

Die approbierte Originalversion dieser Diplom-/Masterarbeit ist an der Hauptbibliothek der Technischen Universität Wien aufgestellt (<http://www.ub.tuwien.ac.at>).

The approved original version of this diploma or master thesis is available at the main library of the Vienna University of Technology (<http://www.ub.tuwien.ac.at/englweb/>).

---

Unterschrift des Betreuers



# Diplomarbeit

## Entwicklung eines Simulationstools zur Optimierung des Betriebs von Biogasanlagen mit alternativen Rohstoffen

Ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines  
Diplom-Ingenieurs unter der Leitung von

Ao. Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. Anton Friedl  
und  
Ass. Dipl.-Ing. Philipp Kravanja, PhD

am Institut für Verfahrenstechnik,  
Umwelttechnik und technische Biowissenschaften  
an der Technischen Universität Wien

durch  
Andreas Planegger  
0525989  
Schlachthausgasse 12/20  
1030 Wien

Wien, April 2013

---

Andreas Planegger

## *Danksagung*

Ich möchte mich bei folgenden Personen für die Unterstützung und Mithilfe während dem Erstellen dieser Diplomarbeit bedanken:

Bei Ao. Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. Anton Friedl für die bereitwillige Unterstützung meines Biogas-Projekts und die eingebrachten Ideen zur Entwicklung einer Simulation von Biogasanlagen.

Bei Ass. Dipl.-Ing. Philipp Kravanja, PhD für seine Geduld beim Erklären der Funktion von IPSEpro® und die Betreuung während meiner Arbeit mit diesem Programm.

Bei Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. Thomas Amon für die Beratung in allen Fragen zu Theorie und Praxis der Biogastechnologie und die Möglichkeit die Labors der Boku Wien für meine Versuche zu nutzen.

Bei Dipl.-Ing. Dr. Alexander Bauer und Dipl.-Ing. Franz Theuretzbacher für die Hilfe beim Durchführen der Batch-Gärversuche in den Labors der Boku Wien.

Außerdem danke ich ganz besonders meinen Eltern, die mir diesen Abschluss ermöglicht und mich auf allen meinen Wegen stets unterstützt haben.

*Wer nicht aus dreitausend Jahren sich weiß Rechenschaft zu geben,  
bleib im Dunkeln unerfahren, mag von Tag zu Tage leben.*

Johann Wolfgang von Goethe

## ***Abstract***

In operating a Biogas Plant in the long term view occur certain problems with doing this in an economical way, which is mainly due to the high prices of the used agricultural commodities. One way to keep this technology interesting for the future is not to use agricultural primary commodities but to use their side products instead, which can be straw or manure for example. These side products usually have a much lower energy content, what makes it necessary to use a higher amount of them to generate the same output. Staying with a Biogas Plant the same size as before this means higher loadings for the degradation of organic material through bacteria. In this work it was tried to simulate this problem without going into all the biochemical aspects of the degradation, but with using the idea of a Black-Box Model where there is a certain input current and accordant to the data of the Biogas Plant Launsdorf output currents can be calculated. Therefore the really used, but also other usable agricultural commodities were analyzed about their elementary compounding and their potential methane gas contents. In the model of the Biogas Plant Launsdorf, which was constructed in the process simulation environment of IPSEpro®, the commodities were introduced as elementary streams. Out of this the model could calculate the stoichiometric maximum methane gas yields using the Buswell formula. To lower this yield to realistic values the Biochemical Oxygen Demand (BOD) was introduced as a feature of each commodity, which sets its maximum degradability. The BOD was lent from the sewage water treatment technology, which says how much Oxygen is needed to oxidate the content of organic substance. The methane productivity per cubic meter reactor volume and day was defined as  $P_{CH_4} \left[ \frac{Nm^3 CH_4}{m^3 * d} \right] = c_{BOD} * k$ , where  $c_{BOD}$  describes the BOD concentration in the fermenter and  $k$  is the productivity constant taken from the real plant data. So, for every possible mix of commodities the BOD concentration defines the velocity of degradation and with it the conditions in the fermenter. With the simulation now important operating parameters like room loading, drymatter content and efficiency of the plant can be calculated in different operating conditions and with different mixes of the commodities used. These parameters show the possibilities and limitations when using alternative commodities and operating the plant in maybe unconventional ways. Through further development this approach could give more and more realistic predictions and could so become a useful tool for biogas plant operators.

## ***Kurzfassung***

Im Betrieb von Biogasanlagen ergeben sich auf längere Sicht einige ihre Wirtschaftlichkeit betreffende Probleme, was vor allem auf die immer teurer werdenden Rohstoffe zurückzuführen ist. Ein Schritt, die Biogastechnologie für die Zukunft weiter interessant zu halten, wäre der Umstieg des Rohstoffeinsatzes von agrarischen Primärstoffen auf deren Nebenprodukte wie Stroh und auch Mist. Diese Rohstoffe haben in der Regel einen viel niedrigeren Energiegehalt, weshalb für gleiche Leistung in einer Anlage um vieles mehr an Rohstoff verwendet werden muss und damit der biologische Abbau durch Bakterien sehr stark belastet wird. In dieser Arbeit wurde versucht diese Problematik zu simulieren, jedoch ohne den äußerst komplexen biochemischen Abbauprozess selbst fassen zu wollen, sondern mittels des Prinzips eines Black-Box Modells, aus einem definierten Eingangsstrom entsprechend den Daten der Biogasanlage Launsdorf die gleichen Ausgangsströme zu erhalten. Dazu wurden die an der Anlage verwendeten, aber auch alternative Rohstoffe auf ihren theoretischen und praktischen Methangasinhalt und ihre Elementarzusammensetzung hin analysiert. In die in der Prozesssimulationsumgebung IPSEpro® nachgebildete Anlage wurden die Rohstoffe als Elementarströme eingegeben, wodurch sich das Modell mit Hilfe der Buswell Formel stöchiometrisch den theoretischen Methangasertrag errechnen kann. Zur Beschränkung auf einen realen, durch Ausgastests bestimmten, Methangasertrag wurde den Rohstoffen im Modell zusätzlich eine weitere Eigenschaft, der Biochemical Oxygen Demand (BOD) beigefügt, der die anaerob abbaubare organische Substanz beschreibt. Dieser BOD ist an den in der Abwassertechnik gebräuchlichen Wert für den benötigten Sauerstoff zur Oxidation der organischen Substanz angelehnt. Die Methanproduktivität pro Kubikmeter Fermentervolumen und Tag wurde weiters als  $P_{CH_4} \left[ \frac{Nm^3 CH_4}{m^3 * d} \right] = c_{BOD} * k$  definiert, wobei  $c_{BOD}$  die BOD-Konzentration im Fermenter und  $k$  die aus den Anlagendaten ermittelte Produktivitätskonstante darstellt. Somit bestimmt die BOD-Konzentration, unabhängig vom verwendeten Rohstoffmix, die Abbaugeschwindigkeit und damit die Zustände im Fermenter. Über Simulationen können somit die wichtigen Betriebsparameter wie Raumbelastung, Trockensubstanzgehalt und Effizienz der Anlage in verschiedenen Betriebszuständen und bei unterschiedlichem Rohstoffeinsatz aufgezeigt und dadurch maßgeblich die Möglichkeiten und Einschränkungen eines Betriebs mit alternativen Rohstoffen simuliert werden. Durch Weiterentwicklung könnte dieser Ansatz realistischere Aussagen treffen und somit zu einem nützlichen Werkzeug für Anlagenbetreiber werden.

## ***Inhaltsverzeichnis***

Danksagung .....	II
Abstract .....	IV
Kurzfassung .....	V
1 Einleitung .....	1
1.1 Motivation .....	1
1.2 Ziele .....	2
1.3 Situation und Ziele in der Energiewirtschaft.....	4
1.3.1 Erzeugung und Verbrauch weltweit .....	4
1.3.2 Biogas in der Europäischen Union und Österreich.....	6
2 Grundlagen der Biogastechnologie .....	9
2.1 Biologischer Abbauprozess .....	9
2.2 Milieubedingungen für den organischen Abbau.....	12
2.3 Betriebsparameter .....	14
2.3.1 Raumbelastung .....	14
2.3.2 Hydraulische Verweilzeit.....	14
2.3.3 Produktivität .....	16
2.3.4 Ausbeute .....	16
2.3.5 Effizienz .....	16
3 Die Biogasanlage Launsdorf.....	17
3.1 Allgemeines .....	17
3.2 Aufbau und technische Daten .....	19

3.2.1	Ursprüngliche Anlage .....	19
3.2.2	Anlage nach Umbau .....	21
3.3	Leistungsdaten und Substratverbrauch .....	23
4	Ausgangsmaterialien – Rohstoffe.....	25
4.1	Rohstoffprobenherkunft .....	25
4.1.1	Maissilage.....	25
4.1.2	Maisstroh .....	26
4.1.3	Putenmist.....	27
4.2	Rohstoffanalysen.....	28
4.2.1	Bestimmung der Trockensubstanz (TS) .....	28
4.2.2	Bestimmung der organischen Trockensubstanz (oTS).....	28
4.2.3	Elementaranalyse – C/H/N/S .....	28
4.2.4	Theoretisches Biogaspotenzial .....	29
4.3	Batch-Gärversuche .....	29
4.3.1	Versuchsaufstellung.....	30
4.3.2	Versuchsbetreuung.....	32
5	Das IPSE – Modell .....	32
5.1	Die Prozessmodellierungsumgebung IPSEpro® .....	32
5.2	Zur Funktion von IPSEpro® .....	32
5.3	Ausgangsmodell .....	34
5.4	Die Erweiterung des Modells .....	35
5.4.1	Chemical Oxygen Demand (COD) .....	35
5.4.2	Biochemical Oxygen Demand (BOD).....	38
5.4.3	Das Kinetische Modell.....	40
5.4.4	Getroffene Annahmen .....	42
5.5	Variation der Parameter.....	45

5.6	Das Ein-Fermenter Modell .....	45
5.6.1	Einfaches Ein-Fermenter Modell .....	46
5.6.2	Ein-Fermenter Modell mit Rezirkulation .....	47
5.7	Das Modell der Biogasanlage Launsdorf .....	49
5.7.1	Ursprüngliche Anlage – 2-Fermenter Modell .....	49
5.7.2	Umgebaute Anlage – 3-Fermenter Modell.....	50
6	Ergebnisse und Diskussion.....	53
6.1	Ergebnisse der Rohstoffanalysen .....	53
6.1.1	TS, oTS und Elementaranalyse .....	53
6.1.2	Batch-Versuche .....	55
6.2	Kalibrierung nach empirischen Daten .....	57
6.2.1	Ursprüngliche Anlage.....	58
6.2.2	Umgebaute Anlage .....	65
6.3	Weitere Simulationen .....	72
6.3.1	Parallelbetrieb der Neuanlage .....	72
6.3.2	Betrieb mit Maisstroh, Mist und Maissilage – Rohstoff-Drittelfütterung ..	75
6.3.3	Betrieb mit Maisstroh und Putenmist .....	77
6.3.4	Betrieb mit Feststoffabscheidung.....	78
7	Conclusio.....	84
7.1	Grenzen und Einschränkungen der Modellierung .....	85
7.2	Wirtschaftliche Betrachtung des Betriebs mit alternativen Rohstoffen.....	86
7.3	Mögliche Verbesserungen im Modell .....	88
7.4	Aussagen für die Biogasanlage Launsdorf.....	90
8	Literaturverzeichnis .....	91

# **1 Einleitung**

## **1.1 Motivation**

Während sich erneuerbare Energien wie Wasser- und Windkraft, Solarenergie und Geothermie großer Anerkennung in der Bevölkerung erfreuen, hat dies die Biogasbranche bis zum heutigen Tage nicht geschafft. Es stehen zwar alle Formen der Energiegewinnung aus erneuerbaren Ressourcen unter einer gewissen Kritik, jedoch ist sie bei keiner der anderen so ausgeprägt und auf scheinbar sehr solidem Fundament gebaut wie bei der Biogastechnologie. Der Grund dafür ist augenscheinlich: Biogasanlagen brauchen im Vergleich zu den anderen „Erneuerbaren“ viel größere Flächen zum Anbau ihres Rohstoffes und stehen somit stärker in Konkurrenz zur Produktion von Lebens- und Futtermitteln. Zur Produktion einer Gigawattstunde pro Jahr mittels einer Biogasanlage braucht man etwa 35 Hektar Mais-Anbaufläche. Die gleiche Energiemenge pro Jahr kann eine Photovoltaikanlage auf der Fläche von circa einem Hektar (Sonneneinstrahlung am Standort Bezirk St. Veit an der Glan) leisten. Selbst glühende Verfechter der Biogastechnologie haben große Schwierigkeiten dieser Diskrepanz beizukommen. Als erstes gilt hier jedoch festzuhalten, dass obiges Beispiel unter der Annahme gemacht wurde, die Biogasanlage werde ausnahmslos mit Mais betrieben, der sonst in anderer Form Verwendung finden könne. Zweitens ist Speicherbarkeit der Energie, wie es in einer Biogasanlage im Gegensatz zu den meisten anderen Erneuerbaren möglich ist, in der Energiebranche ein immer wichtigerer Faktor, der nicht zu unterschätzen ist. Tatsache ist jedoch, dass nur 15% aller sich in Österreich befindlichen Biogasanlagen ausschließlich mit Energiepflanzen versorgt werden. In Summe setzten 77% der Betreiber Energiepflanzen, 73% auch tierische Exkrememente und 40% außerdem biogene Rückstände aus der Lebensmittelindustrie ein [Tragner et al. 2008]. Nichtsdestotrotz kann die Biogasbranche, auch wenn sie zu klein ist um effektive Einflüsse auszuüben, nicht bestreiten, dass ein Großteil ihrer Produktion der Lebens- und Futtermittelbranche Konkurrenz macht. In Österreich ist ein Einfluss, etwa auf Lebensmittelpreise, nicht spürbar, doch braucht man nur nach Deutschland zu blicken um den Einfluss einer schnell wachsenden Branche auf die Marktpreise zu erkennen.

