe werden von Kompost aufgenommen und führen zu einer Schließung des Nährstoffkreislaufs. Die Bewässerung der Kompostmieten kann ebenfalls nach der anaeroben Behandlung von POME erfolgen [43]. Die aerobe Behandlung stellt somit eine kostengünstigere Alternative zur aeroben Behandlung dar.

Der Ölpalmschlamm aus dem innovativen Eco-D Dekanter-Prozess stellt die Feststofffraktion dar, welche im konventionellen Palmölprozess in der POME suspendiert vorliegt. Er stellt einen neuartigen Reststoff dar, daher ist keine Literatur über alternative Nutzungsoptionen verfügbar.

Bei Jatrophaschlamm handelt es sich um einen proteinreichen Reststoff. Im weiteren Projektverlauf soll die Möglichkeit einer Proteinextraktion untersucht werden. Die Proteine können technischen Anwendungen zugeführt werden. Nach der Proteinextraktion verbleibt ein Reststoff mit vermindertem Stickstoffgehalt. Eine nachfolgende Verwendung für den Biogasprozess ist vorstellbar. Hierbei ist vorher zu prüfen, über welche Zusammensetzung der verbleibende Reststoff verfügt.

Aufgrund des hohen Faseranteils besteht die Möglichkeit einer Kompostierung des Jatrophaschlammes. Hier bewirkt der hohe Stickstoffanteil einen hohen Düngewert des entstandenen Komposts. Versuche mit Reisstroh und Festmist als Ko-Substrate in der Kompostierung weisen auf eine Eignung hin [94]. Eine Verwendung als Futtermittel kann nach dem derzeitigen Stand der Technik aufgrund der enthaltenen Toxine nicht erfolgen. Diese Nutzungsmöglichkeit kann nach einer erfolgten Proteinextraktion erneut untersucht werden, da die Möglichkeit besteht, dass die Toxine proteingebunden vorliegen. Ohne vorhergehende Proteinextraktion könnte Jatrophaschlamm als Herbizid oder Insektizid auf der Plantage ausgebracht werden. Da Jatrophaschlamm über einen hohen Faseranteil verfügt, kann eine Eignung als Brennstoff nach vorhergehender Trocknung möglich sein.

Das Glycerin könnte als Rohstoff für die Bernsteinsäureproduktion eingesetzt werden. Nur Überschussmengen, welche in der Fermentation nicht genutzt werden können, sollen in den Biogasprozess eingebracht werden. Weiterhin kann Glycerin als Zusatzstoff zu Futtermitteln in der Nutztierhaltung eingesetzt werden. Hierbei ist im Vorfeld zu untersuchen, ob und in welcher Menge toxische Komponenten aus dem Jatropa-Öl im Glycerin vorhanden sind.

Bei Bagasse handelt es sich um ein faseriges Material. Zuckerrohrbagasse wird üblicherweise nach der Zuckerextraktion zur Energiegewinnung verbrannt. Durch die Verbrennung wird genug Energie für den Gesamtprozess bereitgestellt. Wird im weiteren Projektverlauf keine Energie an der Bioraffinerie benötigt, kann untersucht werden, ob ein Brikettieren der Bagasse mit anschließendem Verkauf wirtschaftlich ist. Weiterhin könnten die Fasern als Rohstoff zur Herstellung von Papier, Pappe, Kartonen und Möbeln verwendet werden. Eine weitere Alternative ist die Verfütterung an Nutztier. Versuche zur Kompostierung von Bagasse belegen eine Eignung für

den aeroben Abbau, allerdings bedarf es aber hierbei der Zugabe einer Stickstoffquelle [77]. Hierfür würde sich Jatrophaschlamm eignen.

Das Abwasser aus der Proteinextraktion ist ein neuartiger Reststoff. Er verfügt über einen hohen CSB und sollte daher vor der Einleitung in einen Vorfluter gereinigt werden. Betrachtet man den Entstehungsprozess sowie den verwendeten Rohstoff, so kann eine Eignung zur Bewässerung von Kompostmieten angenommen werden. Ob das Abwasser zur direkten Düngung verwendet werden kann ist unklar, dies müsste im Feldversuch geklärt werden.

### Gärrest

Die Zusammensetzung des Gärrests der einzelnen Konzepte ist jeweils in dem Reiter „Betriebsparameter“ abzulesen. Bei der Beschreibung der Konzepte wurde eine Separierung des Gärrestes durchgeführt. Dies ermöglicht die Rückführung der Flüssigphase als Prozesswasser und vermindert den Flächenbedarf zur Lagerung der Feststoffe. Als alternative Nutzungsmöglichkeit kann eine direkte Ausbringung des Gärrests erfolgen. Die Zusammensetzung der Gärreste ist in Tabelle 6-1 dargestellt. Bei dem Gärrest aus Konzept 3 handelt es sich ausschließlich um den Gärrest aus der Trockenvergärung.

**Tabelle 6-1: Zusammensetzung der Gärreste aus den Konzepten**

Parameter	Einheit	Konzept		
		1	2	3
N	[kg/t FM]	2,64	1,55	3,38
CaO	[kg/t FM]	0,59	0,57	1,30
K <sub>2</sub> O	[kg/t FM]	2,24	2,24	4,71
MgO	[kg/t FM]	0,90	0,69	1,46
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	[kg/t FM]	1,16	0,50	1,19

Wie in Kapitel 2.5.1 beschrieben, wird zur Düngung einer Ölpalmpflanzung pro Hektar und Jahr etwa 100 kg Stickstoff, 12 kg P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, 150 K<sub>2</sub>O und 30 kg CaO benötigt. Durch eine Ausbringung des Gärrestes kann ein Teil des Düngedarfs gedeckt werden. Bei der Ausbringung ist zu beachten, dass keine Überschreitung des Düngedarfs erfolgt. P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> stellt hierbei den limitierenden Nährstoff dar. In Tabelle 6-2 ist zu erkennen, dass bei Abdeckung des Düngedarfs an P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> der Ölpalmpflanzung weiterhin ein Bedarf an zusätzlichen Nährstoffen besteht.

**Tabelle 6-2: Abdeckung des Düngedarfs der Ölpalmlantage durch die Gärreste aus den Konzepten**

Parameter	Einheit	Düngedarf Ölpalmlantage	Gärrest Konzept 1	Gärrest Konzept 2	Gärrest Konzept 3
N	[kg/(ha*a)]	100	27	37	34
CaO	[kg/(ha*a)]	30	6	14	13
K <sub>2</sub> O	[kg/(ha*a)]	150	23	54	47
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	[kg/(ha*a)]	12	12	12	12

Wird der Gärresteinsatz nach dem P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> -Bedarf der Ölpalmlantage ausgelegt, so können pro Hektar Ölpalmlantage etwa 10,3 t/a des Gärrests aus Konzept 1, 24 t/a des Gärrests aus Konzept 2 oder 10,1 t/a des Gärrests aus Konzept 3 ausgebracht werden. Der restliche Düngedarf muss weiterhin über Mineraldünger abgedeckt werden.

## 7 Zusammenfassung und Diskussion

In der vorliegenden Diplomarbeit wurden die Reststoffverwertung eines integrierten Produktionsprozesses aus den Eingangsmaterialien Palmfrucht, Jatropha und Zuckerhirse eingehend betrachtet. Es wurden Massenbilanzen von modifizierten Produktionsprozessen gesammelt. Es wurde beschrieben, inwiefern die Reststoffe dieser Einsatzmaterialien nach bisherigem Stand der Technik für die anaerobe Vergärung geeignet sind. Es wurden praktische Versuche durchgeführt, um Hinweise auf das Abbauverhalten und potenzielle Biogas- und Methanausbeuten im mesophilen Temperaturbereich zu erhalten. Die Analyse der Nährstoffgehalte gibt einen Hinweis über die Zusammensetzung der Reststoffe. Anhand der Ergebnisse wurden Konzepte für die Auslegung des Biogasprozesses erstellt. Die Betriebsparameter wurden unter Berücksichtigung der Ergebnisse aus den praktischen Versuchen ausgelegt. Für die Bilanzierung wurde eine Excel-Tabelle entwickelt, aus den Ergebnissen wurde eine Vorzugslösung ausgewählt. Abschließend wurden alternative Nutzungsmöglichkeiten zusammengestellt.

### 7.1 Reststoffe aus dem integrierten Produktionsprozess

#### Reststoffe aus der Palmölgewinnung

Im Rahmen dieser Arbeit wurden Reststoffe aus der Palmölgewinnung betrachtet, welche durch die Modifizierung des konventionellen Prozesses durch den Eco-D-Dekanter der Firma GEA Westfalia Separator Group GmbH entstehen.

Die Palmfrucht, aus der das Palmöl gewonnen wird, ist weitgehend bekannt. Sie wird weltweit hauptsächlich in Indonesien und Malaysia angebaut. Die Aufbereitung der Frucht in den Palmölmühlen gehört zum allgemeinen Stand der Technik in diesen Ländern. Neben den Produkten Palmöl und den Palmkernen fallen bei der konventionellen Ölextraktion ein Ölmühlenabwasser (engl.: Palm Oil Mill effluent; POME), leere Fruchtbündel (engl.: empty fruit bunches; EFB), Fasern und Schalen als Reststoffe an.

POME setzt sich aus den Abwasserströmen der Fruchtsterilisierung, der Roh-Ölreinigung und der Schlammzentrifugation zusammen. In der Praxis hat sich eine Weiterbehandlung etabliert, welche mit der indonesischen Umweltgesetzgebung in Einklang steht und über den entscheidenden Vorteil verfügt nur geringe Kosten zu verursachen. Die POME wird in einem sogenannten Lagunensystem durch mehrere

Teiche geleitet, bis sich die Organik durch aerobe und anaerobe Abbauprozesse soweit reduziert hat, dass eine Einleitung in die Vorfluter erfolgen kann. Entscheidender Nachteil hierbei ist das Entweichen einer großen Menge an Methan in die Atmosphäre. Dies trägt zum Einen zum Treibhauseffekt bei, zum Anderen geht Methan als Energieträger verloren. Auch in einem offenen Vergärer, welcher inzwischen auf einigen Plantagen angewandt wird, entweicht das Methan unkontrolliert. Die Notwendigkeit einer alternativen Behandlungsmethode ist inzwischen erkannt worden. Die anaerobe Vergärung gilt als Weiterbehandlungsansatz mit dem größten Realisierungspotenzial. Das spiegelt sich in der Vielzahl der Untersuchungsansätze wider. Die Ergebnisse anaerober Gärversuche wurden nach Temperaturbereich der Prozessführung zusammengefasst dargestellt. In den Laborversuchen mit verschiedenen Gärtechniken konnte eine günstigere Auslegung der Betriebsparameter erreicht werden. Im Vergleich zum Lagunensystem konnte die Raumbelastung gesteigert werden, wobei die Verweilzeit in allen Fällen auf einen Wert von unter 20 Tagen reduziert werden konnte. Der Methangehalt vom erzeugten Biogas liegt in allen Fällen über 53 % und die CSB- Abbaurate liegt in allen Fällen über 70 %. Es wurden in jedem Versuch stabile Prozessbedingungen erreicht, auch trotz des sauren pH-Wertes des POME. Versuche im thermophilen Temperaturbereich zeigen ebenfalls das Einstellen von stabilen Prozessbedingungen. Hierbei können generell höhere Raumbelastungen und niedrigere Verweilzeiten als bei mesophilen Verfahren erreicht werden.

Durch das Einbringen des Eco-D-Dekanters in den Prozess der Palmölgewinnung können die Ausbeute an Palmöl gesteigert sowie das Reststoffaufkommen an POME reduziert werden. Der Eco-D-Dekanter wird inzwischen in Indonesien verwendet, gehört aber noch nicht zum Stand der Technik. Das hierbei anfallende POME besteht zum Großteil aus dem Abwasserstrom, welcher bei der Fruchtsterilisation anfällt. Es unterscheidet sich hinsichtlich seiner Zusammensetzung von dem POME aus der konventionellen Palmfruchtaufbereitung. Ein Vergleich wurde in Kapitel 3.1.1 durchgeführt.

Weiterhin fällt Ölpalmschlamm an. Dieser stellt einen neuartigen Reststoff dar. In einem kontinuierlichen Gärversuch wurde die Eignung für den anaeroben Biogasprozess von dem Ingenieurbüro UTEC in Bremen festgestellt.

### Reststoffe aus der Biodieselherstellung

Im Rahmen dieser Arbeit wurden Reststoffe aus der Biodieselherstellung betrachtet, welche durch die Modifizierung des konventionellen Prozesses durch einen neuartigen Dekanter der Firma GEA Westfalia Separator Group GmbH entstehen. Durch Einsatz des Dekanter kann aus den Jatrophakernen eine Ölausbeute von 27,4 % erreicht werden. Bezogen auf die Jatrophakerne wird eine Ausbeute von 45,6 % erreicht. Im Vergleich zu den Ölausbeuten, welche durch Extraktion mittels Expellern erzielt werden, stellt dies eine deutliche Steigerung dar. Allerdings erhöht sich durch die weitreichende Verdünnung des Presskuchens ein erhöhtes Reststoffvolumen. Eine weitere Modifizierung besteht in der Verwendung eines neu entwickelten Katalysators, welcher bei der Umesterung des Jatropa-Öls verwendet wird. Der Katalysator basiert auf Stickstoff und verfügt im Gegensatz zu konventionellen Katalysatoren über weniger Salze und Wasser. Der Katalysator wurde von Fraunhofer UMSICHT entwickelt.

Bei der zweifachen Entölung der Jatrophakerne, dargestellt in Abbildung 3-2, fällt Jatrophaschlamm an. Jatrophaschlamm ist ein weitgehend entölter, mit Wasser verdünnter Jatrophapresskuchen. Da dieser Reststoff bislang nicht in der Literatur beschrieben ist, wurden relevante Untersuchungen bezüglich des Jatrophapresskuchens zusammen gestellt. Nach Tabelle 3-8 verfügt der Jatrophapresskuchen ohne Schale über einen geringeren Gehalt an Lignin, Hemizellulose und Fasern, welche schwer abbaubare Fraktionen darstellen. Dagegen ist ein hoher Anteil an Proteinen vorhanden sowie geringere Mengen an Zucker, Stärke und Fett vorhanden. Die Ergebnisse der kontinuierlichen Gärversuche sind widersprüchlich. Tabelle 3-9 zeigt eine Übersicht der durchgeführten Versuche, welche ausnahmslos nach weniger als sechs Monaten abgebrochen wurden. Ursächlich war ein Abfall des pH-Wertes, welcher Prozessinstabilitäten verursachte. Es kann vermutet werden, dass es zu einer Akkumulation von organischen Säuren im Fermenter kam. Welche Rolle die toxischen Inhaltsstoffe der Jatropa bei der Prozessstabilität spielen, wurde in diesen Versuchen nicht untersucht. In einem weiteren Laborversuch konnte eine Eignung als Substrat zur Monovergärung festgestellt werden. Da bei Gärversuchen von Jatrophapresskuchen mit Rindergülle stabile Prozessbedingungen erreicht wurden, kann von einer generellen Eignung als Ko-Substrat ausgegangen werden.

Verlässliche Literaturwerte zur Zusammensetzung des Jatropha-Presskuchens zu finden gestaltet sich schwierig, da kaum zwischen Presskuchen der Kerne, Presskuchen der Kerne mit Hüllen, entöltem Presskuchen (Kerne mit und ohne Hüllen) unterschieden wird. Da die Hüllen über einen hohen Ligningehalt verfügen, sind in der Literatur oftmals sehr abweichende Angaben zur Abbaubarkeit und erzielbarer Gasausbeute zu finden.