Eine Hauptmotivation für diese Arbeit liegt nun in der Vorstellung von Substraten, sowie deren Aufbereitung und Mischungsverhältnisse, die einerseits zu geringeren Kosten für den Betrieb der Anlage führen, und andererseits eine Legitimation für den langfristigen weiteren Einsatz von Biogasanlagen zur Wärme- und Stromproduktion im dezentralen Raum bieten. Hier soll speziell auf den Einsatz eines Substrats zum Betrieb von Biogasanlagen eingegangen werden, welches bisher meist ungenutzt am Feld zurückblieb und keinen Konkurrenzdruck auf den landwirtschaftlichen Markt ausübt. Es handelt sich dabei um Maisstroh, das bei der Körnermaisernte als Rückstand am Feld zurückbleibt, aber - so die Annahme - einen sehr hohen Energieanteil an der Gesamtmaispflanze ausmacht. Als eines der Ziele dieser Arbeit sollen der Wert dieses hochwertigen Rohstoffs und die Schwierigkeiten bei seiner Nutzbarmachung evaluiert werden. Dies soll an einem konkreten Beispiel geschehen, an der Anlage der Biogas Launsdorf GmbH am Standort Launsdorf im Bezirk St. Veit an der Glan in Kärnten. Aus den elementaren Zusammensetzungen der Rohstoffe können die theoretischen Gasausbeuten ermittelt werden. Diese können in das in der Prozessmodellierungsumgebung des Programms IPSEpro® erstellte Modell der Anlage eingegeben werden. Über Produktivitätsfaktoren kann das Modell weiters mittels der aus einem Testbetrieb erlangten Betriebsdaten der echten Anlage kalibriert werden. Nach erfolgter Kalibrierung können im Modell Varianten durchgespielt werden, die einen geringeren Anteil an anderweitig verwertbaren Energiepflanzen benötigen, bzw. ein Betrieb simuliert werden, der sogar ausschließlich mit organischen Reststoffen wie Mist und Maisstroh ausgeführt werden kann. Im Idealen Fall kann eine solche Einstellung an besagter Anlage in die Realität umgesetzt werden und als Vorlage für den Betrieb von Biogasanlagen dienen, wie er in Zukunft aussehen und allen Ansprüchen, die unsere Zivilisation an die Energiebranche stellt, gerecht werden könnte.

## ***1.2 Ziele***

Im Folgenden werden die angestrebten Ziele und der Umfang der Arbeit erläutert.

### **➤ Evaluierung des Energiepotenzials von Maisstroh und Putenmist**

Im Ausgärversuch wird untersucht welche Gaserträge sich im anaeroben Abbau von Maissilage, Maisstroh und Putenmist erzielen lassen. Durch Hochrechnung lassen sich Methanhektarerträge des Maisstrohs ermitteln und mit jenen der Gesamtpflanze vergleichen. Die drei genannten Proben werden jeweils einmal im

nativen Zustand und einmal im durch den MeWa Bio-QZ mechanisch aufbereiteten Zustand untersucht, wodurch auf die Aufbereitung zurückführbare Vorteile in Gasausbeute und Abbaugeschwindigkeit bewertet werden können. Außerdem werden verschiedene Mischungen der Maissilage mit dem Putenmist zur Ausgasung gebracht um zu beobachten, ob sich daraus Synergieeffekte im anaeroben Abbau ergeben.

➤ **Entwicklung eines Modells zur Simulation von Biogasanlagen**

In der Prozesssimulationsumgebung von IPSEpro soll ein Tool zur Beschreibung von Biogasanlagen weiterentwickelt werden. An das Modell wird dabei nicht der Anspruch auf Richtigkeit in Betriebspunkten jenseits verschiedener Belastungsgrenzen, wie überhöhten Raumbelastungen oder Stickstoffgehalten, gestellt. Sehr wohl aber soll es aufzeigen, in welchen Betriebspunkten (u. A. Fütterungsmenge, Wasserzugabe, Rezirkulationsmenge) die Anlage stabil, dh. nicht in der Nähe der Belastungsgrenzen, betrieben werden kann und wann diese in der Literatur beschriebenen Grenzen überschritten werden. Vor Allem soll auf die vor- bzw. nachteilige Einflussnahme der Rezirkulation von teilausgegorenem Substrat auf die Prozessstabilität und die Gasausbeute eingegangen werden. Die Kalibrierung des Modells soll anhand tatsächlicher Daten von der Biogasanlage Launsdorf (im Betrieb mit Maissilage und Putenmist) und der im Labor gewonnenen Analysedaten der Substratproben erfolgen. Während die Biogasanlage Launsdorf bisher nur im Betrieb mit Maissilage und Putenmist betrieben wird, soll im Modell nach Möglichkeit eine Variante eines Betriebes innerhalb der genannten Belastungsgrenzen mit je einem Drittel der genannten Rohstoffe und eine Variante ausschließlich mit Maisstroh und Putenmist simuliert werden.

Das entwickelte Modell soll, obwohl in dieser Arbeit nur für die Simulation einer speziellen Anlage herangezogen, auch als zu adaptierbares Ausgangsmodell für die Simulation von unterschiedlichsten Anlagen dienen.

### ➤ **Der Betrieb der Biogasanlage Launsdorf**

Die Umsetzung dieser Arbeit fußt auf einer Zusammenarbeit mit der Biogas Launsdorf GmbH, die eine Biogasanlage in Kärnten betreibt. Die Anlage hatte bisher einen sehr instabilen Betrieb gehabt, weshalb eine Investition in einen Umbau erfolgte. Das zuvor beschriebene Simulationstool soll mit den Daten des Betriebs vor und nach dem Umbau kalibriert, und danach zur Ermittlung eines für die Anlage effizienten Betriebs verwendet werden. Das Ziel wäre eine Aussage darüber, ob ein ausschließlich mit Reststoffen (Putenmist, Maisstroh) geführter Betrieb möglich ist und wie dieser Betrieb aussehen müsste. Dabei gilt vor allem zu klären ob die Installation einer Separationsanlage zur Abscheidung von im Substrat enthaltenen und nicht mehr abbaubaren Feststoffen notwendig werden würde.

## ***1.3 Situation und Ziele in der Energiewirtschaft***

Dieser einleitende Teil der Arbeit soll einen Überblick über die Energiewirtschaft und stellt keinen Anspruch auf Vollständigkeit, da dies den Rahmen der Arbeit sprengen würde. Jedoch sollen die wichtigsten Zahlen und Aussichten, unter Bezugnahme auf Daten und Berichte der Internationalen Energie Agentur (IEA) und der Europäischen Union ein grobes Verständnis dafür vermitteln, wie sich die Situation der Welt, der EU und Österreich darstellt.

### ***1.3.1 Erzeugung und Verbrauch weltweit***

Im Jahr 2009 betrug der weltweite Primärenergieverbrauch 12150 MtRoe, was einer durchschnittlichen Dauerleistung von 16,13 TW entspricht. Die durchschnittliche Leistung der Sonneneinstrahlung auf die Gesamtfläche der Sahara beträgt in etwa 27 TW (gerechnet mit einer Leistung von  $300 \text{ W/m}^2$ ), was als Maßstab oder Vergleichsgröße zum Primärenergieverbrauch hilfreich sein kann. Von diesem jährlichen Energieverbrauch wurden ca. 81% aus fossilen Energieträgern, 5,8% durch Kernspaltung und 13,3% aus erneuerbaren Energiequellen gewonnen [IEA & OECD 2011].

Der „World Energy Outlook 2011“, welcher im Folgenden mehrmals zitiert wird, basiert auf drei globalen Szenarien und mehreren Fallstudien, wobei im Hauptszenario, dem „Szenario der neuen energiepolitischen Rahmenbedingungen“, unterstellt wird, dass die in

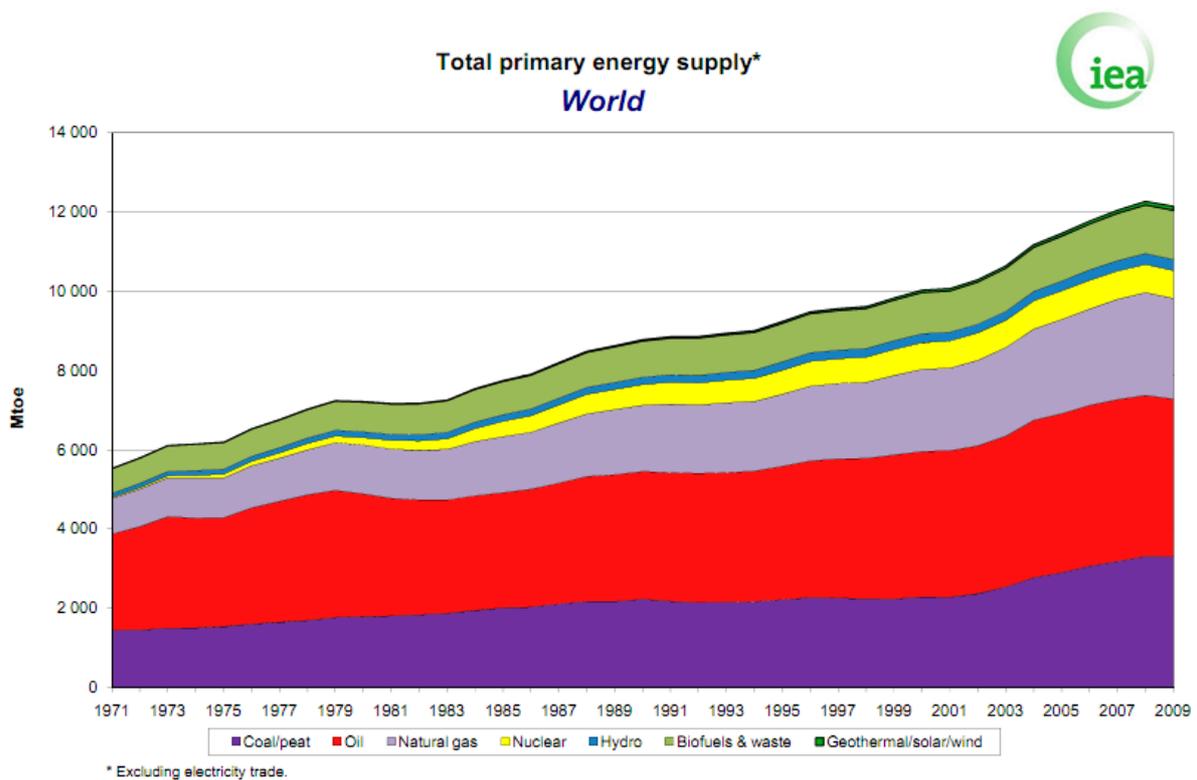
jüngster Zeit von den Regierungen eingegangenen politischen Verpflichtungen vorsichtig umgesetzt werden, auch wenn konkrete Maßnahmen bisher noch nicht gesetzt wurden. Auf dieses Hauptszenario beziehen sich in dem Bericht prognostizierte Daten und Entwicklungen bis zum Jahr 2035.

Trotz der in den verschiedenen Regionen ungleichmäßigen Erholung der Weltwirtschaft von der Krise, steigt der Primärenergiebedarf weltweit stetig an. 2010 betrug dieser Anstieg beachtliche 5%, was auch zu einem Anstieg des CO<sub>2</sub> Ausstoßes und dem damit verbundenen Höchststand an Treibhausgas-Emissionen führte [IEA 2011].

Dies geschieht, obwohl sich die Mitgliedsstaaten (derzeit 191 Staaten, mit einem Anteil am globalen Treibhausgasausstoß von 63,7%) im 2005 in Kraft getretenen Kyoto-Protokoll zu einer Reduktion des Treibhausgasausstoßes in den Jahren 2008-2012 um 5,2% unter den Stand von 1990 verpflichteten [UNO 1998].

„Es werden zwar Schritte in die richtige Richtung getan, aber die Chancen zur Verwirklichung des 2°C-Ziels werden geringer. Wir können es uns nicht leisten, mit zusätzlichen Maßnahmen zur Bekämpfung des Klimawandels weiter zu warten, wenn das langfristige Ziel der Begrenzung des maximalen mittleren globalen Temperaturanstiegs auf 2°C, ... , noch zu vertretbaren Kosten erreicht werden soll. ... Die Nachfrage nach fossilen Brennstoffen steigt, der Anteil der fossilen Brennstoffe am weltweiten Primärenergieverbrauch geht allerdings leicht von 81% im Jahr 2010 auf 75% im Jahr 2035 zurück. Erdgas ist der einzige fossile Energieträger, dessen Anteil am Weltenergiemix im Zeitraum bis 2035 zunimmt. In der Stromwirtschaft beruht die Hälfte der zur Deckung der wachsenden Nachfrage installierten neuen Kraftwerkskapazitäten auf erneuerbaren Energietechnologien, allen voran Wasser- und Windkraft.“ [IEA 2011]

In diesen Betrachtungen der Internationalen Energie Agentur geht eindeutig hervor, dass die Unabhängigkeit der globalen Energiewirtschaft von fossilen Energieträgern auch weiterhin noch nicht in greifbare Nähe gerückt ist. Die folgende Abbildung zeigt die Entwicklung der weltweiten Primärenergieproduktion von 1971 bis 2009.



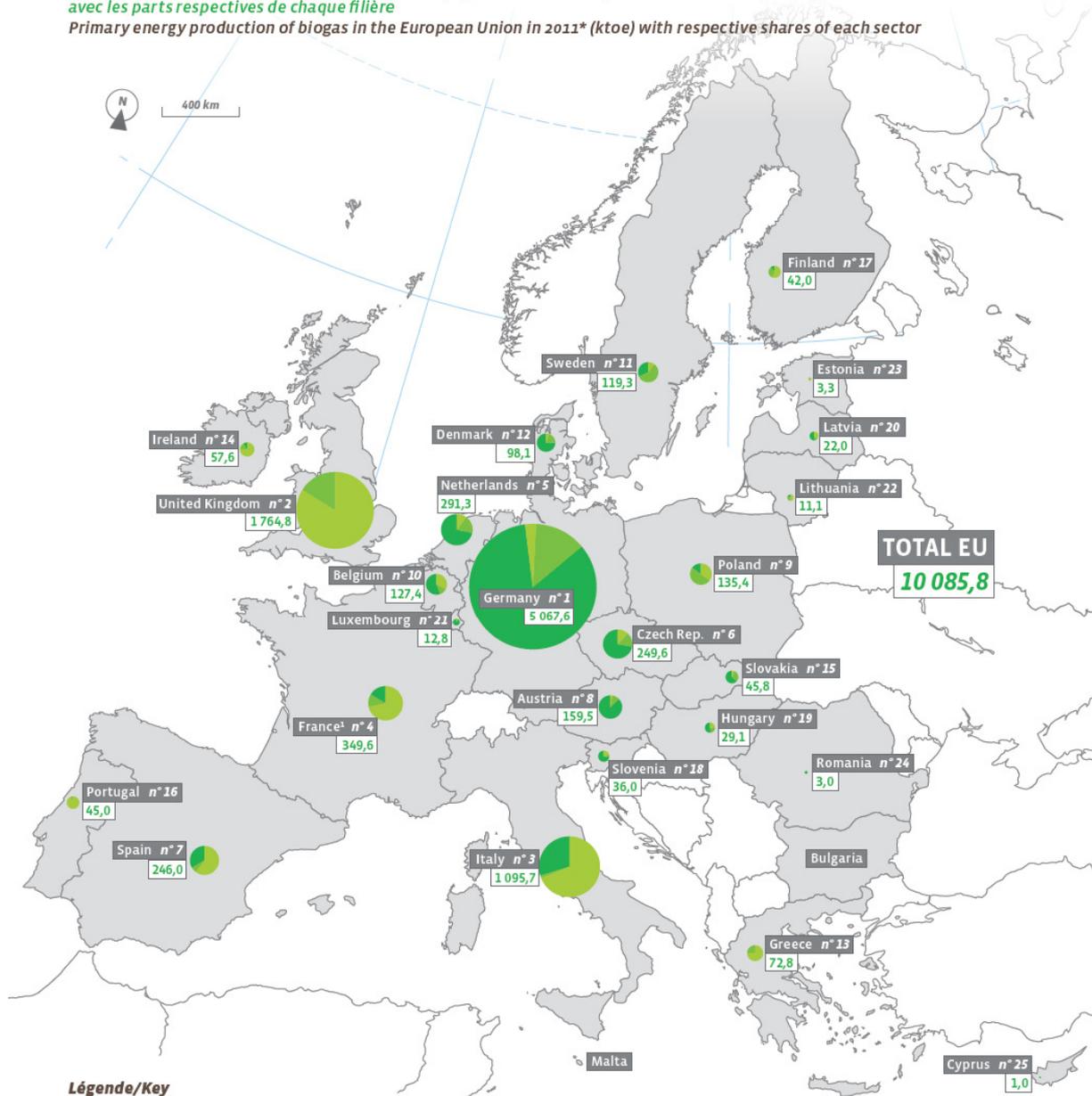
**Abbildung 1: Weltweite Entwicklung der Primärenergieproduktion [IEA 2011]**

Trotz dieser großen Abhängigkeit von fossilen Energieträgern kommt den erneuerbaren Energieträgern, speziell bei der Stromproduktion, eine zentrale Rolle zu. Von 2009 bis 2035 soll der Anteil an erneuerbaren Energien (ohne Wasserkraft) von 3% auf 15% steigen. Möglich wird ein solcher Anstieg durch Verfünffachen der Subventionen auf jährlich \$180 Milliarden, was zu großen Teilen von der Europäischen Union und China ausgeht, die zusammen für fast die Hälfte des Wachstums verantwortlich sind. Die Kosten für die Subventionierung pro produzierte Einheit werden zwar sinken, jedoch bleiben die meisten erneuerbaren Energien über den gesamten Betrachtungszeitraum auf finanzielle Förderung angewiesen, um mit Marktpreisen einspeisen zu können. [IEA 2011]

### **1.3.2 Biogas in der Europäischen Union und Österreich**

In Europa ist im Jahr 2011 die Energieerzeugung in Biogasanlagen, sowohl bei Strom- als auch bei Wärmeproduktion, stark angestiegen. Die Stromproduktion aus Biogas stieg sogar um gewaltige 18,2 Prozent auf 35,9 TWh/a an. Abbildung 2 zeigt die Primärenergieproduktion (Elektrizität und Wärme) aus Biogas der Länder in der EU [Euroserv'er 2012].

Production d'énergie primaire de biogaz dans les pays de l'Union européenne à la fin 2011\* (en ktep)  
avec les parts respectives de chaque filière  
Primary energy production of biogas in the European Union in 2011\* (kteo) with respective shares of each sector



Légende/Key

349.6 Les chiffres en vert indiquent la production biogaz totale en ktep. Green figures show total biogas production in ktep.

Biogaz de décharge.  
Landfill gas.

Station d'épuration urbaine et industrielle.  
Urban sewage and industrial effluent sludge gas.

Autres biogaz. Other biogas.

Unité décentralisée de biogaz agricole, unité de méthanisation des déchets municipaux, unité centralisée de codigestion.  
Decentralised agricultural plant, municipal waste methanisation plant, centralised co-digestion plant.

1 – DOM non inclus. French overseas departments excluded. \* Estimation. Estimate.  
Les décimales sont séparées par une virgule. Decimals are written with a comma. Source: EurObserv'ER 2012.

Abbildung 2: Primärenergieproduktion von Biogas in der EU im Jahr 2011 in ktoe (Kilotonnen Erdöläquivalent: 1ktoe = 11,63GWh) [Euroserv'er 2012]

Es werden in Abbildung 2 drei Arten von Biogasproduktion unterschieden:

- Biogas aus Abfall und Müll (Landfill Gas)
- Biogas aus Abwässern, Kläranlagen (Urban sewage and industrial effluent sludge gas)

- Dezentrale landwirtschaftliche Biogasproduktion aus Energiepflanzen und landwirtschaftlichen Abfallprodukten wie Gülle und Mist (Other Biogas; Decentralized agricultural plant, municipal waste methanisation plant, centralised co-digestion plant)

In Gesamt-Europa hat die landwirtschaftliche Biogasproduktion mit 56,7 Prozent eindeutig den größten Anteil an der Gesamtproduktion, in den einzelnen Ländern ist dies aber höchst unterschiedlich. Während in Großbritannien, Frankreich, Italien und Spanien die Biogasproduktion aus Abfällen dominiert (Landfill Gas), wird in Ländern wie Deutschland, Holland, Tschechien, Österreich, Belgien, Dänemark und Luxemburg der Großteil des Biogases in landwirtschaftlichen Anlagen erzeugt (Other Biogas). Deutschland sticht mit 5067,6 ktoe (58,93 TWh), was ca. 50% der gesamten europäischen Biogaserzeugung entspricht, als größter Erzeuger heraus. [Eruobserv'er 2012]

Neben den üblichen Verwendungszwecken des Biogases zur Erzeugung von Elektrizität und Wärme strebt die EU an eine Grundlage für eine weitere Verwendung zu setzen, die Einspeisung von gereinigtem Biogas, so genanntem Biomethan. Dieses kann in die nationalen Erdgasnetze eingespeist werden und an anderer Stelle zum Beispiel als Kraftstoff entnommen werden. In Europa gibt es bereits 177 Biomethananlagen wovon 128 bereits in die Erdgasnetze einspeisen. Diese Variante wird in Deutschland bereits gern umgesetzt, da es spezielle Fördertarife dafür gibt. Im Gegensatz dazu sind solche Fördertarife bisher in Österreich noch schlechter ausgeprägt, was es wirtschaftlich schwieriger macht eine Biomethaneinspeisung umzusetzen. Trotzdem gibt es in Österreich 10 solcher Anlagen die Biomethan einspeisen. [Eurobserv'er 2012]

In untenstehender Abbildung 3 ist der starke Aufwärtstrend im Ausbau der Ökostromproduktion aus Biogasanlagen in Österreich in den Jahren 2003 bis 2005 zu erkennen. Der Neubau von solchen Anlagen geht seit 2005 sehr langsam voran, was in erster Linie auf die gestiegenen Rohstoffpreise und der nicht adäquaten Anpassung des Ökostromtarifs zurückzuführen ist.

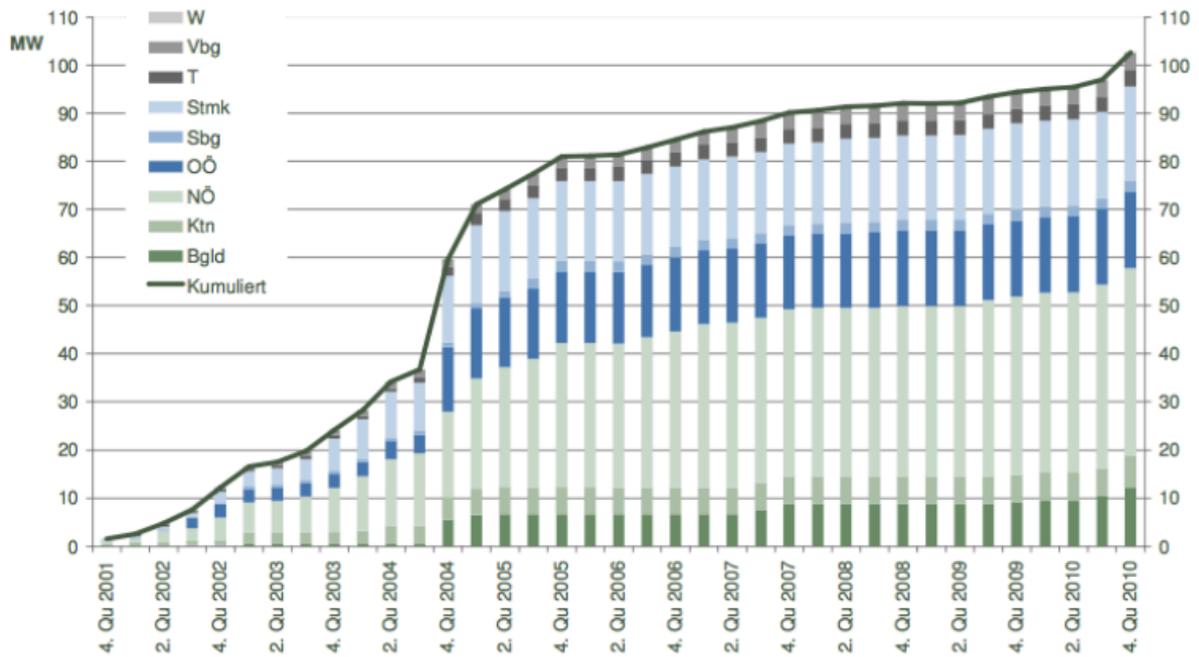


Abbildung 3: Entwicklung der Stromerzeugung aus Biogas in Österreich [E-Control 2011]

Der Ausgleich dieser hohen Rohstoffkosten erfordert Alternativen zu den häufig als Hauptrohstoff verwendeten Futterpflanzen wie landwirtschaftliche Abfälle oder Pflanzenreste. Auf zwei solcher Alternativen, dem Maisstroh und dem Putenmist, soll auch in dieser Arbeit noch näher eingegangen werden.

## 2 Grundlagen der Biogastechnologie

Dieses Kapitel soll über den grundlegenden anaeroben Abbauprozess organischer Substanz und die Einflussgrößen auf diesen informieren, wobei nicht ins Detail gegangen, sondern ein zum Verständnis dieser Arbeit unerlässlicher Überblick gegeben wird.

### 2.1 Biologischer Abbauprozess

Biogas ist ein Stoffwechselprodukt von säurebildenden Bakterien und methanbildenden Archaeen, umgangssprachlich oft als Methanbakterien bezeichnet. Der Abbauprozess läuft im Wesentlichen in vier Stufen ab, welche in unten liegender Abbildung gezeigt werden.