Als weiterer Reststoff aus der modifizierten Biodieselproduktion wurde Glycerin untersucht. Bei Glycerin aus der Biodieselherstellung handelt es sich um einen bekannten Reststoff. Die Eignung für die anaerobe Vergärung ist weitreichend untersucht. Generell wird Glycerin als Ko-Substrat zur Steigerung des Gasertrags eingesetzt. Durch den hohen Salzgehalt ist das Eintreten einer Hemmung möglich, was sich in einer verminderten Gasausbeute niederschlägt. Der Einsatz von Glycerin in der anaeroben Vergärung sollte daher nach Literaturangaben auf maximal 11 % anteilig von der gesamten Substratmenge beschränkt werden. Die Wahrscheinlichkeit einer Hemmung sowie die mögliche Steigerung des Gasertrags sind von den Ko-Substraten sowie der Prozessführung abhängig.

### Reststoffe aus der Proteinextraktion

Im Rahmen dieser Arbeit wurden Reststoffe aus der Proteinextraktion betrachtet. Das Verfahren wird derzeit am Fraunhofer Institut IVV entwickelt und wurde bislang nur im Labormaßstab durchgeführt.

Bei der Zuckerextraktion aus der Zuckerhirse fällt der Reststoff Bagasse an, welcher gleichzeitig als Rohstoff für eine anschließende Proteinextraktion dient. Hierbei fällt das Abwasser aus der Proteinextraktion an. Die Eignung der Zuckerhirsebagasse für den anaeroben Abbauprozess wurde bislang kaum in der Literatur dargestellt. Bei den vorhandenen Untersuchungen handelt es sich um Versuche im Labormaßstab, bei welchen lediglich niedrige Gasausbeuten erreicht werden konnten.

Das Abwasser aus der Proteinextraktion ist als Reststoff noch gänzlich unbekannt und daher nicht in der Literatur beschrieben.

Durch die Modifizierung der konventionellen Prozesse der Palmölgewinnung und Biodieselproduktion kann die Ölausbeute erhöht, das Reststoffaufkommen allerdings nur teilweise gesenkt werden. Bei der Ölextraktion aus Jatropha ergibt sich durch die

Wasserzugabe ein höheres Reststoffvolumen. Alternativ könnte anstelle von Frischwasser Eco-D-POME zugegeben werden um das Reststoffaufkommen zu reduzieren.

Die veränderten Massenbilanzen der modifizierten Prozesse wurden dargestellt sowie das auf die Produktmenge bezogene Reststoffaufkommen berechnet. Als nächster Schritt erfolgte die Untersuchung relevanter Eigenschaften für die Vergärung.

## **7.2 Ergebnisse praktischer Teil**

Ziel der Untersuchungen war es, die Eignung der Reststoffe für den mesophilen Biogasprozess zu untersuchen. Es wurde der pH-Wert der Reststoffe bestimmt sowie der TR- und oTR ermittelt. Weiterhin wurden Gärversuche durchgeführt um das Biogas- und Methanpotenzial zu bestimmen. Eine Nährstoffanalyse gibt Aufschluss über die Zusammensetzung der Reststoffe.

POME verfügt über einen sauren pH-Wert von ca. 4. Der TR liegt bei 4,2 %, der oTR bei 84,8 %TR. Die Biogasbildung des Reststoffes ist nach acht Tagen abgeschlossen. In diesem Zeitraum werden 13 NI/kg FM und 370 NI/kg oTR gebildet. Die kumulierte Biogasproduktion zeichnet einen normalen Kurvenverlauf. Jedoch weichen die Ergebnisse der Einzelproben erheblich voneinander ab, die Standardabweichung beträgt etwa 10 %. Auch die erzielten Gasausbeuten sind kritisch zu betrachten, da die Abbaugrade in der Literatur weitaus höher liegen. Da es sich um einen heterogenen Reststoff handelt, kann von einer unzureichenden Durchmischung beim Ansetzen der Gärversuche ausgegangen werden. Nach Literaturangaben können in der mesophilen sowie thermophilen Monovergärung stabile Prozessbedingungen erreicht werden. Da keine Untersuchungsergebnisse zum Methanpotenzial am Fraunhofer Institut UMSICHT vorlagen, wurde für die weiteren Berechnungen Literaturwerte herangezogen.

Nach den Ergebnissen der Nährstoffanalyse weist POME ein für die anaerobe Vergärung geeignetes C:N:P-Verhältnis auf. Der hohe CSB-Gehalt weist auf eine Eignung für den Biogasprozess hin. Auffällig ist weiterhin ein hoher Gehalt an Rohfett. Dieser liegt weit überhalb der Literaturangaben und ist daher kritisch zu betrachten. Der Gehalt an Makronährstoffen stimmt weitgehend mit den Literaturangaben überein. Bei der durchgeführten Nährstoffanalyse wurde der Rohfasergehalt nicht be-

stimmt, dieser wäre zur Deutung der niedrigen Gasausbeuten im Gärversuch hilfreich.

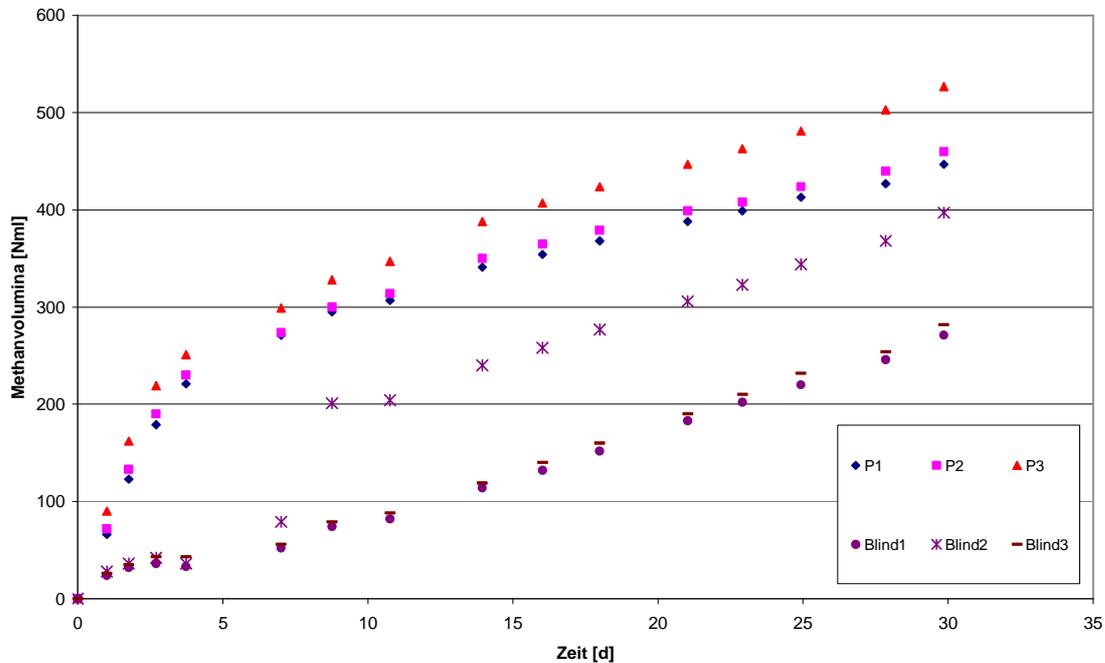
Der Ölpalmschlamm verfügt über einen sauren pH-Wert im Bereich um 5. Der TR liegt bei etwa 16%, der oTR liegt bei etwa 80 %TR. Im Gärversuch ist die Biogasbildung nach 16 Tagen abgeschlossen, es werden 577 NI Biogas/kg oTR 74 NI/kg FM Biogas und 40 NI/kg FM Methan gebildet.

Im Vergleich zu den gängigen Substraten in Deutschland ist das ein geringer Wert. Das niedrige Biogas- und Methanpotenzial des Ölpalmschlammes resultiert aus der weitgehenden Entölung. Weiterhin kann vermutet werden, dass durch die vorausgegangene Trocknung flüchtige Substanzen entwichen sind. Die erzielten Ausbeuten liegen 13 % unter den Werten, welche im kontinuierlichen Gärversuch [85] erreicht werden. Der Kurvenverlauf zeigt eine gute Abbaubarkeit des Reststoffes, was auf eine Eignung für den Biogasprozess hinweist. Die Nährstoffanalyse weist auf einen hohen Gehalt der Makroelemente Kalium und Kalzium im Vergleich zu den anderen Reststoffen hin. Das C:N:P-Verhältnis weist auf den Bedarf einer Kohlenstoffquelle bei der Vergärung hin. Der Stickstoffgehalt deckt sich mit den Literaturangaben. Bei der anaeroben Vergärung ist aufgrund des hohen Kaliumgehalts auf eine ausreichende Verdünnung zu achten.

Jatrophaschlamm verfügt über einen pH-Wert von 4,7. Durch die Verdünnung beim Dekantieren ist der TR niedriger als beim Jatrophapresskuchen. Der TR beträgt 27,5 %, der oTR beträgt 87,4 %TR. Im diskontinuierlichen Gärversuch ist die Gasbildung nach 16 Tagen abgeschlossen, bis dahin werden rund 170 NI Biogas/kg FM und 110 NI Methan/kg FM erzeugt, was vergleichbar mit den Ausbeuten von Rapspresskuchen ist. Die Kurvenverläufe weisen auf eine gute Abbaubarkeit hin. Die Ergebnisse der Nährstoffanalyse decken sich mit den Literaturangaben hinsichtlich dem Gehalt an Stickstoff, Phosphor, Kalium und Kalzium. Es ist ein geringerer Anteil an Rohfett und Rohprotein vorhanden, allerdings ist der Rohfaseranteil höher. Der hohe Stickstoffgehalt führt zu einem engen C:N-Verhältnis. Bei dem Einsatz von Jatrophaschlamm in der anaeroben Vergärung ist aufgrund des hohen Stickstoff- und Kaliumgehalt auf eine ausreichende Verdünnung zu achten.

Der pH-Wert des Glycerins liegt im alkalischen Bereich. Der TR liegt bei 98,9 %, der oTR liegt aufgrund des geringen Salzgehaltes bei 99,97 %TR. Im Gärversuch konnte die Bestimmung des Biogaspotenzials nicht bis zur Plateauphase durchgeführt werden. Der Versuchsabbruch erfolgte bei einer Gasbildungsrate bei 2 %. Die Biogausbeute lag bei 530 NI/kg FM bzw. 570 NI/kg oTR. Die Methanproduktion erreichte nach 19 Tagen die Plateauphase bei 374 NI/kg FM, der Methangehalt lag am 14. Versuchstag bei 62 %. Im Vergleich zu Literaturwerten wird etwa 27 % weniger Biogas gebildet, allerdings liegt der Methangehalt beim untersuchten Glycerin höher. Der Kurvenverlauf ist für den Reststoff Glycerin untypisch. Normalerweise findet eine schnelle Umsetzung statt. Der verzögerte Abbau im Gärversuch deutet auf eine geringe Adaption der Bakterien auf den Reststoff hin. Glycerin gehört nur selten zu dem Spektrum der in einer Kläranlage behandelten Abwässer. Die Nährstoffanalyse gibt keinen Hinweis auf Ursachen der geringen Abbaukinetik. Die Nährstoffanalyse zeigt einen geringen Gehalt an den Makronährstoffen Kalium, Kalzium, Magnesium und Phosphor. Der Rohfaseranteil wurde nicht analysiert, kann aber vernachlässigt werden. Weiterhin wird im C:N:P-Verhältnis der sehr geringe Phosphorgehalt deutlich. Das C:N-Verhältnis liegt bei 10, was für den Reststoff Glycerin eng ist. Dies ist auf Restmengen des verwendeten Katalysators zurückzuführen.

Das Abwasser aus der Proteinextraktion verfügt über einen sauren pH-Wert. Der TR liegt bei 0,93 %, der oTR bei 74,7 %TR. Die Biogasbildung ist nach 24 Tagen mit einer Ausbeute von 6 NI Biogas/kg FM beendet, wobei die Biogasbildung nach dem 5. Versuchstag verzögert erfolgte. Die Methanbildung endet nach 14 Tagen mit einer Ausbeute von 2 NI Methan/kg FM, allerdings weist der Kurvenverlauf in Abbildung 4-12 nach dem 16. Versuchstag auf eine leichte Hemmung hin. Die Abweichung der Einzelproben bei der Methanbestimmung beträgt <5 % nachdem der Blindwert 2 aus der Auswertung entfernt wurde. In Abbildung 7-1 ist die unbereinigte Methanproduktion dargestellt sowie der Verlauf der Methanproduktion der Blindproben. Es ist eine gleichmäßige Methanproduktion der Proben zu erkennen. Der Verlauf der Blindproben 1 und 3 stimmt ebenfalls weitgehend überein. Es bleibt unklar, aus welchem Grund die Methanproduktion der Blindansätze ab dem 16. Versuchstag die Methanproduktion der Proben übertrifft.



**Abbildung 7-1: Unbereinigte Methanproduktion des Abwassers aus der Proteinproduktion**

Die leichte Hemmung in der Methanbildung spiegelt sich nicht im Kurvenverlauf der Biogasproduktion wieder. Daher werden Messfehler als Ursache für den absteigenden Kurvenverlauf vermutet. Es wird ein wiederholter Gärversuch empfohlen. Weiterhin verfügt der Reststoff über einen hohen Protein- und Stickstoffgehalt. Dies spiegelt sich im engen C:N-Verhältnis wider.

Bagasse verfügt einen niedrigen pH-Wert und einen hohen TR. Der Kurvenverlauf im diskontinuierlichen Gärversuch weist auf einen verzögerten Abbau hin. Innerhalb von 54 Tagen konnte die Plateauphase nicht erreicht werden. Bei einer Umrechnung der erzeugten Gasmenge auf den ursprünglichen TR wurden nach 54 Tagen 113 NI/kg FM Biogas und 62 NI/kg FM Methan gebildet. Bei der Auslegung des Biogasprozesses werden möglichst kurze Verweilzeiten angestrebt. Alle weiteren untersuchten Reststoffe benötigten ca. 16 Tage um ihr Biogaspotenzial auszuschöpfen. Bagasse erzeugte innerhalb von 16 Tagen 74 NI/kg FM Biogas und 40 NI/kg FM Methan. Die Bagasse lag gemahlen vor. Der mechanische Aufschluss bewirkt gewöhnlich eine wesentlich verbesserte Abbaubarkeit. Erwartungsgemäß wäre die Gasausbeute ohne Vorbehandlung niedriger ausgefallen. Die erzielte Ausbeute ist vergleichbar mit den Gasausbeuten von Ölpalmschlamm. Die Werte der Nährstoffanalyse wurden der Literatur entnommen.

### Übertragbarkeit der Untersuchungsergebnisse auf die Originalreststoffe

Da nicht für jeden Reststoff die Originalsubstanz zur Verfügung stand, musste auf ähnliche Reststoffe zurückgegriffen werden. Hierbei wurde auf eine weitreichende Ähnlichkeit zum Originalsubstrat geachtet. Für die anschließende Konzeptentwicklung wurde von einer weitreichenden Übereinstimmung ausgegangen, ausschließlich die Untersuchungsergebnisse zu POME wurden kritisch beurteilt und die Verwendung von Literaturwerten vorgezogen.