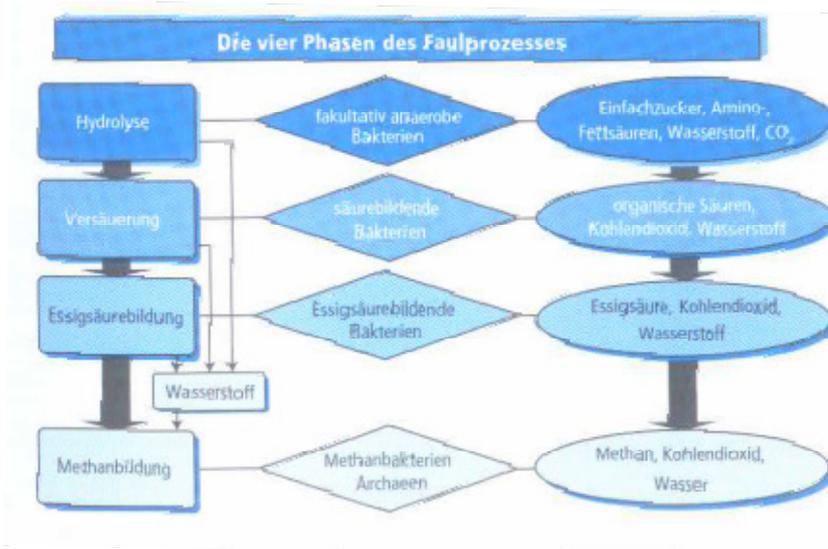


Abbildung 4: Die vier Phasen des Faulprozesses [Eder 2012]

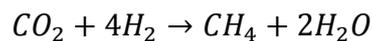
1. In der ersten Stufe, der Hydrolyse, bauen aerobe Bakterien die hochmolekularen organischen Substanzen wie Eiweiß, Kohlehydrate, Fett und Cellulose mit Hilfe von Enzymen zu niedermolekularen Verbindungen wie Einfachzucker, Aminosäuren, Fettsäuren und Wasser um. Hier können schon Wasserstoff, Kohlendioxid, Schwefelwasserstoff und Ammoniak gebildet werden.

2. In der folgenden Acidogenese oder Versäuerungsstufe werden genannte niedermolekulare Verbindungen von anaeroben säurebildenden Bakterien hauptsächlich zu kurzkettigen Fettsäuren wie Essig-, Ameisen-, Butter- und Propionsäure (organische Säuren), niedermolekularen Alkoholen wie Ethanol und Gasen wie Kohlendioxid, Wasserstoff, Schwefelwasserstoff und Ammoniak abgebaut. Durch die Versäuerung sinkt der pH-Wert.

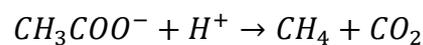
3. Die dritte Stufe heißt Acetogenese, wobei Essigsäurebakterien aus den schon gebildeten organischen Säuren die Ausgangsprodukte für die Methanbildung, Essigsäure und Kohlendioxid, produzieren. Zum Teil wird die Essigsäure von syntrophen Bakterien weiter zu Wasserstoff abgebaut. Diese Essigsäure- oder acetogenen Bakterien können jedoch durch ihre eigenen Produkte, vor allem Essigsäure und Wasserstoff, in ihrer Abbauarbeit gehemmt werden, weshalb diese möglichst schnell von jenen entfernt werden müssen. Sie werden in der vierten Phase weiterverarbeitet.

4. Für die notwendige geringe Konzentration der Essigsäure und des Wasserstoffs in der Umgebung der acetogenen Bakterien sorgen die methanogenen Archaeen oder

Methanbakterien. Dazu müssen sie mit den Bakterien der dritten Stufe sehr eng zusammenleben, was als gegenseitige Abhängigkeit oder Syntrophie bezeichnet wird. Um dieses enge Zusammenleben nicht zu stören sollte bei mehrstufigen Biogasanlagen (Anlagen mit mehr als einem Fermenter) in den Nachgärern möglichst wenig oder nur langsam gerührt werden. Die eigentliche Methanbildung durch die Methanbakterien erfolgt einerseits durch die Umwandlung von Wasserstoff und Kohlendioxid zu Methan und Wasser



und andererseits durch die Spaltung der Essigsäure zu Methan und Kohlendioxid.



Untersuchungen haben gezeigt, dass die Methanbildung in landwirtschaftlichen Biogasanlagen häufiger über erstere Variante abläuft. Grundsätzlich kann dazu angemerkt werden, dass sich, durch das Entweichen der gasförmigen Kohlenstoffverbindungen wie Methan und Kohlendioxid und durch das dabei entstehende Wasser, der im flüssigen Substrat verbleibende TS-Gehalt verringert. Daher kann man allgemein sagen, dass der TS-Gehalt im Substrat umso geringer ist, je weiter abgebaut das Substrat ist.

Im idealen Fall stellt sich zwischen den Abbauphasen der Stoffkonzentrationen, also zwischen Nährstoffanlieferung und -abbau, ein Gleichgewicht ein. Hierbei stellen die acetogenen und methanogenen Bakterien den Engpass dar, da diese langsamer umsetzen als die Bakterien der ersten beiden Stufen. Weil nicht alle Rohstoffe gleich schnell abgebaut, vor allem nicht gleich schnell versäuert werden, kann es durch Überfütterung mit schnell abbaubaren Rohstoffen zu einer Übersäuerung (und damit zu einem starken Absinken des pH-Wertes) kommen, weil die Essigsäure- und Methanbildner zu langsam arbeiten.

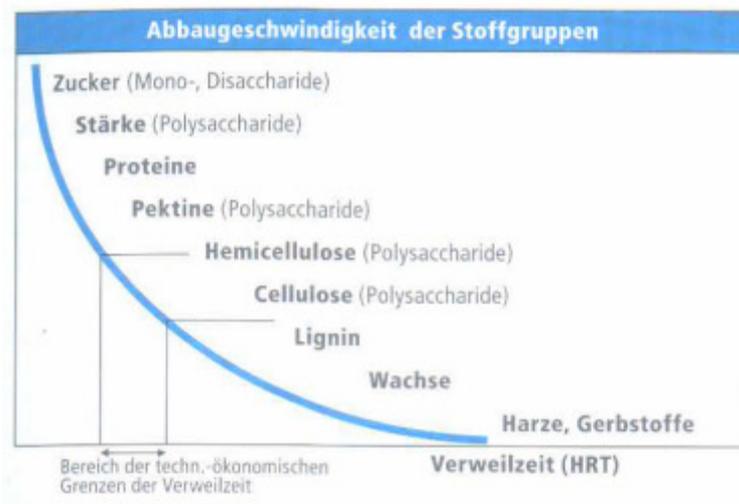


Abbildung 5: Abbaugeschwindigkeit der verschiedenen Rohstoffe [Eder 2012]

In Abbildung 5 werden die verschiedenen in organischen Rohstoffen enthaltenen Substanzen im Zusammenhang mit ihrer jeweiligen notwendigen Abbauezeit, sprich Verweilzeit, dargestellt. Gewöhnlich kann Lignin in landwirtschaftlichen Biogasanlagen nicht abgebaut werden, weshalb alle sich alle verholzten organischen Substanzen nicht für diese Zwecke nutzen lassen. [Eder 2012]

## 2.2 Milieubedingungen für den organischen Abbau

Die Bakterien in den Fermentern brauchen um den organischen Abbau zu betreiben gewisse Lebensumstände als Voraussetzung. Grundsätzlich findet der anaerobe Abbau der Organik in die Teilprodukte und weiters in Methan nur in einem feuchten Milieu statt, da die anaeroben Bakterien, im Gegensatz zu den aeroben, nur gelöste Stoffe verarbeiten können. Selbst bei sogenannten Trockenvergärungsverfahren muss für ausreichende Befeuchtung gesorgt werden.

Die am organischen Abbau beteiligten Mikroorganismen sind etwa zu 50% aerob oder fakultativ anaerob, d.h. sie vertragen Sauerstoff. Nur die Essigsäure- und Methanbildner sind streng anaerob. Falls daher in frischem Substrat noch Sauerstoff vorhanden ist wird dieser gewöhnlich vorab von den aeroben Bakterien der ersten beiden Phasen verbraucht und hindert somit das Wachstum der streng anaeroben Bakterien nicht.

Die Bakterien sind grundsätzlich lichtempfindlich, weshalb die Fermenter immer lichtabschließend sein sollten. Durch Lichteinfluss sterben die Bakterien zwar nicht ab aber er hemmt den bakteriellen Abbauprozess.

Die Temperatur ist eine der wichtigsten Einflussgrößen die wir außer der Füttermenge auf den Prozess haben. Der Arbeitsbereich von methanogenen Archaeen liegt zwischen 0° und 70°C. Bei höheren Temperaturen werden sie abgetötet, bei Graden unter null stellen sie ihre Tätigkeit ein aber sterben nicht ab. Die Geschwindigkeit des Faulprozesses hängt stark von der Temperatur ab, wobei grundsätzlich gilt, je höher die Temperatur, desto schneller der Abbau. Da es aber weniger Bakterienstämme gibt die in höheren Temperaturbereichen arbeiten, ist der Prozess in diesen Bereichen auch empfindlicher auf Temperatur- und Substratschwankungen. Es gibt drei typische Temperaturbereiche in denen sich entsprechende Bakterienstämme wohl fühlen, die psychophilen unter 25°C, die mesophilen zwischen 25 und 45°C und die thermophilen über 45°C. Aufgrund der langen Verweilzeiten spielt die psychophile Betriebsweise bei uns keine Rolle, die meisten Anlagen werden im mesophilen Bereich betrieben.

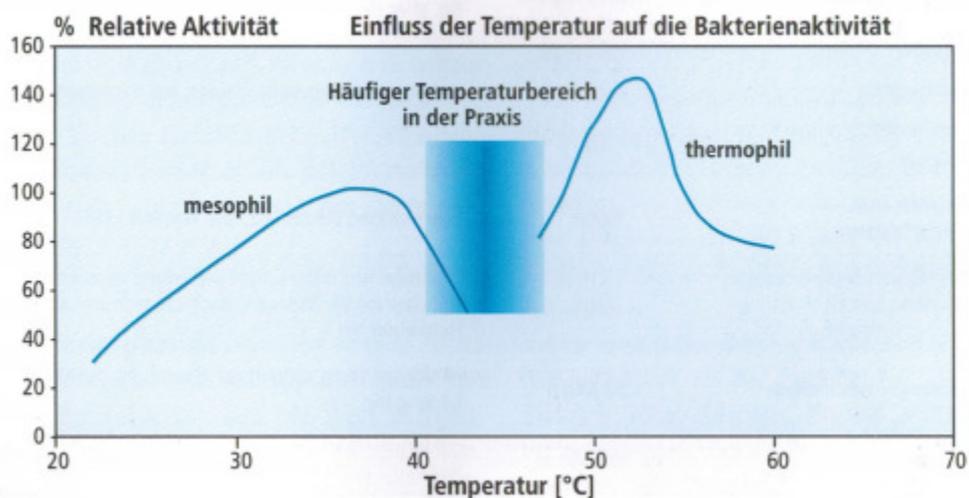


Abbildung 6: Relativer Einfluss der Temperatur auf die Baktierenaktivität in Prozent [Eder 2012]

Obige Abbildung zeigt die häufigsten Betriebsarten, meso- und thermophil, und die zugehörigen Temperaturbereiche.

Der pH-Wert ist auch wesentlich für die Aktivität der Bakterien. Während die hydrolysierenden und säurebildenden Bakterien ihr Optimum im sauren Milieu zwischen pH

4,5 und 6,3 haben, liegt jenes der acetogenen und methanbildenden im Bereich von pH 6,8 bis 8. Bei Ein-Fermenteranlagen sollte er sich daher etwa bei pH 7 einpendeln. Bei mehrstufigen Anlagen sollte sich der Vorgärer im etwas saureren Bereich als der Nachgärer befinden. Beeinflusst kann der pH Wert fast nur über die Rohstoffmenge und Rohstoffzusammensetzung werden, weshalb der er weniger als Stellgröße sondern eher als Kontrollgröße gesehen wird, um eine Übersäuerung frühzeitig zu erkennen. [Eder 2012]

## **2.3 Betriebsparameter**

Zur Beschreibung einer Biogasanlage gibt es sowohl prozesstechnische als auch ökonomische Parameter, von denen die wichtigsten hier beschrieben werden.

### **2.3.1 Raumbelastung**

Die Raumbelastung  $[B_R]$  gibt die Belastung des bzw. der Fermenter an und hat eine Obergrenze, bei deren Erreichen Hemmungen im Abbauprozess auftreten können. Sie gibt an, wie viel organische Trockensubstanz an Rohstoff pro Tag und Kubikmeter Fermentervolumen zugeführt wird und kann wie folgt errechnet werden.

$$B_R \left[ \frac{\text{kg oTS}}{\text{m}^3 \text{d}} \right] = \frac{\dot{m} [\text{kg oTS}]}{V_F [\text{m}^3] * t [\text{d}]}$$

Dabei kann die Raumbelastung auf die täglich frisch zugeführte Rohstoffmenge oder auf das täglich dem Fermenter zugeführte Substrat, also inklusive dem Rezirkulat, bezogen werden [Leitfaden Biogas 2010]. Aufgrund der einbezogenen Wirkung der Rezirkulation wird in dieser Arbeit immer zweitäre Berechnungsmethode verwendet. Je nach Rohstoff und Anlage können diese Grenzen fließend sein. Man findet in der Literatur Angaben von 3 bis 10 kg oTS/m<sup>3</sup> d. Um für die Simulation eine klare Grenze festzusetzen wird hier die bei Eder genannte obere Grenze von 5 kg oTS/m<sup>3</sup> d, bei deren Erreichen Hemmungen eintreten können, verwendet [Eder 2012].

### **2.3.2 Hydraulische Verweilzeit**

Die hydraulische Verweilzeit (HRT, Hydraulic Retention Time) ist die Zeitdauer, die ein zugeführtes Substrat im rechnerischen Mittel bis zu seinem Austrag im Fermenter verbleibt. Sie entspricht dem Quotient aus dem täglich eingebrachten Rohstoffvolumen und den

Volumina aller Fermenter. Diese rechnerische Verweilzeit entspricht der Vorstellung, dass das Substrat den Fermenter kontinuierlich von vorne nach hinten durchläuft.

$$HRT[d] = \frac{V_F [m^3]}{\dot{V}[\frac{m^3}{d}]}$$

Verweilzeit und Raumbelastung stehen in einem direkten Zusammenhang, wie in folgender Abbildung gezeigt wird. Es muss aber beachtet werden, dass es sich bei hier eingezeichneter Raumbelastung um jene handelt, die sich mittels dem täglich frisch zugeführten Rohstoff exklusive dem Rezirkulat errechnet.

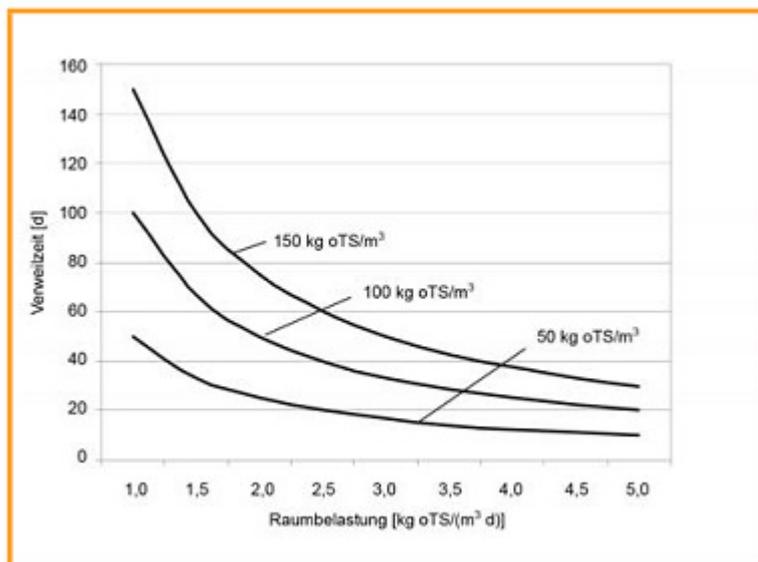


Abbildung 7: Zusammenhang der Verweilzeit mit der Raumbelastung über den oTS Gehalt im Fermenter [FNR 2010]

Die reale Verweilzeit weicht von der rechnerischen jedoch ab, da je nach Durchmischung über Kurzschlussströme einzelne Substratteile den Fermenter früher oder später verlassen können. Dies spielt eine umso größere Rolle, je mehr die Durchmischung in der Anlage stattfindet, oder in anderen Worten, je mehr rezirkuliert wird. Nachdem kontinuierlich immer genau so viel Volumen an Substrat hinten in das Endlager fließt wie vorne Volumen an frischem Rohstoff eingebracht wird, wird auch bei besserer Durchmischung mehr an frischem Substrat in das Endlager gepumpt. In der Anlage Launsdorf ist die theoretische hydraulische Verweilzeit [HRT] mit 118 d bis 250 d sehr hoch, was einen vollkommenen Abbau der organische Substanz vermuten lässt. Durch die gute Durchmischung durch das Rezirkulieren haben aber einzelne Teilchen des nicht vollständig abgebauten Materials eine

viel kürzere reale Verweilzeit. Diese sehr schnell durch die Anlage „gespülten“ Teilchen sind somit hauptverantwortlich für die Verluste an nicht vollständig abgebautem Material.

### **2.3.3 Produktivität**

Unter Produktivität versteht man die tägliche Biogasausbeute [ $P_{Biogas}$ ] bzw., wie in dieser Arbeit, die Methanausbeute [ $P_{CH_4}$ ] bezogen auf das Fermentervolumen. Die Gasmenge wird in Normkubikmetern [ $Nm^3$ ] oder Normlitern [NI] angegeben.

$$P_{CH_4} \left[ \frac{Nm^3}{d \cdot m^3} \right] = \frac{\dot{V}_{CH_4} \left[ \frac{Nm^3}{d} \right]}{V_R [m^3]}$$

### **2.3.4 Ausbeute**

Ähnlich wie bei der Produktivität gibt die Ausbeute die Menge an produziertem Bio- [ $A_{Biogas}$ ] bzw. Methangas [ $A_{CH_4}$ ] an, jedoch hierbei auf den eingesetzten Rohstoff bezogen. Sie gibt daher an, vor allem wenn von dem Rohstoff die im Labor getestete maximale Ausbeute als Vergleichswert bekannt ist, wie gut ein Rohstoff in der Anlage genutzt wurde.

$$A_{CH_4} \left[ \frac{Nm^3}{t \cdot oTS} \right] = \frac{\dot{V}_{CH_4} \left[ \frac{Nm^3}{d} \right]}{\dot{m} \left[ \frac{t \cdot oTS}{d} \right]}$$

Für die Analyse der Anlage Launsdorf ist die Ausbeute im Labor und die an der Anlage einer der wichtigsten Parameter, geben diese beiden doch Aufschluss über das Energiepotenzial des Rohstoffs und seine tatsächlich genutzte Energie.

### **2.3.5 Effizienz**

Zur Bewertung der Leistungsdaten an der Anlage müssen die Ausbeuten an der Anlage mit jenen aus den Laborversuchen verglichen werden. Die Effizienz [ $\eta$ ] wird wie folgt aus den Mengen des Beobachtungszeitraums errechnet:

$$\begin{aligned}
 & \frac{V_{\text{produziertes CH}_4} [\text{Nl CH}_4]}{\sum_1^n (m_i [\text{kg FM}] * \text{oTS Gehalt}_i [\%] * \text{Rohstoffanteil}_i [\%])} \\
 & \frac{\sum_1^n \left( \text{CH}_4 \text{ Ausbeute aus Batch}_i \left[ \frac{\text{Nl CH}_4}{\text{kg oTS}} \right] * \text{Rohstoffanteil}_i \right)}{\text{tatsächliche Methanausbeute} \left[ \frac{\text{Nl CH}_4}{\text{kg oTS}} \right]} \\
 & = \frac{\text{tatsächliche Methanausbeute} \left[ \frac{\text{Nl CH}_4}{\text{kg oTS}} \right]}{\text{theoretische Methanausbeute} \left[ \frac{\text{Nl CH}_4}{\text{kg oTS}} \right]} = \eta [\%]
 \end{aligned}$$

n..... Rohstoffart 1 bis n

In der Modellierung wird vom BOD Removal die Rede sein, welcher das Verhältnis zwischen dem Anteil an abbaubarem organischen Material des ins Endlager fließenden Substratstroms und jenem beschreibt, der im frischen Rohstoff des Eingangsstroms besteht. Dieser BOD Removal ist das aus dem Modell errechnete Pendant zur Effizienz.

$$\text{BOD}_{\text{Removal}} [\%] = \frac{\text{BOD}_{\text{inlet}} \left[ \frac{\text{kg O}_2}{\text{s}} \right]}{\text{BOD}_{\text{drain}} \left[ \frac{\text{kg O}_2}{\text{s}} \right]} = \eta [\%]$$

Die Erklärung wie der BOD Wert zu verstehen ist folgt in der Beschreibung der Modellierung.

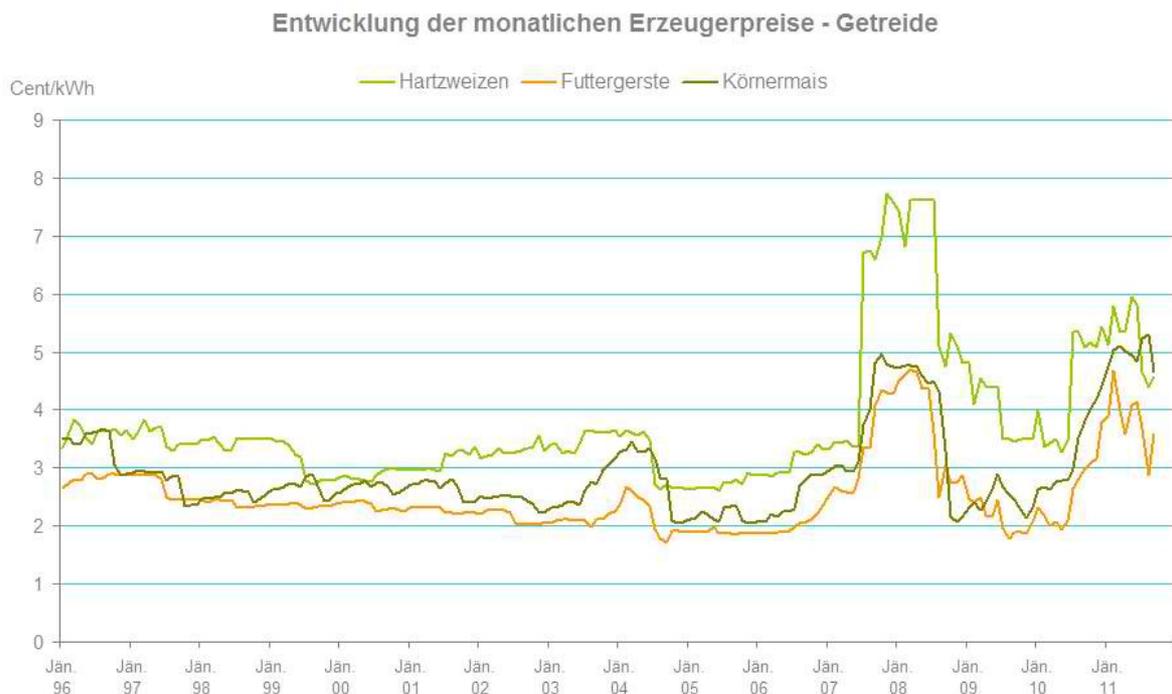
### **3 Die Biogasanlage Launsdorf**

#### **3.1 Allgemeines**

Die Biogasanlage Launsdorf wurde im Jahr 2005 im Auftrag der „Biogaspark Alpe Adria GmbH“, einer Tochter der „HYPO ALPE-ADRIA-BANK AG“, von der Firma „Schmack Biogas GmbH“ als Generalunternehmer errichtet und in Betrieb genommen. Dies war die Zeit in der die meisten heute in Österreich stehenden Anlagen gebaut wurden, da die Förderung für Ökostrom aus Biogas im Vergleich zu damaligen Rohstoffkosten (Maissilage) sehr hoch erschien. In den ersten beiden Jahren funktionierte der Betrieb der Anlage in Launsdorf auch sehr gut und es wurden hohe Auslastungen (über 90%) erzielt. Mit einem dramatischen Preisanstieg des Hauptrohstoffs Maissilage (der Preis der Maissilage hängt direkt mit dem Preis von Körnermais zusammen) im Jahr 2007 und beginnender Notwendigkeit von größeren Reparaturen an der Anlage kam die „Biogaspark Alpe Adria GmbH“ zunehmend in

finanzielle Schwierigkeiten, zumal sie zwischen 2004 und 2006 weitere 9 Biogasanlagen in Österreich und 8 in Deutschland gebaut und zu betreuen hatte, deren Finanzierungsbedarf plötzlich höher ausfiel als ursprünglich erwartet worden war.

Abbildung 8 zeigt den dramatischen Preisanstieg des Körnermais 2007, der für die Schwierigkeiten an vielen Biogasanlagen in Österreich und Deutschland verantwortlich war.



**Abbildung 8: Preisentwicklung von Körnermais umgelegt auf die verstromte Kilowattstunde Output in Cent**  
[<http://www.e-control.at/de/konsumenten/oeko-energie/kosten-und-foerderungen/rohstoffkosten>]

Zusätzlich kam die finanzierende Bank und Mutter des Biogasparcs mit Beginn der Finanzkrise im Jahr 2007 selbst in Schwierigkeiten und notwendig gewordene Nachinvestitionen in die Anlagen konnten nicht getätigt werden. Reparaturen an der Launsdorfer Anlage wurde somit ab 2008 nur mehr in geringstmöglichem Ausmaß durchgeführt, wodurch Zustand und somit die Auslastung stetig sanken. All das führte dazu, dass schließlich im Jahr 2011 alle Biogasanlagen des Biogasparcs verkauft und die Banktochter aufgelöst wurde. In Launsdorf wurde die Anlage in sehr schlechtem Zustand im August 2011 von Dipl. Ing. Franz Planegger, einem ansässigen Landwirt übernommen. Seit diesem Zeitpunkt ist der Autor bei der Biogasanlage Launsdorf in beratender Tätigkeit beschäftigt und hat in dieser Funktion die notwendigen Investitionen und Umbauten geplant und mittlerweile auch größtenteils umgesetzt.