Der Originalreststoff Eco-D-POME ist bislang nicht in der Literatur beschrieben, die Zusammensetzung kann lediglich anhand Literaturangaben zu den einzelnen Teilströmen abgeschätzt werden, aus welchen sich konventionelles POME zusammensetzt. Dies ist in Kapitel 3.1.1 erfolgt. Eco-D-POME verfügt im Vergleich zu konventionellen POME über einen reduzierten Restölgehalt sowie einen reduzierten CSB. Der Feststoffanteil ist ebenfalls reduziert. Dennoch kann nicht mit Sicherheit gesagt werden, inwieweit sich die veränderte Zusammensetzung auf die anaerobe Abbaubarkeit und das Biogaspotenzial auswirkt.

Der Ölpalmschlamm lag als Originalsubstanz vor, allerdings in getrockneter Form. Durch die vorher gegangene Trocknung könnten Substanzen verloren gegangen sein, welche im Gärversuch zur Gasbildung beigetragen hätten.

Der Jatrophaschlamm lag in Originalform vor. Im weiteren Verlauf des Projektes IPOFPC soll eine Proteinextraktion aus dem verdünnten Presskuchen erfolgen. Durch den Prozess ist eine Veränderung der Zusammensetzung des Reststoffes zu erwarten, so dass auch hier in Zukunft weitere Untersuchungen notwendig sein werden. Für die Auslegung der Konzepte sind Daten aus dem praktischen Teil für Jatrophaschlamm repräsentativ.

Die Zusammensetzung von Glycerin aus der Biodieselproduktion hängt von dem verwendeten Katalysator sowie dem verwendeten Pflanzenöl ab. Da zum Zeitpunkt der Laboruntersuchungen kein Glycerin aus der Biodieselherstellung aus Jatropa-Öl zur Verfügung stand wurde auf Glycerin aus Rapsöl zurückgegriffen. Aufgrund der unterschiedlichen Zusammensetzung des Ausgangsmaterials kann von einer veränderten Zusammensetzung des Glycerins ausgegangen werden. Da die Fettsäuren aller-

dings bei der Umesterung umgesetzt werden, ist die Zusammensetzung des Pflanzenöls nicht so massiv ausschlaggebend auf die Zusammensetzung des Glycerins wie der verwendete Katalysator. In Kapitel 4.2.3 wurde deutlich, dass sich im Vergleich zu Literaturangaben ein weitaus niedrigerer Salzgehalt sowie ein enges C:N-Verhältnis enthalten ist. Dies ist auf den Katalysator zurückzuführen. Im weiteren Projektverlauf ist zu prüfen, inwieweit sich die Abbaubarkeit des Glycerins verändert, wenn Jatropha-Öl als Ausgangsmaterial verwendet wird. Es besteht die Möglichkeit, dass toxische Substanzen, beispielsweise Phorbolster, im Glycerin verbleiben. Es ist zu prüfen, ob sich dies nachteilig auf die am Biogasprozess beteiligte Biozönose auswirkt.

Eine Vergleichbarkeit von Zuckerrohrbagasse und Zuckerhirsebagasse kann aufgrund des ähnlichen physiochemischen Aufbaus sowie des selbigen Aufbereitungsverfahrens angenommen werden. Dennoch bestehen Unsicherheiten insbesondere bezüglich der anaeroben Abbaubarkeit. Zuckerhirsebagasse verfügt über einen geringeren Ligninanteil als Zuckerrohrbagasse, gegebenenfalls können höhere Gasausbeuten erzielt werden.

Das Abwasser aus der Proteinextraktion wurde nicht aus Zuckerhirsebagasse sondern aus entölten Leguminosen gewonnen, auch hier bestehen Unsicherheiten hinsichtlich der Übertragbarkeit der Untersuchungsergebnisse zu der Originalsubstanz.

Zusammenfassend kann festgestellt werden, dass die Untersuchungsergebnisse durch die Verwendung ähnlicher Reststoffe nicht, ohne einen Fehler in die Betrachtung zu bringen, auf die Originalstoffe übertragen werden können. Dennoch können die Untersuchungsergebnisse aufgrund der Wahl eines ähnlichen Reststoffs und ähnlicher Aufbereitungsverfahren als repräsentativ angesehen werden.

### Übertragbarkeit der Gasausbeuten auf die Konzeptentwicklung

Für die Auswertung der durchgeführten Gärversuche waren folgende Zusammenhänge wichtig:

- Zeitlicher Verlauf der Gasentstehung
- Gesamtmenge des entstehenden Biogases
- Zusammensetzung des entstandenen Biogases

Für die Auswertung des entstehenden Gases wurde die tägliche Biogasausbeute über die Versuchsdauer grafisch dargestellt. Aus den daraus entstehenden Summenkurven konnte die Gesamtausbeute des entstandenen Biogases über der Versuchsdauer entnommen werden. Zudem können aus solchen Kurven Schlussfolgerungen bezüglich des Gärverlaufs bzw. der Hemmung des Gärprozesses gezogen werden. Die ermittelten Gasausbeuten lassen sich nicht uneingeschränkt in die Praxis übertragen, da dort veränderte Prozessbedingungen herrschen. Weiterhin lassen sich aus den Gärversuchen nicht alle erforderlichen Antworten für eine großtechnische Umsetzung ableiten. Wesentliche Fragestellungen bezüglich der Langzeitstabilität, der Akkumulation von Hemm- und Störstoffen sowie verfahrenstechnische Probleme durch Schwimm- oder Sinkschichtbildung bleiben offen und müssen in einem kontinuierlichen Gärversuch über einen Zeitraum von mehreren Monaten beobachtet werden. Für die Entwicklung der Konzepte wurden die in den Gärversuchen gewonnenen Ergebnisse als Richtwerte verwendet, allerdings mit einem Abschlag von 10 % versehen.

### **7.3 Entwicklung von Konzepten zur Reststoffverwertung**

Vor der Entwicklung der Konzepte wurden Vorüberlegungen formuliert, welche eine Orientierung bei der Auslegung geben sollen. Es wurden Praxiserfahrungen bei der Vergärung ähnlicher Reststoffe genannt. Für POME wurde hierbei auf Erfahrungen bei der Vergärung von Ölmühlenabwasser zurückgegriffen, für die Vergärung von Jatrophaschlamm wurden Erfahrungen aus der Vergärung von Raps- und Sonnenblumenpresskuchen genannt. Weiterhin wurde der maximale Glycerinanteil mit 5 % festgelegt. Zu den Randbedingungen, welche bei der Konzeptauslegung berücksichtigt werden sollen, zählen die Einhaltung bestimmter Nährstoffkonzentration zur Vermeidung einer Prozesshemmung. Die Ammoniumkonzentration sollte unter 5 g/l liegen, die Konzentration von Kalium, Magnesium und Kalzium unter 3 g/l. Dies konnte weitgehend eingehalten werden, lediglich in Konzept 3 liegt in der Trockenvergärung die Kaliumkonzentration bei 3,48 g/l. Die Ausführung des Biogasprozesses wurde für den mesophilen Temperaturbereich festgelegt, da einerseits eine stabile Prozessführung zu erwarten ist, andererseits eine bessere Übertragbarkeit der Gasausbeuten aus den Gärversuch erfolgen kann. Die Gasausbeuten wurden mit einem Abschlag von 10 % in die Berechnung der Gasausbeuten der Konzepte einbezogen. Ein Abschlag ist notwendig, da die Abbaubedingungen in der Praxis durch eine hö-

here Raumbelastung und niedrigere Verweilzeit erschwert gegenüber den Abbaubedingungen im Laborversuch sind.

Als Betreiberinteressen wurden die integrative Vergärung der Reststoffe sowie niedrige Investitionskosten und eine einfache verfahrenstechnische Auslegung genannt.

Die Reststoffe fallen ganzjährig und kostenlos an, die Behandlung in einer Biogasanlage ist aufgrund des vorhandenen Biogaspotenziales zweckmäßig. Die Erstellung der Konzepte steht unter der Zielstellung der Einbindung aller Reststoffe in den Prozess. Bei der Auswahl des Verfahrens soll auf eine einfache Handhabbarkeit geachtet werden um die technologische Barriere bei der Umsetzung gering zu halten. Mit der Komplexität und dem technischen Stand der Anlage steigt das Risiko eine ausreichend effiziente Betriebsführung nicht gewährleisten zu können. Dieser hätte einen Vertrauensverlust in die Biogastechnologie zur Folge, was die weitere Verbreitung wiederum erschweren würde. Weiterhin soll das Investitionsvolumen möglichst niedrig sein. Obwohl durch das ganzjährige Anfallen der Reststoffe keine Lieferengpässe und Preisansteigerungen zu erwarten sind, hat eine Biogasanlage in Indonesien nur einen geringen Spielraum um sich wirtschaftlich zu rentieren. Durch Emissionseinsparungen an Methan können Emissionszertifikate erwirtschaftet werden. Eine Vergütung des erwirtschafteten Stroms ist in der Regel nicht möglich, da keine Anbindung an das Stromnetz besteht. Es ist unklar, in wie weit der erzeugte Strom in die vorgeschalteten Prozesse eingespeist werden kann. Der eingespeiste Strom kann Strom aus fossilen Quellen ersetzen. Abhängig vom Energiemix in Indonesien kann eine Wirtschaftlichkeit durch Emissionszertifikate möglich sein. Nach der Feststellung des Düngedarfs der Plantagen kann hier ein Ersatz von Mineräldünger durch das Gärrestaufkommen erfolgen. Die erzeugte Wärme kann ebenfalls den vorgeschalteten Prozessen zugeführt werden. Der Wärmebedarf ist bislang noch unklar.

Für die Auslegung der Konzepte wurde eine Bilanzierungshilfe mittels Tabellenkalkulation erstellt. Auf vier Reitern wurden die Ergebnisse der Massenbilanzierung sowie der praktischen Untersuchungen einbezogen und konnten für die Betrachtung verschiedener Mischungsverhältnisse genutzt werden. In dem ersten Reiter wird das jährliche Reststoffaufkommen der Ölpalmpflanzung im Hauptsaisonbetrieb berechnet, so dass bei der Konzeptentwicklung vom maximalen Reststoffaufkommen im Jahr ausgegangen werden kann. Im zweiten Reiter werden das Reststoffaufkommen und der

anteilige Einsatz des Reststoffes im Biogasprozess festgelegt. Es ergibt sich der Jahresdurchsatz. Weiterhin können die zu erwartenden Gasausbeuten berechnet werden. Im dritten Reiter werden die Ergebnisse der Nährstoffanalyse einbezogen. Es ist die Menge der Makronährstoffe zu erkennen, welche in den Biogasprozess eingetragen werden. Im vierten Reiter erfolgt die Auslegung der Betriebsparameter. Ausgehend von der Größe des Netto-Behältervolumens kann die Raumbelastung je nach verwendetem Reaktortyp angepasst werden. Die Verweilzeit, die Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat sowie die Zusammensetzung des Gärrestes können abgelesen werden. Die Bilanzierung ist für eine weitere Entwicklung und Variation ausgelegt.

Die Auslegung der Konzepte orientiert sich an in der Praxis etablierten Verfahren. Dennoch besteht keine Sicherheit, dass die Umsetzung mit den gegebenen Reststoffen in der Praxis möglich sein wird. Eine Vorhersage der Prozessstabilität kann anhand der Nährstoffkonzentrationen abgeschätzt, aber nicht mit Genauigkeit vorhergesagt werden. Die erzielbaren Gasausbeuten sind ebenfalls von unterschiedlichen Faktoren abhängig. Bei der Auslegung der Konzepte wurde ein Abschlag von 10 % vorgenommen, dieser kann in der Praxis abhängig von der Prozessführung weitaus höher ausfallen. Die entwickelten Konzepte stellen Verfahrenkombinationen dar, welche nach aktuellem Kenntnisstand denkbar sind. Anhand der vorliegenden Untersuchungen kann und soll keine Realisierung der Konzepte in Indonesien erfolgen. Vor einer Realisierung muss insbesondere die Prozessstabilität unbedingt durch weitere Untersuchungen validiert werden. Die Konzepte können als Ausgangspunkt für weitere Untersuchungen gesehen werden, um das Ziel einer Kreislaufwirtschaft im Anschluss an den integrierten Produktionsprozess zu verfolgen.

### Konzept 1

Das Konzept zeichnet sich durch einen niedrigen technischen Aufwand aus. Die Vergärung aller Reststoffe soll in einem CSTR realisiert werden. Die Nährstoffkonzentrationen in der Maischegrube und in der Methanstufe liegen in einem Bereich, in welchem keine Hemmung zu erwarten ist. Allerdings können durch das ungünstige C:N:P:S- und C:N:P-Verhältnis gegebenenfalls keine stabilen Prozessbedingungen erreicht werden. Bei einer Rezirkulierung von Prozesswasser ist eine starke Hemmung durch Stickstoff zu erwarten, da dieser im anaeroben Gärprozess nicht abgebaut wird. Es sollte daher Frischwasser zum Prozesswasser zugemischt werden, um

eine Verdünnung der Stickstoffkonzentration zu bewirken. Für die Vergärung bei gewählter Raumbelastung ist eine Verweilzeit von 30 Tagen und ein Netto-Fermentervolumen von 57.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup> notwendig. In der Praxis liegt das größte, noch zu handhabende Fermentervolumen bei 4.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup>, so dass mindestens 15 Fermenter benötigt werden. Innerhalb der gegebenen Verweilzeit kann ein Abbaugrad von 54,5 % erreicht werden. Die Biogasproduktivität liegt bei 1,53 m<sup>3</sup>/(m<sub>R</sub><sup>3</sup>\*d) und ist damit etwas höher als in Konzept 2. Generell kann von einer uneffektiven Faulraumbelastung ausgegangen werden. Es fällt eine Gärrestmenge von über 660.000 t/a an, welche über einen niedrigen TR von 5,5 % verfügt. Eine Separierung ist sinnvoller als die Lagerung in einem Gärrestlager. Der abgetrennte Feststoff nimmt weniger Fläche zur Nachrotte in Anspruch.

### Konzept 2

Die Motivation für Konzept 2 liegt in der Erhöhung der Prozessstabilität durch eine Annäherung des C:N:P:S- und C:N:P-Verhältnis an optimale Verhältnisse. Da Jatrophaschlamm über einen hohen Stickstoff- und Schwefelgehalt verfügt wird er aus dem Reststoffstrom entnommen. Es ergibt sich ein C:N:P:S-Verhältnis, welches einen leichten Mangel an Stickstoff und Phosphor aufweist, das C:N:P-Verhältnis weist auf einen leichten Überschuss an Stickstoff hin. Insgesamt erfüllen die Nährstoffverhältnisse die Anforderungen eines stabilen Prozesses in einem weiteren Maße als in Konzept 1. Es ist keine Hemmung durch übermäßige Nährstoffkonzentrationen zu erwarten. Konzept 2 zeichnet sich durch einen niedrigen technischen Aufwand aus, die Vergärung erfolgt in einem CSTR. Da sich durch das Entfernen des Jatrophaschlammes der Durchsatz verringert, wird ein Behältervolumen von 45.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup>, benötigt, dies entspricht mindestens 12 Fermentern der Größe 4.000 m<sub>R</sub><sup>3</sup>. Bei gleicher Raumbelastung und gleicher Verweilzeit wie in Konzept 1 ergibt sich eine niedrigere Methanausbeute, niedrigere Biogasproduktivität und ein niedrigerer Abbaugrad. Konzept 2 zeichnet sich durch die uneffektivste Faulraumbelastung und höchste zu erwartende Prozessstabilität unter den entwickelten Konzepten aus. Die anfallende Gärrestmenge liegt bei etwa 520.000 t/a mit vergleichbarem TR wie im Konzept 1.