## 3.2 Aufbau und technische Daten

### 3.2.1 Ursprüngliche Anlage

Die Anlage befindet sich circa einen Kilometer außerhalb des Ortskerns von Launsdorf und ist für 500 Kilowatt elektrische Leistung ausgelegt. Der Aufbau der Anlage entspricht dem damals für die Firma Schmack üblichen, das heißt es gibt einen quaderförmigen Hauptvergärer mit horizontalem Paddelrührwerk, einen runden Betonbehälter mit EPDM-Membranfolie als Nachgärer und Gasspeicher, und zwei weitere runde Betonbehälter als Gülle-Endlager. Zwischen den Fermentern und den Endlagern wird das Substrat bzw. die Gülle über eine zentrale Pumpstation von einen in den anderen Behälter gepumpt. Im Anlagenschema in Abbildung 9 wird der übliche Substratfluss und Biogasstrom gezeigt.

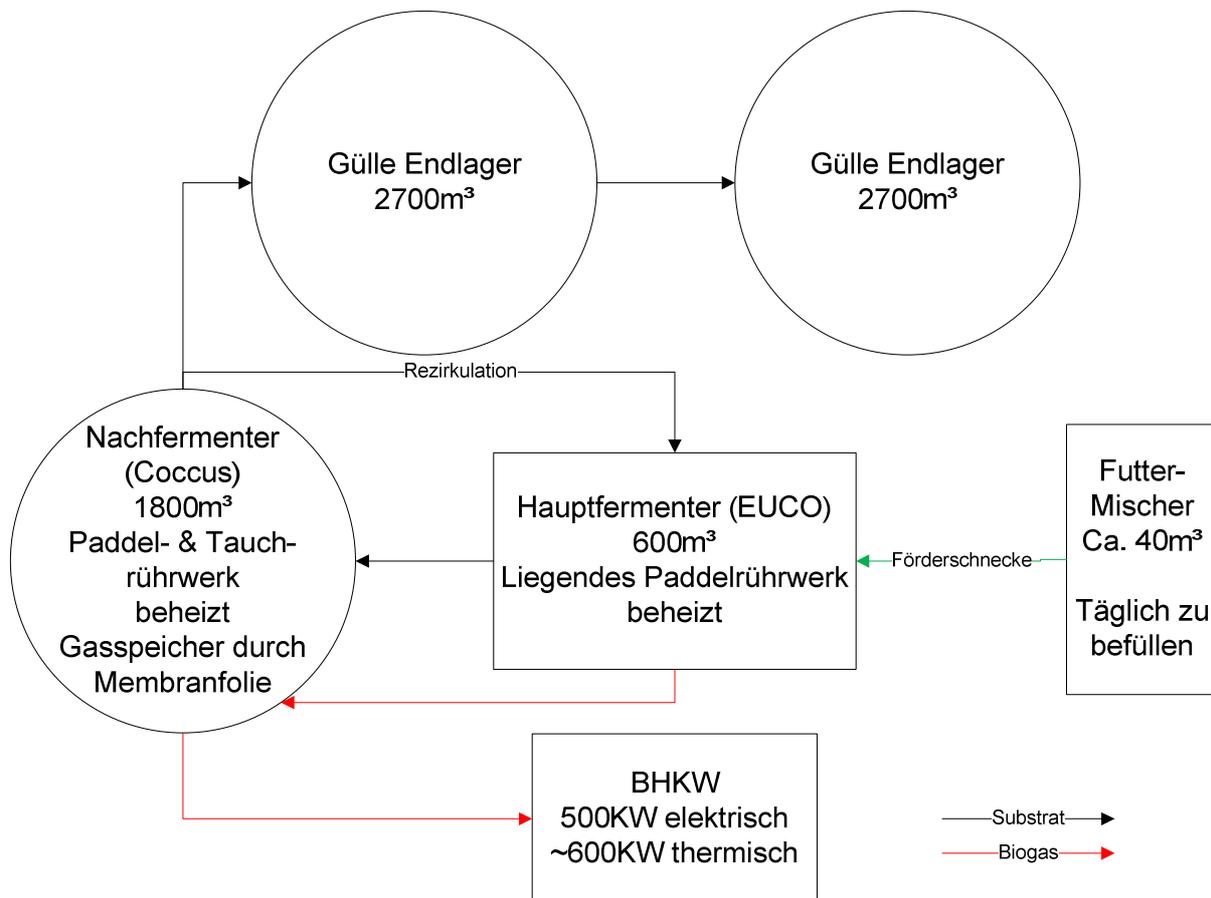


Abbildung 9: Schema der Anlage Launsdorf vor dem Umbau

Über die Pumpstation kann das Substrat bei Bedarf aber auch anders als im Schema gezeigt zwischen den Fermentern hin oder her gepumpt werden. Die so genannte Rezirkulation von Substrat aus dem Nachfermenter dient der Verdünnung des

Hauptfermenters, d.h.: der Zuführung von Substrat mit geringerem Trockensubstanzgehalt (TS-Gehalt). Da dieser mit 600 m<sup>3</sup> Volumen relativ kleine Hauptfermenter immer mit 30% bis 40% Trockensubstanz enthaltenden Rohstoff beschickt wird, wäre ohne dieses Rezirkulat das Rühren und Weiterpumpen nicht möglich. Aus Erfahrung gilt, um die Rühr- und Pumpfähigkeit zu gewährleisten als oberste Grenze 15% Trockensubstanzgehalt im Hauptfermenter. Die 15% TS-Gehalt wurden über mehrere Jahre des Anlagenbetriebs der Biogasanlage Launsdorf als jener Wert ermittelt, bei dessen Erreichen die Stromaufnahme der Motoren für das Paddelrührwerk stark anzusteigen beginnt, was bereits zu Wellenbrüchen geführt hat. Der prozesstechnisch wichtige Parameter des TS-Gehalts spielt beim Betreiben der Anlage eine zentrale Rolle, worauf im Kapitel über die Simulation noch zurückgekommen wird.

Das in den beiden Fermentern produzierte Biogas wird durch die sich hebende und senkende Membranfolie auf dem Nachfermenter gespeichert, wodurch die schwankende Gasproduktion ausgeglichen werden kann. Von diesem Speicher wird das Biogas über eine Kondensatabscheidung zum Blockheizkraftwerk geführt, in dem mittels eines Jenbacher Ottomotor und einem Generator elektrische Energie erzeugt und mittels Hochspannungstransformator in das Stromnetz eingespeist wird. Die dabei produzierte Wärme wird einerseits zum Beheizen der Fermenter, die auf ca. 37°C gehalten werden, und andererseits dem Launsdorfer Fernheizwerk geliefert.

Wie schon erwähnt gilt es, um eine Biogasanlage wirtschaftlich zu betreiben, in erster Linie eine möglichst hohe Auslastung, d.h.: nach Möglichkeit geringe Teillast- oder gar Stillstandzeiten des Motors, zu erreichen. Die Hauptproblematik am oben gezeigten Anlagenschema ist jedoch die fehlende Flexibilität. Wenn im Hauptfermenter eine Reparatur vorgenommen werden muss, zum Beispiel an den Rührwerken, muss dieser geöffnet und auf Grund des sonst anaeroben Prozesses mindestens zwei Tage belüftet werden bevor jemand zur Reparatur in den Behälter steigen kann. Während dieser Zeit kann aber über die Förderschnecke kein Rohstoff in den Fermenter gelangen und der bakterielle Abbauprozess kommt beinahe zum Erliegen. Bis zum vollständigen Wiederaufbau der Bakterienkulturen kann es gut eine Woche dauern. Wegen einer einfachen Reparatur kann es so zu einem Ausfall oder zu einer Verminderung der Stromproduktion kommen, was die Auslastung über den Monatsschnitt stark nach unten drückt. Ähnliches passiert bei der Notwendigkeit einer

Reparatur im Nachfermenter, wobei die Gasspeicherfolie geöffnet und auch mindestens zwei Tage belüftet werden muss. In diesem Fall kann zwar weiter frisches Substrat in den Hauptfermenter gefördert werden, jedoch kann das BHKW kein Biogas beziehen und steht somit während der Dauer der Öffnung des Fermenters still.

Als ein weiteres Problem der Anlage in ihrer ursprünglichen Form galt die zu geringe Verweilzeit. Durch eine zu geringe Verweilzeit wird noch nicht vollständig abgebautes, also noch in der Anlage nutzbare Energie enthaltendes Substrat in das Endlager gepumpt. Dies hat zwei große Nachteile:

1. Die Produktivität, also das Verhältnis von Output zu Input der Anlage ist nicht maximiert, es wird zu viel Rohstoff für die erzeugte Energie verbraucht.
2. Da bei Abbau des Substrats mit Methan und Kohlendioxid Kohlenstoff entweicht, verringert sich dessen TS-Gehalt. Bei nicht vollständigem Abbau bleibt also der TS-Gehalt höher, was prozesstechnische Schwierigkeiten an der Anlage mit sich bringen kann.

### ***3.2.2 Anlage nach Umbau***

Mit Planung und Durchführung des Umbaus wurde auf oben genannte Probleme reagiert. Hier folgt eine Auflistung der durchgeführten Umbaumaßnahmen mit den jeweils erhofften Verbesserungen:

➤ **Umbau eines Endlagers zu einem zusätzlichen Fermenter**

Durch einen zusätzlichen Fermenter wird die Verweilzeit verlängert, wodurch, wie oben schon erklärt, die Produktivität durch bessere Energieausbeutung des Substrats erhöht, und der TS-Gehalt im System durch weiteren Abbau vermindert wird. Da die Überdachung des Behälters mittels einer Gasspeicherfolie durchgeführt wurde, können durch die erhöhte Gasspeicherkapazität auch größere Schwankungen in der Biogasproduktion ausgeglichen werden.

➤ **Umstellung auf Flüssigfütterung**

Flüssigfütterung bedeutet, dass das frische Substrat nicht mehr über eine Förderschnecke in den Hauptfermenter eingebracht, sondern mittels einer speziellen Mischerpumpe mit flüssigem Substrat aus den Fermentern vermischt und danach über Rohrleitungen in einen der Fermenter gepumpt wird. Dieses

System hat den großen Vorteil, dass in jeden der jetzt drei Fermenter frisches Substrat eingebracht werden kann, wodurch einerseits der erste Fermenter bei Bedarf entlastet oder geöffnet werden kann, ohne ein Stillstehen der Stromproduktion zu verursachen. Andererseits entlastet das vorherige Vermischen des frischen Substrats mit jenem aus den Fermentern die Rührwerke.

➤ **Substrataufbereitung durch Querstromzerspaner**

Zur Zerkleinerung von vor allem langfasrigen Rohstoffen wie Stroh, das auch in dem an der Launsdorfer Anlage eingebrachten Putenmist enthalten ist, wurde der sogenannte Querstromzerspaner von der Firma „MeBa“ installiert und der Mischerpumpe vorgeschaltet. Dieser zerfasert und mischt durch schnell rotierende Ketten in einem runden Stahlbehälter die Rohstoffe, wodurch sie sich vor allem schneller aber zum Teil auch weiter abbauen lassen, als sie es im nicht aufbereiteten Zustand würden.