### Konzept 3

In Konzept 3 wird die Vergärung der Reststoffe in zwei getrennten Gärlinien realisiert. Dadurch ist eine substratspezifische Verfahrensanpassung möglich. Das PO-ME, welches in kürzerer Zeit als die übrigen Reststoffe abgebaut wird, wird in einem UASFF behandelt. Die übrigen Reststoffe werden im Pfropfenstromverfahren trocken vergärt. In beiden Gärlinien stellt sich ein geeignetes C:N:P-Verhältnis ein. Im Pfropfenstromfermenter stellt sich eine Kaliumkonzentration über 3 g/l ein, was eine Hemmung verursachen könnte. Das C:N:P:S-Verhältnis weist auf einen leichten Überschuss an Schwefel hin. Vorteilhaft gegenüber Konzept 1 und 2 ist das niedrige Netto-Fermentervolumen. Bei einem Netto-Behältervolumen von 11.700 m<sub>R</sub><sup>3</sup> sind mindestens 5 Fermenter notwendig, was wiederum einen erheblich niedrigeren Flächenbedarf als in Konzept 1 und 2 nach sich zieht. Durch die hohen Raumbelastungen wird der Faulraum effektiver belegt, es ergibt sich eine weitaus höhere Biogasproduktivität als in den übrigen Konzepten. Allerdings ist durch die verkürzte Verweilzeit der erreichte Abbaugrad ebenfalls niedriger. Es wird eine höhere Methanausbeute erzielt als in Konzept 2. Jährlich ist mit einem Gärrestaufkommen von etwa 167.000 t zu rechnen. Der TR liegt bei 15,8 %, so dass weniger Flächen zur Nachrotte benötigt wird.

Bei der Auswahl einer Vorzugslösung wurden die Wirtschaftlichkeit des Biogasprozesses, der Schwierigkeitsgrad der Verfahrenstechnik sowie die Prozessstabilität betrachtet. Die Investitionskosten sind weitgehend von dem benötigten Fermentervolumen abhängig. Daher hat Konzept 3 gegenüber Konzept 1 und 2 den niedrigsten Investitionsbedarf. Ein weiterer Faktor, welcher die Wirtschaftlichkeit beeinflussen, ist die verfahrenstechnische Ausführung der Anlage. Eine Trockenfermentation ist verfahrenstechnisch aufwändiger als eine Nassfermentation, dies kann sich in höheren Kosten niederschlagen. Da hierfür keine genaueren Aussagen möglich sind, wurde der Investitionsbedarf ausschließlich anhand des benötigten Fermentervolumens abgeschätzt. Bei den Betriebskosten sind keine großen Unterschiede festzustellen, da die Reststoffe ohne Aufpreis genutzt werden können. Bei den Konzepten 1 und 2 muss anfänglich zum Einstellen eines geeigneten TR Frischwasser zugegeben werden, so dass Konzept 3 am vorteilhaftesten ausgelegt ist. Die Erlösmöglichkeiten steigen mit der erzeugten Methanmenge, so dass hier Konzept 1 als vorteilhaftesten bewertet wurde. Allerdings muss hierbei auch berücksichtigt werden, dass ein Erlös

erst möglich wird, nachdem sich die Investitionskosten amortisiert haben. In einer Wirtschaftlichkeitsrechnung wäre zu prüfen, ob nicht doch mit Konzept 3 über einen kürzeren Zeitraum Gewinne erwirtschaftet werden können.

Hinsichtlich der Prozessstabilität ist Konzept 2 am positivsten zu bewerten. Konzept 1 verfügt über ein unausgewogenes C:N:P-Verhältnis, in Konzept 3 wird die in der Literatur angegebene Konzentration überschritten, bei welcher eine Kaliumhemmung auftreten kann. Da Konzept 2 nur hinsichtlich der Prozessstabilität unter den Konzepten am positivsten bewertet wird, kann hier der Blick auf eine Optimierung der Konzepte 1 und 3 gerichtet werden. Eine Optimierung des Konzeptes 1 zur Steigerung der Prozessstabilität kann beispielsweise durch ein Einbringen einer reduzierten Menge Jatrophaschlamm erreicht werden. Eine Optimierung des Konzeptes 3 kann beispielsweise durch die Reduzierung der eingebrachten Menge an Ölpalmschlamm, einer Kaliumquelle, erfolgen.

Hinsichtlich des verfahrenstechnischen Anspruchs der Konzepte werden die Konzepte 1 und 2 gleichwertig bewertet. Die Nassvergärung hat gegenüber der Trockenvergärung generell die Vorteile, dass eine erleichterte Gasfreisetzung erfolgt, günstigere Wärme- und Stoffaustauschbedingungen und eine günstigere Substratdurchmischung erzielt werden. Es kann eine günstigere Misch- und Fördertechnik verwendet werden als bei der Trockenvergärung. Bei Konzept 3 steigt durch die getrennte Behandlung des POME der technische Aufwand, da zwei verschiedene Reaktortypen eingesetzt werden. Eine mesophile Trockenvergärung ist nicht üblich, aber möglich<sup>15</sup>. Bei der Bewertung der verfahrenstechnischen Handhabbarkeit wog das Argument stark, dass es sich bei den Verfahren in Konzept 3 um etablierte und in der Praxis erprobte Verfahren handelt. Weiterhin wird ein technischer Wissenstransfer mit Indonesien angenommen, der das technische Know-How der Biogastechnologie mit einschließt.

Als Vorzugslösung wurde Konzept 3 ausgewählt. Es verfügt wahrscheinlich über die niedrigsten Investitions- und Betriebskosten. Hinsichtlich der Prozessstabilität kann eine Adaption der Bakterien vermutet werden, da die Kaliumkonzentration nur knapp über der Literaturangaben zur Hemmung liegt. Bei der Verfahrenstechnik handelt es sich um erprobte und etablierte Verfahren.

---

<sup>15</sup> Nach Auskunft der Strabag Umwelтанlagen GmbH

### Übertragbarkeit der Konzepte

Bei der Auslegung der Konzepte wurde der maximale Reststoffanfall im Jahr betrachtet. Die Zusammensetzung ergibt aus dem Reststoffanfall der Palmölgewinnung in der Hauptsaison sowie dem Reststoffaufkommen bei Ernte der Zuckerhirse. Die Jatropha wird ganzjährig geerntet und verarbeitet, es ergibt sich ein über den Jahresverlauf gleichmäßiger Reststoffanfall. Für die Übertragbarkeit der Konzepte ist zu beachten, dass sich je nach Jahreszeit eine unterschiedliche Zusammensetzung des Gärsubstrates ergibt. Für eine gleichmäßige Beschickung der Biogasanlage sind daher Pufferbehälter notwendig.

Die Konzepte wurden aus Gründen der Prozessstabilität für den mesophilen Temperaturbereich ausgelegt. Insbesondere für Konzept 3 kann eine thermophile Fahrweise in Betracht gezogen werden. Die Stickstoffkonzentrationen im Gärsubstrat sind niedrig, so dass keine Ammoniakbildung zu erwarten ist. Weiterhin wurde in Tabelle 2-7 deutlich, dass POME für eine thermophile Vergärung geeignet ist. Auch für die Trockenvergärung der Feststoffe in Konzept 3 kann bei höheren Temperaturen mit einem schnelleren Abbau gerechnet werden. In Kapitel 2.7.3 wurde erwähnt, dass kontinuierliche Gärversuche mit Zuckerhirsebagasse stabilere Prozessbedingungen aufwiesen als Gärversuche im mesophilen Temperaturbereich. Bagasse stellt den größten Anteil des Gärsubstrats in Konzept 3, eine thermophile Fahrweise ist daher in Betracht zu ziehen.

## 8 Ausblick

Im Rahmen dieser Diplomarbeit sollte die Möglichkeit einer geschlossenen Kreislaufwirtschaft bei Realisierung eines integrierten Produktionsprozesses aus der Palmölgewinnung, der Biodieselherstellung aus *Jatropha* und der Zuckergewinnung aus Zuckerhirse betrachtet werden. Für den weiteren Verlauf des Projektes ist es notwendig, das gesamte Reststoffaufkommen aus dem integrierten Produktionsprozess zu katalogisieren und soweit möglich Informationen über die Zusammensetzung der Reststoffe zu sammeln. Die Reststoffe aus der Palmölproduktion sind in der Literatur gut beschrieben. Für Reststoffe aus der modifizierten Biodieselproduktion sowie der Proteinextraktion werden weitere Laboruntersuchungen notwendig sein. Auch die veränderten Massenbilanzen sind zu sammeln. Der Energiebedarf der Produktionsprozesse sollte ebenfalls erfasst werden, da dies einen wesentlichen Auslegungsfaktor für den anschließenden Biogasprozess darstellt.

Durch die Kopplung verschiedener Produktionsprozesse können weiterhin Synergieeffekte genutzt werden. Beispielsweise werden nach Stand der Technik die Fasern und Schalen aus der Palmölgewinnung zur Energiebereitstellung der Ölmühle verbrannt. Kann durch den Biogasprozess genügend Energie zum Ölmühlenbetrieb bereit gestellt werden, so kann durch den Verkauf der Fasern und Schalen als Festbrennstoff eine weitere Einnahmequelle erschlossen werden. Weiterhin werden die FFB im Druckkessel sterilisiert. Hier könnte der heiße Dampf zum thermischen Aufschluss der Bagasse genutzt werden, um eine bessere Abbaubarkeit im Biogasprozess zu erreichen.

Die praktischen Versuche sowie die Konzeptentwicklung sind ein Schritt Richtung nachhaltiger Kreislaufwirtschaft in Indonesien. Die Biogastechnologie hat in diesem Land bereits eine lange Geschichte, konnte sich aber dennoch bislang nicht im großen Maßstab etablieren. Die in dieser Arbeit gewonnenen Erkenntnisse sollen als Arbeitsgrundlage für die weiteren Untersuchungen dienen. Orientierend an den entworfenen Konzepten muss die Abbaubarkeit der Reststoffe in einem kontinuierlichen Gärversuch über einen längeren Zeitraum untersucht werden. Hierbei sind niedrigere Biogas- und Methanausbeuten zu erwarten als im diskontinuierlichen Gärversuch.

Bei diesem kontinuierlichen Gärversuch soll festgestellt werden, welche Biogas- und Methanausbeuten realisiert werden können. Dies ist für die Dimensionierung der Gastechnik sowie der Stromgewinnung ausschlaggebend. Der kontinuierliche Gärversuch kann im mesophilen oder im thermophilen Temperaturbereich gefahren werden. Eine thermophile Betriebsführung wäre vorzuziehen, da die Reststoffe teilweise bei hohen Temperaturen anfallen. Mit der Prozesstemperatur steigt die Abbaugeschwindigkeit, die Fermenter könnten kleiner dimensioniert werden. Dies würde die Investitionskosten reduzieren. Zur Fermenterbeheizung kann die Abwärme der Verbrennungsaggregate genutzt werden.

Auftretende verfahrenstechnische Probleme sollen erst im Labormaßstab betrachtet werden. Sobald eine stabile Prozessführung erreicht ist, können weitere Schritte zur Realisierung in Indonesien unternommen werden. Es wird ein Zeitraum von mehr 172 Tagen empfohlen. Nach Literaturwerten war dies der längste Zeitraum in dem die Vergärung von Jatropha-Presskuchen stabil verlief. Um eine ausreichende Stabilität auch unter Praxisbedingungen zu gewährleisten sollte dieser Zeitraum überschritten werden.

Im Wechsel zwischen Haupt- und Nebensaison ändert sich die Zusammensetzung der Beschickungschargen. Der Wechsel von Haupt- auf die Nebensaison ist durch eine Verringerung der Raumbelastung und einer Erhöhung der Verweilzeit gekennzeichnet. Dadurch ergeben sich verbesserte Prozessbedingungen, es kann eine Stabilisierung des Anlagenbetriebes erwartet werden. Problematischer hingegen erscheint der Wechsel von Neben- auf Hauptsaison. Durch die plötzliche Erhöhung der Raumbelastung und Verringerung der Verweilzeit ist die im Fermenter befindliche Biozönose einer Schockbelastung ausgesetzt. In wie weit eine Gefährdung der Prozessstabilität zu erwarten ist, soll im kontinuierlichen Gärversuch untersucht werden.

Bis zur Realisierung eines Biogasprozesses in Indonesien besteht noch erheblicher Forschungsbedarf. Dennoch ist langfristig von einem ökologischen und ökonomischen Nutzen auszugehen, der hierbei als Motivation dient.

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1: Übersicht Prozessverlauf .....	8
Abbildung 2-1: Der anaerobe Abbauprozess (bearbeitet nach [7]) .....	9
Abbildung 2-2: Trockenrückstand und organischer Trockenrückstand.....	12
Abbildung 2-3: Einteilung des oTR in Stoffgruppen nach Weender [10] .....	12
Abbildung 2-4: Mögliche Verläufe der Gasproduktion im Batch-Fermenterversuch [12] .....	14
Abbildung 2-5: volldurchmischter Fermenter mit Axialrührwerk und Pfpfenstromfermenter [9] .....	17
Abbildung 2-6: Querschnitt durch Palmfrucht [18].....	21
Abbildung 2-7: Massenbilanz der Palmfruchtaufbereitung [Quelle: GEA Westfalia]..	22
Abbildung 2-8: Reifestadien der Jatrophafrucht [46] .....	28
Abbildung 2-9: Zusammensetzung der Jatropha (bearbeitet nach [47]).....	29
Abbildung 2-10: Verfahrensschema Biodieselherstellung .....	30
Abbildung 2-11: Halme der Zuckerhirse [71].....	34
Abbildung 3-1: Massenbilanz der Palmfruchtaufbereitung mit Eco-D-Dekanter.....	38
Abbildung 3-2: Verfahrensschema der Ölextraktion aus Jatropha (Quelle GEA).....	41
Abbildung 3-3: Verfahrensschema Zuckerextraktion aus Zuckerhirse .....	43
Abbildung 3-4: Verfahrensschema der Proteinextraktion (Quelle: Fraunhofer IVV) ..	44
Abbildung 3-5: Betrachtung der Reststoffe im Gesamtsystem .....	46
Abbildung 4-1: Testapparatur mit Wasserbad [12].....	51
Abbildung 4-2: Ölpalmschlamm: Originalprobe, getrocknet, geglüht.....	55
Abbildung 4-3: Jatrophaschlamm: Originalprobe, getrocknet, geglüht .....	55
Abbildung 4-4: Glycerin: Originalprobe, getrocknet, geglüht .....	55
Abbildung 4-5: Bagasse: Originalprobe, getrocknet, geglüht .....	56
Abbildung 4-6: Abwasser der Proteinextraktion: Originalprobe, getrocknet, geglüht.	56
Abbildung 4-7: Biogasproduktion von POME im Gärversuch.....	61
Abbildung 4-8: Gasproduktion von Ölpalmschlamm im Gärversuch .....	62
Abbildung 4-9: Gasproduktion von Jatrophaschlamm im Gärversuch.....	63
Abbildung 4-10: Gasproduktion von Glycerin im Gärversuch.....	64
Abbildung 4-11: Gasproduktion von Bagasse im Gärversuch.....	65
Abbildung 4-12: Gasproduktion von Abwasser aus der Proteinextraktion im Gärversuch .....	66
Abbildung 5-1: Reiter „Betrieb Ölmühle“ der Excel-Bilanzierung.....	77
Abbildung 5-2: Reiter "Durchsatz" der Excel-Bilanzierung .....	78
Abbildung 5-3: Reiter "Nährstoffe" der Excel-Bilanzierung.....	79
Abbildung 5-4: Reiter "Betriebsparameter" der Bilanzierung.....	80
Abbildung 5-5: Verfahrensfliießbild Konzept 1 .....	81
Abbildung 5-6: Verfahrensfliießbild Konzept 2 .....	84
Abbildung 5-7: Verfahrensfliießbild Konzept 3 .....	88
Abbildung 7-1: Unbereinigte Methanproduktion des Abwassers aus der Proteinproduktion.....	89

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-1: Biogaszusammensetzung [9] .....	10
Tabelle 2-2: Faulraumbelastung nach Fermentertyp [4].....	18
Tabelle 2-3: Hydraulische Verweilzeiten nach Fermentertyp [9] .....	19
Tabelle 2-4: Eigenschaften von POME und gesetzliche Einleitungsgrenzwerte [21], [24], [23] .....	24
Tabelle 2-5: Zusammensetzung der POME-Teilströme [24] .....	24
Tabelle 2-6: Übersicht mesophiler Gärversuche mit POME .....	26
Tabelle 2-7: Übersicht thermophiler Gärversuche mit POME .....	27
Tabelle 2-8: Zusammensetzung von Jatrophapresskuchen [49], [53].....	31
Tabelle 2-9: Versuchsergebnisse der kontinuierlichen Vergärung von Jatrophapresskuchen .....	31
Tabelle 2-10: Zusammensetzung von Rohglycerin aus der Biodieselherstellung [58] .....	32
Tabelle 2-11: Zusammensetzung Zuckerhirsebagasse [73], [74].....	35
Tabelle 2-12: Übersicht mesophiler Gärversuche mit Zuckerhirsebagasse .....	36
Tabelle 2-13: Übersicht thermophiler Gärversuche mit Zuckerhirsebagasse .....	36
Tabelle 3-1: Abschätzung der Eigenschaften des POME aus dem Eco-D-Prozess..	40
Tabelle 3-2: Untersuchungsergebnisse Ölpalmschlamm [79] .....	40
Tabelle 3-3: Übersicht der produktbezogenen Reststoffmenge .....	46
Tabelle 3-4: Überblick der untersuchten Reststoffe .....	47
Tabelle 4-1: Übersicht Gäransätze zur Biogasbestimmung .....	53
Tabelle 4-2: Übersicht Gäransätze zur Methanbestimmung .....	53
Tabelle 4-3: pH-Werte der Reststoffe.....	54
Tabelle 4-4: TR und oTR der Reststoffe .....	57
Tabelle 4-5: Ergebnisse der Nährstoffanalyse .....	58
Tabelle 4-6: Vergleich Literaturwerte POME mit Ergebnissen der Nährstoffanalyse	59
Tabelle 4-7: Ergebnisse der Gärversuche.....	67
Tabelle 5-1: Gasausbeuten für die Auslegung der Konzepte .....	74
Tabelle 5-2: Berechnung der Betriebszeiten einer Ölpalmmühle .....	76
Tabelle 5-3: Nährstoffkonzentrationen Konzept 1 .....	82
Tabelle 5-5: Nährstoffkonzentrationen Konzept 2 .....	84
Tabelle 5-7: Nährstoffkonzentrationen Konzept 3 .....	86
Tabelle 5-8: Nährstoffkonzentrationen Konzept 3 nach Verdünnung auf einen TR von 25 %.....	87
Tabelle 5-9: Nährstoffkonzentrationen Konzept 3 nach Verdünnung auf einen TR von 10 %.....	87
Tabelle 5-11: Vergleichender Überblick der Konzepte .....	89
Tabelle 6-1: Zusammensetzung der Gärreste aus den Konzepten .....	89
Tabelle 6-2: Abdeckung des Düngebedarfs der Ölpalmpflanzung durch die Gärreste aus den Konzepten .....	89

## Abkürzungsverzeichnis

MW	Megawatt
CDM	Clean Development Mechanism, Mechanismus für umweltverträgliche Entwicklung
CO <sub>2</sub>	Kohlenstoffdioxid
CER	Certified Emission Reduction; Zertifikat für Emissionsreduzierung
IPOFPC	Integrated Production of Fuels, Products and Chemicals; Integrierte Produktion von Treibstoff, Produkten und Chemikalien
BMBF	Bundesministerium für Bildung und Forschung
H <sub>2</sub>	Wasserstoff
CH <sub>4</sub>	Methan
TR	Trockenrückstand
oTR	Organischer Trockenrückstand
TM	Trockenmasse
oTM	Organische Trockenmasse
NfE	Stickstofffreie Extraktstoffe
NDF	Neutral Detergent Fibre; Neutrale Detergentienfaser
ADF	Acid Detergent Fibre; Saure Detergentienfaser
ADL	Acid Detergent Lignin; Saures Detergentienlignin
FM	Frischmasse
NI	Normliter- Volumen eines Gases bei Normbedingungen
C	Kohlenstoff
N	Stickstoff
P	Phosphor
Na	Natrium
K	Kalium
Ca	Kalzium
Mg	Magnesium
H <sub>2</sub> S	Schwefelwasserstoff
Na <sub>2</sub> S	Natriumsulfid
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	Phosphat
K <sub>2</sub> O	Kaliumoxid
CaO	Kalziumoxid
CSTR	Continous Stirred Tank Reactor
FFB	Fresh fruit brunche;: frische Fruchtbündel
EFB	Empty fruit brunches; leere Fruchtbündel
POME	Palm oil mill effluent; Palmölmühlenabwasser
BSB	Biologischer Sauerstoffbedarf
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
UASB	Upflow anaerobic sludge bed reactor
UASFF	Upflow anaerobic sludge-fixed film reactor
EGSB	Expanded granular sludge bed
FAME	Fatty Acid Methyl Ester; Biodiesel
NMVFR	Non-mixed vertical flow reactor; nicht gerührter Aufwärtstromreaktor
OSR	Occasionally Stirred Reactor; gelegentlich gerührter Reaktor
CaCl <sub>2</sub>	Kalziumchlorid
DIN	Deutsches Institut für Normung

ICP-OES	inductively coupled plasma optical emission spectrometry; optische Emissionsspektrometrie mittels induktiv gekoppeltem Plasma
VDLUFA	Verband Deutscher Landwirtschaftlicher Forschungs- und Ver- suchsanstalten
VDI	Verein Deutscher Ingenieure
MgO	Magnesiumoxid

## Literaturverzeichnis

1. Weltbank (2009): *Investing in a more sustainable Indonesia: country environmental analysis, Kapitel 8: Energy and Climate Change*.  
Internet:  
<http://siteresources.worldbank.org/INTINDONESIA/Resources/Publication/280016-1235115695188/5847179-1258084722370/chapter8.en.pdf>.  
aufgerufen am 20.08.2011.
2. SNV Netherlands Development Organisation (2009): *Feasibility of a national programme on domestic biogas in Indonesia*.  
Internet:  
[http://www.snvworld.org/en/Documents/Feasibility\\_study\\_Indonesia\\_2009.pdf](http://www.snvworld.org/en/Documents/Feasibility_study_Indonesia_2009.pdf)  
aufgerufen am 20.08.2011.
3. SNV Netherlands Development Organisation (2010): *Domestic Biogas Newsletter*.  
Internet:  
[http://www.snvworld.org/en/ourwork/Documents/SNV\\_Domestic\\_Biogas\\_New\\_sletter\\_-\\_issue\\_2\\_-\\_January\\_2010.pdf](http://www.snvworld.org/en/ourwork/Documents/SNV_Domestic_Biogas_New_sletter_-_issue_2_-_January_2010.pdf).  
aufgerufen am 20.08.2011.
4. Forster, P., Ramaswamy, V. u. a.(2007): *Changes in Atmospheric Constituents and in Radiative Forcing*.  
in *Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*.  
Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA. S. 212.
5. United Nations Environmental Program (2007): *Guidebook to Financing CDM Projects*.  
Internet: <http://cd4cdm.org/Publications/FinanceCDMprojectsGuidebook.pdf>  
aufgerufen am 20.08.2011.
6. United Nations Framework Convention on Climate Change: *CDM project search*.  
Internet: <http://cdm.unfccc.int/Projects/projsearch.html>.  
aufgerufen am 20.08.2011.
7. Bischoffsberger, W. u.a (2005): *Anaerobtechnik*,  
2., vollständig überarbeitete Auflage  
Springer Verlag, Berlin.
8. Schulz, H. und Eder, B. (2006): *Biogas-Praxis*.  
3. vollständig überarbeitete und erweiterte Auflage  
ökobuch, Staufen bei Freiburg.

9. Kaltschmitt, M. u.a. (2009): *Energie aus Biomasse- Grundlagen, Techniken und Verfahren*. Springer Verlag, Berlin.
10. Wurm, K. (2010): *Grundlagen zur Rationsberechnung für Milchkühe*. in *Tierärztetagung Raumberg-Gumpenstein*, 2010, Raumberg-Gumpenstein.
11. UFA AG (2003): *Rohfaser genügt nicht*.  
Internet:  
[http://www.ufa.ch/Tiere/Milchvieh/Milchgehalte/Raufutterbewertung\\_s.asp](http://www.ufa.ch/Tiere/Milchvieh/Milchgehalte/Raufutterbewertung_s.asp).  
aufgerufen am 06.07.2010.
12. VDI-Richtlinie 4630 (2006): *Vergärung organischer Stoffe: Substratcharakterisierung, Probennahmen, Stoffdatenerhebung, Gärversuche*. Beuth Verlag, Berlin.
13. Fachagentur für nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), (2010): *Leitfaden Biogas- Von der Gewinnung bis zur Nutzung*. 5., vollständig überarbeitete Auflage, Gülzow.
14. Linke, B. und Mähner, P.(2006): *Einfluss der Raumbelastung auf die Gasausbeute von Gülle und nachwachsenden Rohstoffen*. in *Jahrestagung des Fachverbandes Biogas e. V.* , Nürnberg.
15. Fachagentur für nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), (2006): *Handreichung Biogasgewinnung und –nutzung*. Gülzow
16. FAO - Food and Agriculture Organization of the UN (1993-2007): *Elaeis guineensis*.  
Internet: <http://ecocrop.fao.org/ecocrop/srv/en/cropView?id=972>.  
aufgerufen am 07.08.2011.
17. Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie GmbH (2007): *Sozial-ökologische Bewertung der stationären energetischen Nutzung von importierten Biokraftstoffen am Beispiel von Palmöl*.  
Internet:  
[http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/palmoel\\_studie\\_wi.pdf](http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/palmoel_studie_wi.pdf)  
aufgerufen am 07.08.2011
18. ohne Autor (2009): *All about palm oil*.  
Internet: <http://palmoilasia.files.wordpress.com/2009/02/palmoil.jpg>.  
aufgerufen am 12.07.2011.
19. Weinrich, M. (2010): *Biosprit auf Kosten des Regenwaldes- Palmölanbau in Südostasien*. 1. Auflage, Grin Verlag, Norderstedt.
20. Escon Gruppe (o.J.): *Palmöl - Gewinnung*.  
Internet: <http://www.ewa.ag/die-plantagen/produktion>.  
aufgerufen am 12.07.2011

21. Lam, M.K. und K.T. Lee, K.T. (2011): *Renewable and sustainable bioenergies production from palm oil mill effluent (POME): Win-win strategies towards better environmental protection*.  
Biotechnology Advances, Vol. 29: S. 124-141.
22. Edewor, J.O.(1986) *A Comparison of Treatment Methods for Palm Oil Mill Effluent (POME) Wastes*.  
Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol. **36**, S. 212-218.
23. Schuchardt, F., u a. (2001): *Feasibility study on Full-Scale Plants for Treatment of Waste Water and Solid Waste from Palm Oil Mills*.  
Abschlussbericht für das Bundesministerium für Bildung und Forschung, Förderkennzeichen 00339738.
24. Wu, T.Y., u. a.(2010): *Pollution control technologies for the treatment of palm oil mill effluent (POME) through end-of-pipe processes*.  
Journal of Environmental Management, Vol. 91: S. 1467-1490.
25. Yacob, S., u.a. (2005): *Baseline study of methane emission from open digestion tanks of palm oil mill effluent treatment*.  
Chemosphere, Vol. 59, S. 1575-1581.
26. Borja, R. und Banks, C.J.(1994b): *Treatment of palm oil mill effluent by upflow anaerobic filtration*.  
Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol. 61, S. 103-109.
27. Najafpour, G.D. u. a. (2006): *High-rate anaerobic digestion of palm oil mill effluent in an upflow anaerobic sludge-fixed film bioreactor*.  
Process Biochemistry, Vol. 41, S. 370-379.
28. Tong, S.L. und Jafaar, A.B. (2006): *POME Biogas Capture, upgrading and utilization*.  
Palm Oil Engineering Bulletin, Vol 78: S. 11-17.
29. Yacob, S., u. a. (2006): *Baseline study of methane emission from anaerobic ponds of palm oil mill effluent treatment*.  
Science of the Total Environment, 2006a. Vol. 36: S. 187-196.
30. Chan, K.S. und Chooi, C.F. (1984): *Ponding System for palm oil mill effluent treatment*.  
in *Proceedings of the Regional Workshop on Palm Oil Mill Technology & Effluent Treatment*. 1984.
31. Yacob, S., u. a. (2006b): *Start-up operation of semi-commercial closed anaerobic digester for palm oil mill effluent treatment*.  
Process Biochemistry, Vol. 41: S. 962-964.
32. Borja, R. und Banks, C.J. (1995): *Comparison of an anaerobic filter and an anaerobic fluidized bed reactor treating palm oil mill effluent*.  
Process Biochemistry, Vol. 30: S. 511-521.