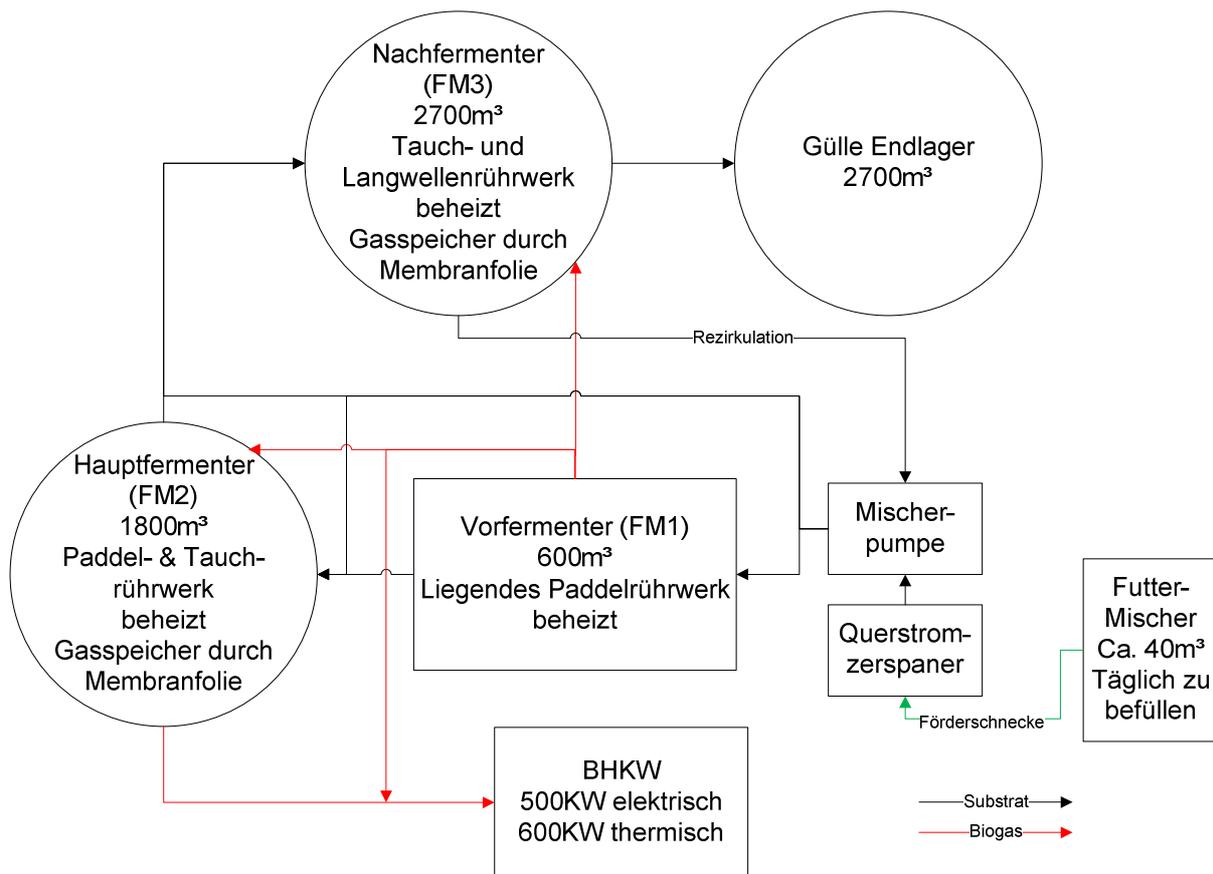


Abbildung 10: Schema der Anlage Launsdorf nach dem Umbau

Im Vergleich zum Anlagenschema vor dem Umbau sieht obige Abbildung nach dem Umbau durch die vielen Verbindungslinien etwas komplizierter aus, jedoch soll dadurch nur

dargestellt werden welche Möglichkeiten zu füttern es jetzt gibt. Die Rezirkulation passiert jetzt nicht mehr zusätzlich zur Fütterung, sondern ist über die Mischerpumpe in den Fütterungsprozess eingebunden. Für die eingezeichneten Gasleitungen sind die eingezeichneten Strömungsrichtungspfeile nur bedingt richtig, da in diesen das Gas je nach Produktion in den jeweiligen Fermentern in jede Richtung strömen kann.

### ***3.3 Leistungsdaten und Substratverbrauch***

Dieser Unterpunkt soll auf die großen Verbrauchs- und Leistungsdaten eingehen, um einen Überblick zu verschaffen, und zur Erklärung der Herkunft dieser Daten dienen. Die für die Kalibrierung der Modelle verwendeten Daten wurden über einen Beobachtungszeitraum ermittelt, auf den in den Kapiteln über die Simulation noch weiter eingegangen wird.

Alle Daten über die Einspeisung elektrischer Energie wurden über die viertelstündliche Lastaufzeichnung der Kelag erhoben und, um mit dem Rohstoffverbrauch vergleichbar gemacht zu werden, über die von Leistungsbereich und Methangehalt abhängige Wirkungsgradkurve des Motors (nach Herstellerangaben) auf Normkubikmeter Methan [ $\text{Nm}^3 \text{CH}_4$ ] zurückgerechnet. Dies ist notwendig, da es an der Anlage keine Gasmengenmessung, sehr wohl aber ein Gasanalysegerät gibt, mit welchem die Volumenanteile an Methan gemessen werden. Für die Umrechnung auf die Gasmenge von Methan wurde der Wert 9,914 Kilowattstunden pro Normkubikmeter [ $\text{kWh}/\text{Nm}^3$ ] herangezogen.

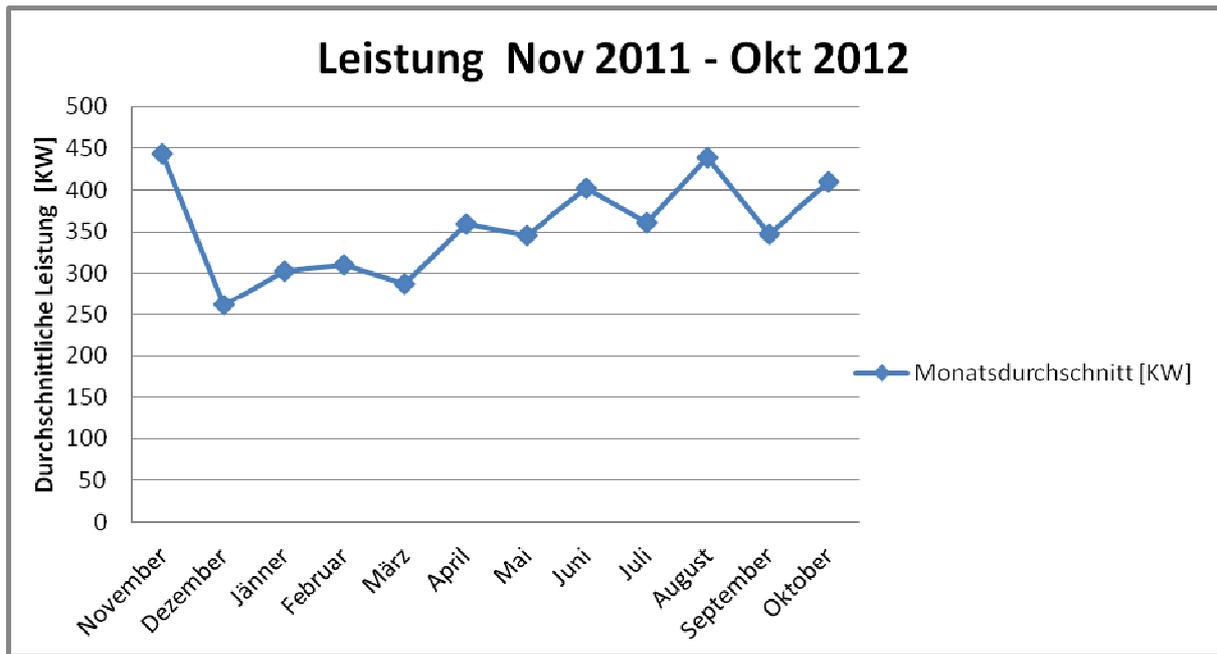


Diagramm 1: Durchschnittliche Monatsleistungen über 12 Monate

Obiges Diagramm zeigt die durchschnittlichen Monatsleistungen von November 2011 bis Oktober 2012, wobei dieser Zeitraum ungefähr dem über ein Jahr erfolgten Rohstoffverbrauch der im Oktober 2011 eingefahrenen Ernte entspricht. In diesen 12 Monaten wurden 3125 MWh von 4392 bei Volllast möglichen MWh eingespeist, was einer nicht besonders erfreulichen Auslastung von 71,1% entspricht. Der Umbau an der Anlage begann im Jänner 2012 und wurde im Juli 2012 fertiggestellt. Da die maximale Leistung 500KW ist, kann man im Diagramm deutlich erkennen, dass nach Inbetriebnahme der umgebauten Anlage zwar eine leichte Steigerung, aber bei weitem noch keine Volllast erreicht werden konnte (Der November 2012 war außergewöhnlich gut und statistisch ein Ausreißer nach oben). Dies liegt jedoch an vielen kleinen Startschwierigkeiten mit den neuen Komponenten der Anlage, die es noch zu beheben gilt. Für diese Arbeit wurde trotzdem der Zeitraum von 1. Juli 2012 bis 30. Oktober 2012 als Beobachtungszeitraum festgesetzt und alle für die zur Simulation relevanten Daten gesammelt, welche unten noch genauer erläutert werden.

Für den Betrieb der Anlage wird auf einer Fläche von ca. 130 ha Silomais angebaut, auf denen ca. 6000t Maissilage mit 40% Feuchtigkeitsgehalt geerntet werden. Zusätzlich werden ca. 1200t Putenmist in der Anlage verwertet.

## **4 Ausgangsmaterialien – Rohstoffe**

Wie schon eingangs erwähnt, befasst sich diese Arbeit mit der Erprobung der folgenden 3 Rohstoffe in Biogasanlagen: Maissilage, Maisstroh und Putenmist. Dieser Teil befasst sich mit der ausführlichen Beschreibung der Herkunft, Zusammensetzung und Energiegehalte der Rohstoffe.

### **4.1 Rohstoffprobenherkunft**

Da an der Biogasanlage große Mengen an Rohstoffen verbraucht werden und die analysierten Probenmengen sehr klein waren kann über die Schwankungsbreite der Inhaltsstoffmengen in den Rohstoffen keine Angabe gemacht werden. Auch war es im Rahmen dieser Arbeit nicht möglich mehrere Proben jedes Rohstoffes zu analysieren. Um diesen unabwendbaren Abweichungsfehler gering zu halten wurde beim Ziehen der Proben sehr darauf geachtet, dass diese aus einer für den Jahresverbrauch möglichst repräsentativen Rohstoffmenge stammen. Zeitlich wurden alle Proben am 22.9.2011, also zur Zeit der Silomaisenernte 2011, gezogen. Mit den drei Rohstoffen wurde jeweils ein luftdicht verschließbares 50 Liter Plastikfass gefüllt, der Inhalt verdichtet und es dann verschlossen. Um die Gasausbeute eventuell steigernden Effekt des sogenannten Querstromzerspanners (QZ) der Firma „MeBa“ zu testen, wurden die Proben zu einer dieses Gerät verwendenden Biogasanlage nach Munzingen in Oberbayern gebracht, um dort einen Teil der einzelnen Proben mit dem QZ aufzubereiten. Somit konnte jede Probe einmal in nativer und einmal in aufbereiteter Form in Säckchen zu je etwa 2 kg vakuumverpackt, in einer Kühlbox in die Labors der Boku Wien nach Tulln gebracht, und dort bis zum Start der Versuche eingefroren werden. Die Zeitspanne vom Ziehen der Proben bis zum Einfrieren in den Labors belief sich auf weniger als 2 Tage. Auf Energieverluste der Rohstoffe, die bei der Lagerung, zum Beispiel als Silage, an der Anlage auftreten wird hier nicht näher eingegangen, sie werden vielmehr als Anteil des Unterschieds zwischen Energieausbeuten im Labor und an der Anlage Ausdruck finden. Zu der Größe des Anteils den der Lagerungsverlust an diesem Unterschied ausmacht können keine Aussagen getroffen werden.

#### **4.1.1 Maissilage**

Die Probe der Maissilage wurde von einem sich in Launsdorf befindlichen Feld mit in dieser Region häufig vorkommendem Schotterboden gezogen. Dieses Feld ließ mit ca. zehn

Prozent der Gesamterntefläche am ehesten das Ziehen einer für die durchschnittliche Rohstoffgüte der Gesamternte repräsentativen Probe zu. Die angebaute Maissorte war „Die Saat DK4964“ von der RWA AG mit einer Reifezahl von 380. Das Fass mit der Probe der Maissilage wurde, während der Häcksler in der Mitte des Feldes fuhr direkt von diesem befüllt und sogleich verschlossen.



Abbildung 11: Ziehen der Maissilage Probe

#### **4.1.2 Maisstroh**

Die für diese Arbeit verwendete Probe des Maisstrohs wurde, um mit der Maissilage vergleichbares Material zu gewinnen, an der gleichen Stelle des gleichen Felds gezogen. Dazu wurden über eine Strecke von 20 Metern und einer Breite von 8 Zeilen, entsprechend der Breite des Häckslers, die Kolben von den Pflanzen abgeschnitten und eingesammelt. Daraufhin wurden die kolbenlosen Pflanzen gehäckselt und in ein weiteres Fass gefüllt. Diese Art Maisstroh zu gewinnen ist von den derzeit üblichen Arten stark differenziert, da meist eine Körnermaisernte durchgeführt und danach das liegengebliebene trockene Maisstroh vom Boden aufgesammelt wird, wobei dem Maisstroh auch einiges an unerwünschtem Material wie Erde beigemischt wird. In dieser Arbeit soll aber, um nicht ihren Rahmen zu

sprengen, die Ernte- und Lagerungstechnik bewusst ausgeklammert werden. Vielmehr stellt der Autor an diese Arbeit den Anspruch das mögliche Potenzial der Rohstoffe, vor allem des Maisstrohs, auszuloten, wozu die hier beschriebene Methode der Beschaffung des Maisstrohs durchaus geeignet ist.

Weiters wurden auch am selben Standort, an dem die beiden Maisproben gezogen wurden, zwanzig, als Referenzen dienende, ganze Maispflanzen in Erntehöhe geschnitten und ihre Bestandteile gewogen. Durch dieses Wiegen der Pflanzen kann auf einen theoretischen Maisstrohertrag pro Hektar geschlossen werden, welcher laut untenstehender Tabelle 54,84% der Frischmasse des Maissilageertrages pro Hektar ausmacht.