33. Borja, R. and Banks, C.J. (1994a): *Anaerobic digestion of palm oil mill effluent using an up-flow anaerobic sludge blanket reactor*  
Biomass and Bioenergy, Vol. 6, S. 381-389.
34. Borja, R., Banks, C.J. und Sanchez, E. (1996): *Anaerobic Treatment of palm oil mill effluent in a two-stage up-flow sludge blanket (UASB) system.*  
Journal of Biotechnology, Vol. 45: S. 125-135.
35. Choorit, W. und Wisarnwan, P. (2006): *Effect on temperature on the anaerobic digestion of palm oil mill effluent.*  
Electronic Journal of Biotechnology, Vol. 10 Nr.3, S.376-385.
36. Zhang, Y., u. a. (2008): *Startup and operation of anaerobic EGSB reactor treating palm oil mill effluent.*  
Journal of Environmental Sciences, Vol. 20, S. 658-663.
37. Cail, R.G. und Barford, J.P. (1985): *Mesophilic Semi-Continuous Anaerobic Digestion of Palm Oil Mill Effluent.*  
Biomass Vol. 7, Nr. 4, S. 287-295.
38. Poh, P.E. und Chong, M.F.(2009): *Development of anaerobic digestion methods for palm oil mill effluent (POME) treatment.*  
Bioresource Technology, Vol. 100: S. 1-9.
39. Tay, J.-H.,(1991): *Complete reclamation of oil palm wastes.*  
Resources, Conservation and Recycling, Vol. 5, S. 383-392.
40. Borja-Padilla, R. und Banks, C.J. (1993): *Thermophilic treatment of palm oil mill effluent.*  
Biotechnology Letters, Vol. 15, Nr. 7, S. 761-766.
41. Cail, R.G. und Barford, J.P. (1985b): *Thermophilic Semi-Continuous Anaerobic Digestion of Palm-oil Mill Effluent.*  
Agricultural Wastes, Vol. 13: S. 295-304.
42. Wu, T.Y., u. a. (2009): *A holistic approach to managing palm oil mill effluent (POME)*  
Biotechnological advances in the sustainable reuse of POME.  
Biotechnology Advances, Vol. 27, S. 40-52.
43. Schuchardt, F., Wulfert, K. und Darnoko, D. (2005): *Neues Verfahren zur kombinierten Behandlung von Abfällen (EFB) und Abwasser (POME) aus Palmölmühlen - technische, ökonomische und ökologische Aspekte.*  
Landbauforschung Völkenrode, Vol. 55, S. 47-60.
44. El Bassam, N., (2010): *Handbook of bioenergy crops: a complete reference to species, development and application.*  
Earthscan, London. S. 207-213. ISBN: 987-1-84407-854-7

45. FAO - Food and Agriculture Organization of the UN (1993-2007): *Jatropha curcas*.  
Internet: <http://ecocrop.fao.org/ecocrop/srv/en/cropView?id=1297>.  
aufgerufen am 07.10.2011.
46. Onuma, K. (2012): *Natural pain relief from a poisonous shrub called Jatropha curcas*.  
Internet: <http://biomechanism.com/natural-pain-relief-from-a-poisonous-shrub-called-jatropha-curcas/>.  
aufgerufen am 11.01.2012.
47. Brittain, R. und Litaladio, N. (2010): *Jatropha- A Smallholder Bioenergy Crop*, in *The Potential for Poor-Poor Development*.  
Food and Agricultural Organization of the United Nations, Rome.  
ISBN 978-92-5-106438-2.
48. Wirawan, S.S. (2009): *Potential of Jatropha curcas L.*  
Foliensatz.  
Internet:  
<http://www.bioenergytrade.org/downloads/tsukuba06wirawanpotentialofjatropha-curcas.pdf>  
aufgerufen am 10.08.2011.
49. Achten, W.M.J., u a. (2008): *Jatropha bio-diesel production and use*.  
Biomass and Bioenergy, Vol. 32, S. 1063-1084.
50. Yusuf, N.N.A.N., Kamarudin, S.K. und Yaakub, Z. (2011): *Overview on the current trends in biodiesel production*.  
Energy Conversion and Management, Vol. 52, S. 2741–2751.
51. Schriftliche Mitteilung von Greve, A. an Krassowski, J.  
Titel: *IPOFPC - Reststoffe für die Vergärung*,  
Oberhausen, 2011, siehe Anhang.
52. Geitmann, S. (2005): *Erneuerbare Energien und alternative Kraftstoffe*,  
Hydrogeit Verlag, Kremmen, S. 57-62.
53. Schmidt, T. (2011): *Anaerobic digestion of Jatropha curcas L. press cake and effects of an iron-additive*.  
Waste Management & Research, Vol. 29, S. 1171-1176.
54. Kumar, A. and Sharma, S. (2008): *An evaluation of multipurpose oil seed crop for industrial uses (Jatropha curcas L.): A review*.  
Industrial Crops and Products, Vol. 28, S. 1-10.
55. Staubmann, R., et al., *Biogas Production from Jatropha curcas Press-Cake*.  
Applied Biochemistry and Biotechnology, Vol. 63-65, S. 457ff.

56. Chandra, R., u. a. (2011): *Production of methane from anaerobic digestion of jatropha and pongamia oil cakes*. Applied Energy, in press.
57. Ali, N., Kurchania, A.K. und Babel, S. (2010): *Bio-methanisation of Jatropha curcas defatted waste*. Journal of Engineering and Technology Research, Vol. 2, Nr. 3, S. 38-43.
58. Erb, D., Büeler, E. und Spicher, M. (2008): *Monovergärung von Glycerin- Vergärung von einem Substrat in dominierender Menge*. Abschlussbericht im Auftrag des Bundesamtes für Energie, Schweiz. Projektnummer 152384.
59. Hutnan, M., u. a. (2009): *Possibilities of anaerobic treatment of crude glycerol from biodiesel production*. in *Proceedings of 36th International Conference of Slovak Society of Chemical Engineering*, Slovak University of Technology, Bratislava, Slovak Republic.
60. Chen, Y., Cheng, J.J. und Creamer, K.S. (2008): *Inhibition of anaerobic digestion process: a review*. Bioresource Technology, Vol. 99, S. 4044-4064.
61. Lefebvre, O. und Moletta, R. (2006): *Treatment of organic pollution in industrial saline wastewater: a literature review*. Water Research, Vol. 40, S. 3671-3682.
62. Soto, M., Mendez, R. und Lema, J.M. (1993): *Sodium inhibition and sulphate reduction in the anaerobic treatment of mussel processing wastewaters*. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol. 58, S. 1-7.
63. Liu, Y. und Boone, D.R. (1991): *Effects of salinity on methanogenic decomposition*. Bioresource Technology, Vol. 35, S. 271-273.
64. Amon, T., u. a. (2006): *Optimising methane yield from anaerobic digestion of manure: effects of dairy systems and of glycerine supplementation*. *International Congress Series*, Vol. 1293, S. 217-220.
65. Ferreira, L., u. a. (2007): *Fruitwastes bioconversion for anaerobic co-digestion with pig manure. Process development for the recycling in decentralised farm scale plants*. in: *Proceedings of the International Conference Progress in Biogas*, Stuttgart.
66. Soldano, M., Fabbri, C. und Piccinini, S. (2007): *Co-digestion plant in dairy cattle farm in Emilia Romagna region (Italy)*. in *Proceedings of the International Conference Progress in Biogas*. 2007. Stuttgart, Germany.

67. Álvarez, J.A., Otero, L. und Lema., J.M. (2010): *A methodology for optimising feed composition for anaerobic co-digestion of agroindustrial wastes*. Bioresource Technology, Vol. 101, S. 1153-1158.
68. Ma, J., u a. (2008): *Improvement of the anaerobic treatment of potato processing wastewater an a UASB reactor by co-digestion with glycerol*. Biotechnology Letters, Vol. 30, S. 861-867.
69. Kuratorium für Technik und Bau in der Landwirtschaft. e.V., (KTBL) (2010): *Gasausbeuten in landwirtschaftlichen Biogasanlagen*. KTBL- Heft 88, 2. überarbeitete Auflage, Darmstadt.
70. Santibáñez, C., Varnero, M.T. und Bustamante, M. (2011): *Residual Glycerol from Biodiesel Manufacturing, Waste or Potential source of Bioenergy: A Review*. Chilean Journal of Agricultural Research, Vol. 71, Nr. 3, S. 469-475.
71. FAO - Food and Agriculture Organization of the UN (1993-2007): *Sorghum bicolor*. .  
Internet: <http://ecocrop.fao.org/ecocrop/srv/en/cropView?id=48747>.  
aufgerufen am 10.10.2011.
72. Grassi, G. (2001): *SWEET SORGHUM One of the best world food-feed-energy crop*.  
Infomaterial der European Biomass Association.  
Internet:  
[http://www.eubia.org/fileadmin/template/main/res/pdf/publications/04\\_Brochures\\_Leaflets/LAMNET%20-%20sweet%20sorghum.pdf](http://www.eubia.org/fileadmin/template/main/res/pdf/publications/04_Brochures_Leaflets/LAMNET%20-%20sweet%20sorghum.pdf).  
aufgerufen am: 25.12.2011.
73. Jerger, D.E. und Chynoweth, D.R. (1987): *Anaerobic Digestion of Sorghum Biomass*.  
Biomass, Vol. 14, S. 99-113.
74. Panagiotopoulos, I.A. u. a. (2010): *Pretreatment of sweet sorghum bagasse for hydrogen production by Caldicellulosiruptor saccharolyticus*.  
International Journal of hydrogen energy, Vol. 35, S. 7738-7747.
75. Antonopoulou, G. u. a. (2008): *Biofuels generation from sweet sorghum: Fermentative hydrogen production and anaerobic digestion of the remaining biomass*.  
Bioresource Technology, Vol. 99, S. 110-119.
76. Gamez, S., u. a. (2006): *Study of the hydrolysis of sugar cane bagasse using phosphoric acid*.  
Journal of Food Engineering, Vol. 74, S. 78–88.
77. Negro, M.J., u. a. (1999): *Composting of sweet sorghum bagasse with other wastes*.  
Bioresource Technology, Vol. 67, S. 89-92.

78. GEA Westfalia Separator Group GmbH (2010): *Nachhaltigkeit beim Palmölprozess*. Infobroschüre, siehe Anhang.
79. Wulfert-Prahl, K. (2007): *Versuchsbericht -Gärtest mit Eco-D-Schlamm*. Versuchsergebnisse des Ingenieurbüros UTEC Bremen, siehe Anhang.
80. Chavan, N.N. and Jadhav, J.Y. (1992): *The effect and removal of starch in the sugar refining industry*. International Sugar Journal, Vol. 95, S. 1134ff.
81. Merrettich-Bruns, U. (2004): *Beurteilung der Vegärbarkeit von Abwässern und Nebenprodukten aus der Palmölverarbeitung mittels einer Gärtests nach VDI-Richtlinie 4630*. Fraunhofer Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik UMSICHT, Oberhausen, siehe Anhang.
82. Paoli, F.D., u a. (2011): *Utilization of by-products from ethanol production as substrate for biogas production*. Bioresource Technology, Vol. 102, S. 6621-6624.
83. Ramli, M.N., u. a. (2005): *Bioconversion of Sugarcane Bagasse with Japanese Koji by Solid-state Fermentation and Its Effects on Nutritive Value and Preference in Goats*. Asian - Australasian Journal of Animal Sciences, Vol. 18, Nr. 9, S. 1279-1284.
84. Kolesárová, N., u. a. (2011): *Utilization of Biodiesel By-Products for Biogas Production*. Journal of Biomedicine and Biotechnology, Volume 2011, Article ID 126798, doi:10.1155/2011/126798
85. Wulfert-Prahl, K. (2007): *Versuchsbericht -Gärtest mit Eco-D-Schlamm*. Versuchsergebnisse des Ingenieurbüros UTEC Bremen, bearbeitet durch Marika Mierz, siehe Anhang.
86. Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (2011): *Biogasausbeuten verschiedener Substrate*. Internet:  
[http://www.lfl.bayern.de/ilb/technik/10225/?sel\\_list=27%2Cb&strsearch=&pos=left](http://www.lfl.bayern.de/ilb/technik/10225/?sel_list=27%2Cb&strsearch=&pos=left).  
aufgerufen am 20.12.2011
87. Raposo, F., u a. (2008): *Assessment of process control parameters in the biochemical methane potential of sunflower oil cake*. Biomass and Bioenergy, Vol. 3, Nr. 12, S. 1235–1244.
88. Raposo, F., u. a. (2009): *Influence of inoculum-substrate ratio on the anaerobic digestion of sunflower oil cake in batch mode: process stability and kinetic evaluation*. Chemical Engineering Journal, Vol. 149, Nr. 1-3, S. 70–77.

89. Zhang, J., u. a. (2011): *The effects of four different pretreatments on enzymatic hydrolysis of sweet sorghum bagasse*.  
Bioresource Technology, Vol. 102, S. 4585–4589.
90. Hendriks, A.T.W.M. und Zeeman, G. (2009): *Pretreatment to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass*.  
Bioresource Technology, Vol. 100, S. 10-18.
91. Pacan, B. und Dröge, S. (2009): *Abschlussbericht zum Forschungsprojekt: Stoffliche und energetische Nutzung von Stroh*.  
Abschlussbericht des Prüf- und Forschungsinstitut Pirmasens.  
Internet: [http://pfi-biotechnology.de/fileadmin/Stoffliche\\_und\\_energetische\\_Nutzung\\_von\\_Stroh.pdf](http://pfi-biotechnology.de/fileadmin/Stoffliche_und_energetische_Nutzung_von_Stroh.pdf)  
aufgerufen am: 21.12.2011
92. Friedrich, E., u. a. (2010): *Verbesserte Konvertierbarkeit lignocellulosehaltiger Substrate in der Nassfermentation – Extrusion von Stroh*.  
Chemie Ingenieur Technik, Vol. 82, Nr. 2, S. 1177-1181.
93. Aquatech 3w GmbH (2003): *OLIVIA - Innovative Demonstrationsanlage zur Behandlung von Abwasser aus der Olivenölmühlen bei stofflicher und energetischer Verwertung der Reststoffe*.  
Technischer Abschlussbericht zum LIFE-Projekt Nr. LIFE99/ENV/D/000424
94. Das, M., u. a. (2011): *Co-composting of physic nut (Jatropha curcas) deoiled cake with rice straw and different animal dung*.  
Bioresource Technology, Vol. 102, S. 6541-6546.

# Anhang

## Konzept 1

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	L
1	<b>Substrate</b>										
2			Palmmfrucht	Jatropha	Jatrophaschlamm	Glycerin	Zuckerhirse				
3			POME	Ölpalmschlamm	Jatrophaschlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktion	Prozesswasser	NN	Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	Einsatz Rohmaterial	[t/a]	449.280	449.280	40.000	40.000	1.500	0	0	0	
6	Reststoffanfall pro t Rohmaterial	[t/t]	0,44	0,18	1,326	0,1	40				
7	Reststoffanfall	[t/a]	197.683	80.870	53.040	4.000	60.000	630.000			1.025.594
8	Reststoffanfall	[t/d]	542	222	145	11	164	1.726	-	-	2.810
9	Reststoffanfall	[t/h]	22,567	9,232	6,055	0,457	6,849	71,918			
10	Durchschnittliches	[°C]	85	95	95						
11	Nutzung im Biogasprozess	[%]	100%	100%	100%	100%	100%	0%	0%	0%	
12	Basismenge	[t/a]	197.683	80.870	53.040	4.000	60.000	0	300.760	0	696.354
13	Basismenge	[t/d]	542	222	145	11	164	0,00	824		1.908
14	TR	[%]	4,20%	15,90%	27,51%	98,90%	50,00%	0,93%	0%	0%	
15	TR-Fracht	[t/a]	8302,69	12858,39	14591,30	3956,00	30000,00	0,00	0,00	0,00	69.708
16	oTR-Gehalt	[%TR]	84,8%	80,8%	87,4%	99,70%	95,3%	74,7%	0,0%	0,0%	
17	oTR-Fracht	[t/a]	7.040,68	10389,6	12749,9	3944,1	28590,0	0,0	0,0	0,0	62.714
18											
19											
20	Gasertrag	[Nm3/t oTR]	691	519	661	498	388	608	0	0	2.757
21	Gasertrag	[Nm3/t TR]	586	420	577	496	370	#DIV/0!	0	0	2.449
22	Gasertrag	[Nm3/t FM]	25	67	159	491	185	4	0	0	926
23											
24	Gasmenge	[Nm3/a]	4.865.113	5.395.310	8.422.572	1.962.994	11.090.061	0	0	0	31.736.050
25	Gasmenge	[Nm3/d]	13.329	14.782	23.076	5.378	30.384	0	0	0	86.948
26											
27	Methankonzentration	[%]	62,5%	58%	64%	62%	55%	59%	%	%	
28											
29	Methanertrag	[Nm3/a]	3.040.696	3.129.280	5.390.446	1.217.057	6.099.534	0			18.877.012
30	Spez. Methanertrag	[Nm3/t oTR]	432	301	423	309	213	0	0	0	1.678
31	Spez. Methanertrag	[Nm3/t TR]	366	243	369	308	203	0	0	0	1.490
32	Wassereinbau in Biogas	[Gew. %]	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	1
33											
34	Biogasdichte	[kg/Nm³]	1	1	1	1	1	1			1
35	Biogasmenge	[t/a]	5.769	6.701	9.829	2.340	14.190	0			38.829
36											
37	oTR-Abbau	[t/a]	5.076,6	5.896,9	8.649,6	2.059,1	12.487,0	0,0	0,0	0,0	34.169
38	oTR-Abbau	[%]	72,1%	56,8%	67,8%	52,2%	43,7%	0,0%	0,0%	0,0%	54,48%
39	TR-Abbau	[%]	61,1%	45,9%	59,3%	52,1%	41,6%	0,0%	0,0%	0,0%	49,02%
40											

## Reiter „Durchsatz“

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1	<b>Substrate</b>										
2			Palmmfrucht	Jatropha	Jatrophaschlamm	Glycerin	Zuckerhirse				
3			POME	Ölpalmschlamm	Jatrophaschlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktion	NN	NN	Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	<b>Nährstoffgehalt der Substrate</b>										
6											
7	C	[% TR]	45,60%	41,60%	43,70%	39,60%	45,50%	33,30%			
8	C	[t/a]	3786,0	5349,1	6376,4	1566,6	13650,0	0,0			30.728
9	N	[% TR]	2,10%	2,00%	6,40%	4,20%	0,72%	22,20%			
10	N	[t/a]	174,4	257,2	933,8	166,2	216,0	0,0			1.748
11	S	[% TR]	0,09%	0,50%	4,30%	0,00%	0,02%	2,20%			
12	S	[t/a]	7,39	64,29	627,43	0,00	6,00	0,00			705
13											
14	Calcium	[kg/t TR]	7,3	11,4	4,28	0,01	0,3	16			23
15	Calcium	[kg/a]	60.610	146.586	62.451	40	9.000	0			278.686
16	als CaO	[kg/t TR]	10,2	15,9	5,99	0,02	0,42	22			33
17	als CaO	[kg/a]	84687,5	204448,5	87401,9	79,1	12600,0	0,0			389.217
18											
19	Kalium	[kg/t TR]	39	50,7	17,5	0,01	0	24			107
20	Kalium	[kg/a]	323.805	651.921	255.348	40	0	0			1231113,02
21	als K2O	[kg/t TR]	47	61,1	21	0,02	0	29			129
22	als K2O	[kg/a]	390226,6	785647,8	306417,4	79,1	0,0	0,0			1.482.371
23											
24	Magnesium	[kg/t TR]	8,6	10,7	9,51	0,01	0,3	5			29
25	Magnesium	[kg/a]	71.403	137.585	138.763	40	9.000	0			356.791
26	als MgO	[kg/t TR]	14,3	17,8	15,8	0,02	0,5	8			48
27	als MgO	[kg/a]	118728,5	228879,4	230542,6	79,1	15000,0	0,0			593.230
28											
29	Phosphor	[kg/t TR]	3,3	4,5	15	0,01	1	9			24
30	Phosphor	[kg/a]	27.399	57.863	218.870	40	30.000	0			334.171
31	Phosphor	[t/a]	27	58	219	0	30	0			334
32	als P2O5	[kg/t TR]	7,6	10,3	34,5	0,03	2,2	20			55
33	als P2O5	[kg/a]	63100,5	132441,5	503400,0	118,7	66000,0	0,0			765.061
34											
35	Rohfett	[% TR]	0,0%	10,5%	11,9%	2,5%	0,8%	11,1%			0
36	Rohfett	[t/a]	0	1.350	1.736	99	240	0			3.425

## Reiter „Nährstoffgehalt“

	A	B	C	D	E	F
1	<b>Betriebsparameter</b>			<b>Behälter</b>		
2						
3	Summe Substrate in Fermenter (t/a)	696.354		<b>Dimensionierung Fermenter</b>		
4	Summe Substrate in Fermenter (t/d)	1.908		Anzahl:	6 Stück	
5	<b>TR-Gehalt Fermenter (%)</b>	<b>10,0%</b>		H Fermenter	6 m	
6	oTR in Fermenter (t/a)	62.714,28		Freibord	0,2 m	
7	Dichte (t/m³)	1		L Fermenter	26,00 m	
8	Gesamt in Fermenter (m³/a)	696.354		B Fermenter	5,50	
9	Nutzvolumen Fermenter (m³)	<b>57.000</b>		A Fermenter	664 m²	
10	<b>Verweilzeit Fermenter (d)</b>	<b>29,88</b>		V Fermenter	9500 m³	
11	<b>Raumbelastung Fermenter (kg oTR/m³*d)</b>	<b>3,01</b>				
12	<b>Biogasproduktivität (m³/(m³*d))</b>	<b>1,53</b>				
13				<b>Zusammensetzung Gärrest</b>		
14	<b>Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat (kg/m³), (g/L)</b>			Gesamt Gärrest (t/a)	662.184	
15	Stickstoff	2,51		TR-Gehalt Gärrest (%)	5,37%	
16	Ammonium	1,38		N (kg/t)	2,64	
17	Schwefel	1,01		CaO (kg/a)	389.217	
18	Calcium	0,40		CaO (kg/t)	0,59	
19	Kalium	1,77		K2O (kg/a)	1.482.371	
20	Magnesium	0,51		K2O (kg/t)	2,24	
21	Phosphor	0,48		MgO (kg/a)	593.230	
22				MgO (kg/t)	0,90	
23				P2O5 (kg/a)	765.061	
24				P2O5 (kg/t)	1,16	

## Reiter „Betriebsparameter“

## Konzept 2

	A	B	D	E	F	G	H	I	J	L
1				Jatropha		Zuckerhirse				
2			Ölpalmschlamm	Jatrophaschlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser	Prozesswasser	NN	Summe
3							Prot. Extraktion			
4	<b>Produktionsprozess</b>									
5	Einsatz Rohmaterial	[t/a]	449.280	40.000	40.000	1.500	0	0	0	
6	Reststoffanfall pro t Rohmaterial	[t/t]	0,18	1,326	0,1	40				
7	Reststoffanfall	[t/a]	80.870	53.040	4.000	60.000	630.000			1.025.594
8	Reststoffanfall	[t/d]	222	145	11	164	1.726			2.810
9	Reststoffanfall	[t/h]	9,232	6,055	0,457	6,849	71,918			
10	Durchschnittliches	[°C]	95	95						
11	Nutzung im Biogasprozess	[%]	100%	0%	100%	100%	0%	0%	0%	
12	Basismenge	[t/a]	80.870	0	4.000	60.000	0	209.145	0	551.699
13	Basismenge	[t/d]	222	0	11	164	0,00	573		1.512
14										
15	TR	[%]	15,90%	27,51%	98,90%	50,00%	0,93%	0%	0%	
16	TR-Fracht	[t/a]	12858,39	0,00	3956,00	30000,00	0,00	0,00	0,00	55.117
17	oTR-Gehalt	[%TR]	80,8%	87,4%	99,70%	95,3%	74,7%	0,0%	0,0%	
18	oTR-Fracht	[t/a]	10389,6	0,0	3944,1	28590,0	0,0	0,0	0,0	49.964
19										
20	Gasertrag	[Nm3/t oTR]	519	661	498	388	676	0	0	2.846
21	Gasertrag	[Nm3/t TR]	420	#DIV/0!	496	370	#DIV/0!	0	0	#DIV/0!
22	Gasertrag	[Nm3/t FM]	67	159	491	185	5	0	0	929
23										
24	Gasmenge	[Nm3/a]	5.395.310	0	1.962.994	11.090.061	0	0	0	23.942.212
25	Gasmenge	[Nm3/d]	14.782	0	5.378	30.384	0	0	0	65.595
26										
27	Methankonzentration	[%]	58%	64%	62%	55%	59%	%	%	3
28										
29	Methanertrag	[Nm3/a]	3.129.280	0	1.217.057	6.099.534	0			13.879.524
30	Spez. Methanertrag	[Nm3/t oTR]	301	0	309	213	0	0	0	1.311
31	Spez. Methanertrag	[Nm3/t TR]	243	0	308	203	0	0	0	1.168
32	Wassereinkauf in Biogas	[Gew. %]	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	1
33										
34	Biogasdichte	[kg/Nm³]	1	1	1	1	1			1
35	Biogasmenge	[t/a]	6.701	0	2.340	14.190	0			29.745
36										
37	oTR-Abbau	[t/a]	5.896,9	0,0	2.059,1	12.487,0	0,0	0,0	0,0	26.176
38	oTR-Abbau	[%]	56,8%	0,0%	52,2%	43,7%	0,0%	0,0%	0,0%	52,39%
39	TR-Abbau	[%]	45,9%	0,0%	52,1%	41,6%	0,0%	0,0%	0,0%	47,49%
40										

## Reiter „Durchsatz“

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1	<b>Substrate</b>										
2			Palmmfrucht		Jatropha		Zuckerhirse				
3			POME	Ölpalm-schlamm	Jatropha-schlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktio	NN	NN	Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	<b>Nährstoffgehalt der Substrate</b>										
6											
7	C	[% TR]	45,60%	41,60%	43,70%	39,60%	45,50%	33,30%			
8	C	[t/a]	3786,0	5349,1	0,0	1566,6	13650,0	0,0			24.352
9	N	[% TR]	2,10%	2,00%	6,40%	4,20%	0,72%	22,20%			
10	N	[t/a]	174,4	257,2	0,0	166,2	216,0	0,0			814
11	S	[% TR]	0,09%	0,50%	4,30%	0,00%	0,02%	2,20%			
12	S	[t/a]	7,39	64,29	0,00	0,00	6,00	0,00			78
13											
14	Calcium	[kg/t TR]	7,3	11,4	4,28	0,01	0,3	16			23
15	Calcium	[kg/a]	60.610	146.586	0	40	9.000	0			216.235
16	als CaO	[kg/t TR]	10,2	15,9	5,99	0,02	0,42	22			33
17	als CaO	[kg/a]	84687,5	204448,5	0,0	79,1	12600,0	0,0			301.815
18											
19	Kalium	[kg/t TR]	39	50,7	17,5	0,01	0	24			107
20	Kalium	[kg/a]	323.805	651.921	0	40	0	0			975.765
21	als K2O	[kg/t TR]	47	61,1	21	0,02	0	29			129
22	als K2O	[kg/a]	390226,6	785647,8	0,0	79,1	0,0	0,0			1175953,606
23											
24	Magnesium	[kg/t TR]	8,6	10,7	9,51	0,01	0,3	5			29
25	Magnesium	[kg/a]	71.403	137.585	0	40	9.000	0			218.028
26	als MgO	[kg/t TR]	14,3	17,8	15,8	0,02	0,5	8			48
27	als MgO	[kg/a]	118728,5	228879,4	0,0	79,1	15000,0	0,0			362.687
28											
29	Phosphor c	[kg/t TR]	3,3	4,5	15	0,01	1	9			24
30	Phosphor c	[kg/a]	27.399	57.863	0	40	30.000	0			115.301
31	Phosphor c	[t/a]	27	58	0	0	30	0			115
32	als P2O5	[kg/t TR]	7,6	10,3	34,5	0,03	2,2	20			55
33	als P2O5	[kg/a]	63100,5	132441,5	0,0	118,7	66000,0	0,0			261.661
34											
35	Rohfett	[% TR]	0,0%	10,5%	11,9%	2,5%	0,8%	11,1%			0
36	Rohfett	[t/a]	0	1.350	0	99	240	0			1.689

## Reiter „Nährstoffgehalt“

	A	B	C	D	E	F
1	<b>Betriebsparameter</b>			<b>Behälter</b>		
2						
3	Summe Substrate in Fermenter (t/a)	551.699		<b>Dimensionierung Fermenter</b>		
4	Summe Substrate in Fermenter (t/d)	1.512		Anzahl:	6 Stück	
5	<b>TR-Gehalt Fermenter (%)</b>	<b>10,0%</b>		H Fermenter	6 m	
6	oTR in Fermenter (t/a)	49.964,40		Freibord	0,2 m	
7	Dichte (t/m³)	1		L Fermenter	26,00 m	
8	Gesamt in Fermenter (m³/a)	551.699		B Fermenter	5,50	
9	Nutzvolumen Fermenter (m³)	45.000		A Fermenter	664 m²	
10	<b>Verweilzeit Fermenter (d)</b>	<b>29,77</b>		V Fermenter	7500 m³	
11	<b>Raumbelastung Fermenter (kg oTR/m³·d)</b>	<b>3,04</b>				
12	<b>Biogasproduktivität (m³/(m³·d))</b>	<b>1,46</b>				
13				<b>Zusammensetzung Gärrest</b>		
14				Gesamt Gärrest (t/a)	525.523	
15	<b>Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat (kg/m³), (g/L)</b>			TR-Gehalt Gärrest (%)	5,51%	
16	Stickstoff	1,47		N (kg/t)	1,55	
17	Ammonium	0,81		CaO (kg/a)	301.815	
18	Schwefel	0,14		CaO (kg/t)	0,57	
19	Calcium	0,39		K2O (kg/a)	1.175.954	
20	Kalium	1,77		K2O (kg/t)	2,24	
21	Magnesium	0,40		MgO (kg/a)	362.687	
22	Phosphor	0,21		MgO (kg/t)	0,69	
23				P2O5 (kg/a)	261.661	
24				P2O5 (kg/t)	0,50	
25						

## Reiter „Betriebsparameter“

## Konzept 3, Auslegung für POME

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	L
1			<b>Substrate</b>								
2			Palmfrucht	Jatropha	Zuckerhirse						
3			POME	Ölpalmschlamm	Jatrophaschlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktion	Prozesswasser	NN	Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	Einsatz Rohmaterial	[t/a]	449.280	449.280	40.000	40.000	1.500	0	0	0	
6	Reststoffanfall pro t Rohmaterial	[t/t]	0,44	0,18	1,326	0,1	40				
7	Reststoffanfall	[t/a]	197.683	80.870	53.040	4.000	60.000	630.000			1.025.594
8	Reststoffanfall	[t/d]	542	222	145	11	164	1.726			2.810
9	Reststoffanfall	[t/h]	22.567	9.232	6.055	0,457	6.849	71.918			
10	Durchschnittliches	[°C]	85	95	95						
11	Nutzung im Biogasprozess	[%]	100%	0%	0%	0%	0%	0%	0%	0%	
12	Basismenge	[t/a]	197.683	0	0	0	0	0	0	0	197.683
13	Basismenge	[t/d]	542	0	0	0	0	0,00			542
14	CSB-Fracht	[kg/m³]	60,125								
15	CSB-Fracht	[kg CSB/d]	32.564								
16	abbaubare CSB-Fracht	[kg CSB/d]	31.587								
17											
18	TR	[%]	4,20%	15,90%	27,51%	98,90%	50,00%	0,93%	0%	0%	
19	TR-Fracht	[t/a]	8302,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8.303
20	oTR-Gehalt	[%TR]	84,8%	80,8%	87,4%	99,70%	95,3%	74,7%	0,0%	0,0%	
21	oTR-Fracht	[t/a]	7.040,68	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	7.041
22											
23	Gasertrag	[Nm³/t oTR]	0	577	734	550	431	676	0	0	2.292
24	Gasertrag	[Nm³/t TR]	0	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	0	0	#DIV/0!
25	Gasertrag	[Nm³/t FM]	0	74	176	542	205	5	0	0	998
26											
27	Gasmenge	[Nm³/a]	5.131.185	0	0	0	0	0	0	0	5.131.185
28	Gasmenge	[Nm³/d]	14.058	0	0	0	0	0	0	0	14.058
29											
30	Methankonzentration	[%]	72%	58%	64%	62%	55%	59%	%	%	3
31											
32	Methanertrag	[Nm³/d]	10.108								
33	Methanertrag	[Nm³/a]	3.689.322	0	0	0	0	0	0	0	3.689.322
34	Spez. Methanertrag	[Nm³/t oTR]	0	0	0	0	0	0	0	0	0
35	Spez. Methanertrag	[Nm³/t TR]	0	0	0	0	0	0	0	0	0
36	Wassereinbau in Biogas	[Gew. %]	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	1
37											
38	Biogasdichte	[kg/Nm³]	1	1	1	1	1	1			1
39	Biogasmenge	[t/a]	5.481	0	0	0	0	0			5.481
40											
41	oTR-Abbau	[t/a]		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0
42	oTR-Abbau	[%]		0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,00%
43	TR-Abbau	[%]		0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,00%
44											

## Reiter „Durchsatz“

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1			<b>Substrate</b>								
2			Palmfrucht	Jatropha	Zuckerhirse						
3			POME	Ölpalmschlamm	Jatrophaschlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktio	NN	NN	Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	<b>Nährstoffgehalt der Substrate</b>										
6											
7	C	[% TR]	45,60%	41,60%	43,70%	39,60%	45,50%	33,30%			
8	C	[t/a]	3786,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			3.786
9	N	[% TR]	2,10%	2,00%	6,40%	4,20%	0,72%	22,20%			
10	N	[t/a]	174,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			174
11	S	[% TR]	0,09%	0,50%	4,30%	0,00%	0,02%	2,20%			
12	S	[t/a]	7,39	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00			7
13											
14	Calcium	[kg/t TR]	7,3	11,4	4,28	0,01	0,3	16			23
15	Calcium	[kg/a]	60.610	0	0	0	0	0			60.610
16	als CaO	[kg/t TR]	10,2	15,9	5,99	0,02	0,42	22			33
17	als CaO	[kg/a]	84687,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			84.687
18											
19	Kalium	[kg/t TR]	39	50,7	17,5	0,01	0	24			107
20	Kalium	[kg/a]	323.805	0	0	0	0	0			323.805
21	als K2O	[kg/t TR]	47	61,1	21	0,02	0	29			129
22	als K2O	[kg/a]	390226,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			390.227
23											
24	Magnesium	[kg/t TR]	8,6	10,7	9,51	0,01	0,3	5			29
25	Magnesium	[kg/a]	71.403	0	0	0	0	0			71.403
26	als MgO	[kg/t TR]	14,3	17,8	15,8	0,02	0,5	8			48
27	als MgO	[kg/a]	118728,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			118.729
28											
29	Phosphor	[kg/t TR]	3,3	4,5	15	0,01	1	9			24
30	Phosphor	[kg/a]	27.399	0	0	0	0	0			27.399
31	Phosphor	[t/a]	27	0	0	0	0	0			27
32	als P2O5	[kg/t TR]	7,6	10,3	34,5	0,03	2,2	20			55
33	als P2O5	[kg/a]	63100,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			63.100
34											
35	Rohfett	[% TR]	0,0%	10,5%	11,9%	2,5%	0,8%	11,1%			0
36	Rohfett	[t/a]	0	0	0	0	0	0			0

## Reiter „Nährstoffgehalt“

	A	B	C	D	E	F
1	<b>Betriebsparameter</b>			<b>Behälter</b>		
2						
3	Summe Substrate in Fermenter (t/a)	197.683		<b>Dimensionierung Fermenter</b>		
4	Summe Substrate in Fermenter (t/d)	542		V Fermenter	2714 m³	
5	<b>TR-Gehalt Fermenter (%)</b>	<b>4,2%</b>				
6	oTR in Fermenter (t/a)	7.040,68				
7	Dichte (t/m³)	1				
8	Gesamt in Fermenter (m³/a)	197.683				
9	<b>Verweilzeit Fermenter (d)</b>	<b>5,01</b>				
10	<b>Raumbelastung Fermenter (kg CSB/m³·d)</b>	<b>12</b>				
11	<b>Biogasproduktivität (m³/(m³·d))</b>	<b>5131185,01</b>				
12						
13	<b>Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat (kg/m³), (g/L)</b>					
14	Stickstoff	0,88				
15	Ammonium	0,49				
16	Schwefel	0,04				
17	Calcium	0,31				
18	Kalium	1,64				
19	Magnesium	0,36				
20	Phosphor	0,14				
21						

Reiter „Betriebsparameter“

### Konzept 3, Auslegung Trockenvergärung

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	L
1			<b>Substrate</b>								
2			Palmfrucht	Jatropha			Zuckerhirse				
3			POME	Ölpalmschlamm	Jatrophaschlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktion	Prozesswasser	NN	Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	Einsatz Rohmaterial	[t/a]	449.280	449.280	40.000	40.000	1.500	0	0	0	
6	Reststoffanfall pro t Rohmaterial	[t/t]	0,44	0,18	1,326	0,1	40				
7	Reststoffanfall	[t/a]	197.683	80.870	53.040	4.000	60.000	630.000			1.025.594
8	Reststoffanfall	[t/d]	542	222	145	11	164	1.726			2.810
9	Reststoffanfall	[t/h]	22,567	9,232	6,055	0,457	6,849	71,918			
10	Durchschnittliches	[°C]	85	95	95						
11	Nutzung im Biogasprozess	[%]	0%	100%	0%	100%	100%	0%	0%	0%	
12	Basismenge	[t/a]	0	80.870	0	4.000	60.000	0	42.340	0	187.210
13	Basismenge	[t/d]	0	222	0	11	164	0,00	116		513
14											
15	TR	[%]	4,20%	15,90%	27,51%	98,90%	50,00%	0,93%	0%	0%	
16	TR-Fracht	[t/a]	0,00	12858,39	0,00	3956,00	30000,00	0,00	0,00	0,00	46.814
17	oTR-Gehalt	[%TR]	84,8%	80,8%	87,4%	99,70%	95,3%	74,7%	0,0%	0,0%	
18	oTR-Fracht	[t/a]	-	10389,6	0,0	3944,1	28590,0	0,0	0,0	0,0	42.924
19											
20	Gasertrag	[Nm3/t oTR]	867	519	661	498	388	676	0	0	2.933
21	Gasertrag	[Nm3/t TR]	#DIV/0!	420	#DIV/0!	496	370	#DIV/0!	0	0	#DIV/0!
22	Gasertrag	[Nm3/t FM]	31	67	159	491	185	5	0	0	932
23											
24	Gasmenge	[Nm3/a]	0	5.395.310	0	1.962.994	11.090.061	0	0	0	18.448.365
25	Gasmenge	[Nm3/d]	0	14.782	0	5.378	30.384	0	0	0	50.543
26											
27	Methankonzentration	[%]	62,5%	58%	64%	62%	55%	59%	%	%	3
28											
29	Methanertrag	[Nm3/a]	0	3.129.280	0	1.217.057	6.099.534	0			10.445.870
30	Spez. Methanertrag	[Nm3/t oTR]	0	301	0	309	213	0	0	0	823
31	Spez. Methanertrag	[Nm3/t TR]	0	243	0	308	203	0	0	0	754
32	Wassereinbau in Bioqas	[Gew. %]	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	12%	1
33											
34	Biogasdichte	[kg/Nm³]	1	1	1	1	1	1			1
35	Biogasmenge	[t/a]	0	6.701	0	2.340	14.190	0			23.231
36											
37	oTR-Abbau	[t/a]	0,0	5.896,9	0,0	2.059,1	12.487,0	0,0	0,0	0,0	20.443
38	oTR-Abbau	[%]	0,0%	56,8%	0,0%	52,2%	43,7%	0,0%	0,0%	0,0%	47,63%
39	TR-Abbau	[%]	0,0%	45,3%	0,0%	52,1%	41,6%	0,0%	0,0%	0,0%	43,67%
40											

Reiter „Durchsatz“

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1	<b>Substrate</b>										
2	Palmfrucht			Jatropha			Zuckerhirse				
3		POME	Ölpalm- schlamm	Jatropha- schlamm	Glycerin	Bagasse	Abwasser Prot.Extraktio	NN	NN		Summe
4	<b>Produktionsprozess</b>										
5	<b>Nährstoffgehalt der Substrate</b>										
6											
7	C	[% TR]	45,60%	41,60%	43,70%	39,60%	45,50%	33,30%			
8	C	[t/a]	0,0	5349,1	0,0	1566,6	13650,0	0,0			20.566
9	N	[% TR]	2,10%	2,00%	6,40%	4,20%	0,72%	22,20%			
10	N	[t/a]	0,0	257,2	0,0	166,2	216,0	0,0			639
11	S	[% TR]	0,09%	0,50%	4,30%	0,00%	0,02%	2,20%			
12	S	[t/a]	0,00	64,29	0,00	0,00	6,00	0,00			70
13											
14	Calcium	[kg/t TR]	7,3	11,4	4,28	0,01	0,3	16			23
15	Calcium	[kg/a]	0	146.586	0	40	9.000	0			155.625
16	als CaO	[kg/t TR]	10,2	15,9	5,99	0,02	0,42	22			33
17	als CaO	[kg/a]	0,0	204448,5	0,0	79,1	12600,0	0,0			217.128
18											
19	Kalium	[kg/t TR]	39	50,7	17,5	0,01	0	24			107
20	Kalium	[kg/a]	0	651.921	0	40	0	0			651.960
21	als K2O	[kg/t TR]	47	61,1	21	0,02	0	29			129
22	als K2O	[kg/a]	0,0	785647,8	0,0	79,1	0,0	0,0			785.727
23											
24	Magnesium	[kg/t TR]	8,6	10,7	9,51	0,01	0,3	5			29
25	Magnesium	[kg/a]	0	137.585	0	40	9.000	0			146.624
26	als MgO	[kg/t TR]	14,3	17,8	15,8	0,02	0,5	8			48
27	als MgO	[kg/a]	0,0	228879,4	0,0	79,1	15000,0	0,0			243.959
28											
29	Phosphor	[kg/t TR]	3,3	4,5	15	0,01	1	9			24
30	Phosphor	[kg/a]	0	57.863	0	40	30.000	0			87.902
31	Phosphor	[t/a]	0	58	0	0	30	0			88
32	als P2O5	[kg/t TR]	7,6	10,3	34,5	0,03	2,2	20			55
33	als P2O5	[kg/a]	0,0	132441,5	0,0	118,7	66000,0	0,0			198.560
34											
35	Rohfett	[% TR]	0,0%	10,5%	11,9%	2,5%	0,8%	11,1%			0
36	Rohfett	[t/a]	0	1.350	0	99	240	0			1.689

## Reiter „Nährstoffgehalt“

	A	B	C	D	E	F
1	<b>Betriebsparameter</b>			<b>Behälter</b>		
2						
3	Summe Substrate in Fermenter (t/a)	187.210		<b>Dimensionierung Fermenter</b>		
4	Summe Substrate in Fermenter (t/d)	513		Anzahl:	6 Stück	
5	<b>TR-Gehalt Fermenter (%)</b>	<b>25,0%</b>		H Fermenter	6 m	
6	oTR in Fermenter (t/a)	42.923,71		Freibord	0,2 m	
7	Dichte (t/m <sup>3</sup> )	1		L Fermenter	26,00 m	
8	Gesamt in Fermenter (m <sup>3</sup> /a)	187.210		B Fermenter	5,50	
9	Nutzvolumen Fermenter (m <sup>3</sup> )	11.700		A Fermenter	664 m <sup>2</sup>	
10	<b>Verweilzeit Fermenter (d)</b>	<b>22,81</b>		V Fermenter	1950 m <sup>3</sup>	
11	<b>Raumbelastung Fermenter (kg oTR/m<sup>3</sup>·d)</b>	<b>10,05</b>				
12	<b>Biogasproduktivität (m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup>·d))</b>	<b>4,32</b>				
13				<b>Zusammensetzung Gärrest</b>		
14	<b>Nährstoffkonzentration im Gärsubstrat (kg/m<sup>3</sup>, (g/L)</b>			Gesamt Gärrest (t/a)	166.767	
15	Stickstoff	3,41		TR-Gehalt Gärrest (%)	15,81%	
16	Ammonium	1,88		N (kg/t)	3,83	
17	Schwefel	0,38		CaO (kg/a)	217.128	
18	Calcium	0,83		CaO (kg/t)	1,30	
19	Kalium	3,48		K2O (kg/a)	785.727	
20	Magnesium	0,78		K2O (kg/t)	4,71	
21	Phosphor	0,47		MgO (kg/a)	243.959	
22				MgO (kg/t)	1,46	
23				P2O5 (kg/a)	198.560	
24				P2O5 (kg/t)	1,19	
25						

## Reiter „Betriebsparameter“

## **Eidesstattliche Erklärung**

Der Verfasser erklärt an Eides statt, dass er die vorliegende Arbeit selbständig, ohne fremde Hilfe und ohne Benutzung anderer als die angegebenen Hilfsmittel angefertigt hat. Die aus fremden Quellen (einschließlich elektronischer Quellen ) direkt oder indirekt übernommenen Gedanken sind ausnahmslos als solche kenntlich gemacht. Die Arbeit ist in gleicher oder ähnlicher Form oder auszugsweise im Rahmen einer anderen Prüfung noch nicht vorgelegt worden

Ort, Datum

Unterschrift des Verfassers

## Thesen

1. In einer Bioraffinerie fallen Reststoffe aus Biomasse als Abfall an, welche für die anaerobe Gärung genutzt werden kann.
2. Durch die Modifizierung der konventionellen Prozesse kann die Produktausbeute erhöht und das Reststoffaufkommen teilweise reduziert werden. Für die Auslegung eines Biogasprozesses sind die Massenbilanzen des Reststoffaufkommens eine entscheidende Größe.
3. Durch die Untersuchung der für die Vergärung relevanten Eigenschaften der Reststoffe können Hinweise erhalten werden, ob eine Eignung für den Biogasprozess besteht. Die Untersuchungsergebnisse sind teilweise nicht ohne Einschränkung in die Praxis übertragbar und können in diesen Fällen als Richtwerte angesehen werden.
4. Konzepte zur Vergärung der Reststoffe können unter Einbeziehung der Massenströme sowie der Laboruntersuchungen orientierend an etablierten Technologien zur Biogasgewinnung erstellt werden. Eine Umsetzung in die Praxis kann und soll anhand der Konzepte nicht erfolgen, allerdings die Auslegung weiterführender Laborversuche.
5. Bei der Auslegung der Konzepte sind Randbedingungen bezüglich der Prozessstabilität, der verfahrenstechnischen Ausführung sowie der Wirtschaftlichkeit zu beachten. Die hohen Investitions- und Betriebskosten sind bislang ein großes Hindernis für die Etablierung des Biogasprozesses in Indonesien.
6. In der Bilanzierung wird die Größenordnung der Methanemissionen deutlich. Es ist davon auszugehen, dass über einen längeren Zeitraum der monetäre Verlust durch die Nichteinrichtung der Biogastechnologie überwiegt.
7. Ein optimales Verfahren zur Vergärung der gegebenen Reststoffe, welches niedrige Kosten, eine hohe Prozessstabilität und eine einfache verfahrens-

technische Umsetzung einschließt kann durch die Bilanzierung angenähert aber nicht mit Sicherheit bestimmt werden.

8. Gerade in Indonesien, einem Land ohne weitreichende Erfahrungen auf dem Gebiet der Biogastechnologie, muss die Prozessstabilität des Biogasprozesses vor der Umsetzung durch weiterführende Untersuchungen bestätigt werden.