	Ganzpflanze	Kolben	Restpflanze	Kolben	Körner	Spindel	Lieschen
Durchschnitte [g]	750,85	339,08	411,78	339,08	261,28	52,51	25,01
Durchschn. Anteile [%]	100,00%	45,16%	54,84%	100,00%	77,06%	15,49%	7,38%

**Tabelle 1: Massenmäßige Aufteilung der Maispflanze in Kolben und Restpflanze und massenmäßige Aufteilung des Kolbens in Körner, Spindel und Lieschen; Durchschnitte von 20 Referenzpflanzen**

Dabei darf jedoch nicht darauf vergessen werden, dass gegebene Anteile sich rein auf die massenmäßigen Anteile an der Frischmasse beziehen und weder Aufschluss über ihren Trockensubstanz- (TS-) oder organischen Trockensubstanz- (oTS-), noch über dessen Energiegehalt geben können. Diese Anteile werden erst nach Auswertung der Inhaltsstoffanalysen und der Batch-Versuche errechenbar sein.

#### **4.1.3 Putenmist**

Der in der Anlage Launsdorf verwertete Putenmist wird von einem ortsansässigen Unternehmen welches in erster Linie Putenmast betreibt, der „Johann Stromberger GmbH“ gegen die Unkosten des Transports bezogen. Laut Angaben des Unternehmens könnten etwa 2400t Putenmist im Jahr geliefert werden. Bei Bedarf wäre es denkbar noch weiteren Putenmist von in der Umgebung produzierenden Mastbetrieben zu erwerben.

Der Putenmist besteht aus Putenkot und Stroh, das zu Beginn und ca. einmal wöchentlich während der Mast über eine Mastdauer von 15 Wochen eingestreut wurde. Die genommene Probe entstammt einer Charge von 250t, geliefert am 22.9.2011. Davon wurden etwa 15t entnommen und mittels einem Schaufelradlader gut durchmischt und daraus das Probenfass befüllt und verschlossen.

## **4.2 Rohstoffanalysen**

### **4.2.1 Bestimmung der Trockensubstanz (TS)**

Bevor mit den Batch Versuchen begonnen wurde mussten Trockensubstanz- und organischer Trockensubstanzgehalt gemessen werden. Die gefrorenen Versuchsproben wurden aus den Kühlräumen in das Versuchslabor gebracht und zum Auftauen für einen Tag bei Zimmertemperatur vakuumverpackt liegen gelassen. Zur Bestimmung der Trockensubstanz wurden die Frischmassen [FM] der Proben eingewogen und in einen Ofen bei 105°C erhitzt bis Gewichtskonstanz herrschte. Nach dem Rückwiegen konnte der Rückstand als Trockensubstanzgehalt der Frischmasse [% FM] angegeben werden.

$$TS = \frac{\text{Trockenmasse [g]}}{\text{Feuchtmasse [g]}} [\% FM]$$

### **4.2.2 Bestimmung der organischen Trockensubstanz (oTS)**

Die Trockenmassen der Proben wurden in weiterer Folge für 5 Stunden in einem Muffelofen bei 550°C ausgeglüht. Dabei verbrannten alle organischen Substanzen und es blieb zum größten Teil aus Mineralien bestehende Asche zurück. Nach dem Rückwiegen und Abzug dieser von der Trockensubstanz erhielt man den organischen Trockensubstanzgehalt.

$$oTS = \frac{\text{Trockenmasse [g]} - \text{Asche [g]}}{\text{Frischmasse [g]}} [\% FM]$$

Vor allem bei Mist und Maisstroh besteht die Asche, also der Unterschied zwischen TS und oTS, oft zu großen Teilen aus mineralischen Komponenten, die durch Erdeintrag beigemischt werden.

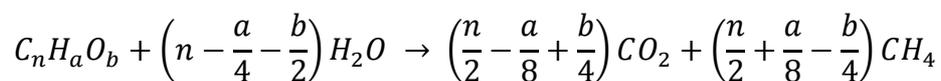
### **4.2.3 Elementaranalyse – C/H/N/S**

Die Modellierung der Biogasanlage basiert auf einer Stoffmengenbilanzierung, wozu die chemische Zusammensetzung der Rohstoffe benötigt wird. Diese wurde im Mikroanalytischen Laboratorium der Universität Wien durchgeführt. Als Ergebnis werden die vorkommenden Anteile an dem jeweiligen Element in Gramm pro Gramm organischer Trockenmasse angegeben [g/g oTS].

Die C/H/N/S-Elementaranalyse liefert die Massenprozent der zu bestimmenden Elemente in Bezug auf die organische Trockensubstanz. Sie erfolgt mit Hilfe des "EA 1108 CHNS-O" von Carlo Erba (später Fisons Instruments). Die Probe wird in einer Zinnkapsel eingewogen. Anschließend fällt sie in einen Ofen und es wird ein definiertes Volumen Sauerstoff zugeführt. Bei ca. 1020°C wird die Probe "mineralisiert". Die vollständige Oxidation wird durch einen Wolframtrioxid-Katalysator garantiert. Das Produktgas (CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, NO<sub>x</sub> und überschüssiges O<sub>2</sub>) strömt anschließend über eine Kolonne mit Kupfergranulat. Daran wird bei ca. 860°C der Restsauerstoff gebunden und die Stickoxide zu Stickstoff reduziert. Nun enthält die Gasmischung die Analytgas CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub> und SO<sub>2</sub>. Als Trägergas für die Gaschromatographie dient hochreines Helium (Qualität 5.0). Die Detektion wird an einem Wärmeleitfähigkeitsdetektor vorgenommen. Es werden jeweils Doppelbestimmungen durchgeführt und der Mittelwert bestimmt. [Theiner 2000]

#### **4.2.4 Theoretisches Biogaspotenzial**

Aus den Elementarzusammensetzungen der Rohstoffe können über die Formel von Buswell [Buswell 1952] die theoretischen maximalen Biogasausbeuten, in erster Linie der CO<sub>2</sub> und CH<sub>4</sub> Gehalt, stöchiometrisch errechnet werden.



### **4.3 Batch-Gärversuche**

Der Batch Gärversuch ist ein nicht kontinuierliches Verfahren zum Testen von organischen Substanzen auf ihre anaerobe Abbaubarkeit.

Solche Gärtests erlauben Aussagen

- zur grundsätzlichen Bewertung des möglichen Biogasertrags und der anaeroben biologischen Abbaubarkeit eines Stoffes oder Stoffgemisches,
- zur qualitativen Beurteilung der Geschwindigkeit des anaeroben Abbaus des untersuchten Stoffes und
- zur qualitativen Bewertung der Hemmwirkung des untersuchten Stoffes im untersuchten Konzentrationsbereich.

Sie erlauben keine Aussagen

- zur Prozessstabilität in Reaktoren, die mit dem untersuchten Stoff oder dem Stoffgemisch kontinuierlich beschickt werden,
- zur Biogasausbeute unter Praxisbedingungen, auf Grund möglicher negativer oder positiver Synergieeffekte,
- zur Monovergärbarkeit des Substrates unter Prozessbedingungen und
- über die Grenzen der organischen Raumbelastung.

[VDI 4630, 2006]

### **4.3.1 Versuchsaufstellung**

Die Batch-Versuche wurden in der IFA Tulln in den Labors der Boku Wien nach den Richtlinien der VDI 4630 durchgeführt. Für diese Diplomarbeit wurden im Rahmen einer neuen Versuchsaufstellung des gesamten Labors 8 verschiedene Proben in die Batch-Versuche eingebracht. Wie in den VDI 4630 vorgeschrieben wurden diese je in dreifacher Ausführung und somit insgesamt 24 Versuchsbehälter aufgestellt.

Folgend die Liste der angesetzten Versuche ohne Wiederholungen:

1. Maissilage gehäckselt (MS nativ)
2. Maissilage mit QZ vorbehandelt (MS QZ)
3. Maisstroh gehäckselt (MSt nativ)
4. Maisstroh mit QZ vorbehandelt (Mst QZ)
5. Putenmist (PM nativ)
6. Putenmist mit QZ vorbehandelt (PM QZ)
7. Mischung MS nativ mit PM nativ im Verhältnis 2:1
8. Mischung MS nativ mit PM nativ im Verhältnis 1:1

Die Proben Nummer 7 und 8 wurden in der Hoffnung aufgestellt Erkenntnisse über eventuell auftretende Hemmungen des Gasbildungsprozesses durch einen hohen Mistanteil zu erlangen.

In jeden Behälter wurde eine geringe Menge des jeweils zu testenden Rohstoffs eingewogen und weiters mit einem Inokulum der Biogasanlage St. Margarethen am Moos

befüllt, welches eine Bakterienkultur enthielt und somit den Abbauprozess in Gang brachte. Die eingewogene Menge an Rohstoff ergibt sich aus dem vorgegebenen Verhältnis zwischen der Trockenmasse des Rohstoffs und dem Inokulum, welches immer 1:3 zu betragen hatte. Um den Anteil an produziertem Gas aus dem Inokulum zu erfahren wurde ein Behälter mit reinem Inokulum befüllt und somit auf seinen Gasinhalt getestet. Mit untenstehender Formel konnten somit die Normliter Methan pro kg organischer Trockensubstanz des Rohstoffs ermittelt werden.

$$\text{Methanertrag} \left[ \frac{\text{Nl CH}_4}{\text{kg oTS}} \right] = \frac{\text{Biogasertrag [Nl]} * \text{Methangehalt [\%]} - \text{Methanertrag aus Inokulum [Nl]}}{\text{eingewogener Rohstoff [kg oTS]}}$$



Abbildung 12: Batch Versuche an der IFA Tulln

Die Batch-Glasbehälter wurden in ein Wasserbad mit 37°C gestellt, welches über den gesamten Versuchsablauf die Temperaturkonstanz gewährleisten soll. Auf diese Behälter werden mit Silikon abgedichtete Glasröhren aufgesetzt, die eine Volumenskala aufweisen und eine Sperrflüssigkeit enthalten.

### **4.3.2 Versuchsbetreuung**

Die Versuchsbetreuung wurde teils von an der IFA Tulln arbeitenden Diplomanden und teils vom Autor selbst durchgeführt. Zur Versuchsbetreuung mussten vor allem, anfänglich zumindest täglich, die Gasbildung in jedem Behälter an der verdrängten Sperrflüssigkeit, und somit die Gasproduktion seit der letzten Kontrolle, abgelesen werden. Immer wenn die Sperrflüssigkeit in dem Glasrohr schon beinahe ganz verdrängt war, musste das produzierte Gas ausgelassen und mittels eines Messgeräts analysiert werden, wodurch der durchschnittliche Anteil an Methan von 52% bestimmt werden konnte. Nach einer Dauer von 36 Tagen konnte keine Gasproduktion mehr gemessen werden und die Versuche wurden abgebrochen. Hier gilt es noch einmal zu betonen, dass aus Batch-Versuchen nicht auf die „notwendige“ Verweilzeit in echten Reaktoren geschlossen werden kann, da die Beschickung im Versuch nur einmalig und nicht kontinuierlich passiert.

## **5 Das IPSE – Modell**

### **5.1 Die Prozessmodellierungsumgebung IPSEpro®**

IPSEpro® ist ein statisches, gleichungsorientiertes Simulationsprogramm mit modularer Struktur und eines der am Institut für Verfahrenstechnik der TU Wien verwendeten Programme zum Nachbilden verfahrenstechnischer Systeme, entwickelt von dem Grazer Unternehmen SimTech. Zur Lösung der Gleichungssysteme verwendet IPSEpro® das Newtonsche Lösungsverfahren. Für die Simulation im Rahmen dieser Diplomarbeit wurde es den anderen Programmen aufgrund seiner großen Flexibilität und der schon bestehenden Vorarbeiten im Bereich Biogasproduktion vorgezogen. Flexibilität bedeutet hier zwar eine etwas schwierige erste Anwendung und erfordert etwas Einarbeitungszeit, im Gegenzug lässt es dem Benutzer jedoch große Freiheiten im Bereich der Adaptierung des Modells für noch nicht oder wenig entwickelte Bereiche, wie hier der Prozesssimulation von Biogasanlagen.

### **5.2 Zur Funktion von IPSEpro®**

Zu IPSEpro® gehören grundsätzlich zwei Teile, der „Model Development Kit (MDK)“ in dem Connections, Globals und Units mittels Gleichungen „gebastelt“ werden, und die

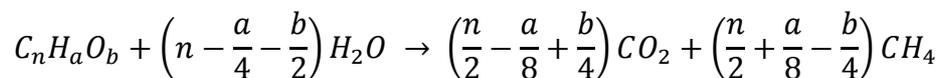
„Process Simulation Environment (PSE)“ in der die zuvor gebastelten und in einer Library zusammengefassten Teile aus dem MDK zu Prozessabläufen verkettet werden. Connections können hier eine Verbindung zur Leitung verschiedenster Materialien und Ströme sein, aber auch die Übertragung von mechanischen Kräften, beispielsweise eine Welle zwischen Motor und Generator, darstellen. Eine im MDK erdachte Connection kann somit nur die ihr zugewiesenen Massen oder Kräfte übertragen. Wichtig dabei ist, dass in einer Connection keinerlei Veränderung des übertragenen Mediums stattfindet, also *Eingang ist immer gleich Ausgang*. Als Global werden im MDK die Arten der Beschreibung der Medien bezeichnet, die von den Connections übertragen werden. Das heißt die Globals beschreiben welche Informationen über ein Material vorhanden sind, beispielsweise seine Elementarzusammensetzung oder die Zusammensetzung nach der Weender Analyse. Die als Units bezeichneten Teile sind die eigentlichen Reaktoren in dem System, in denen Prozesse vor sich gehen. Ihre wichtigste Eigenschaft basiert auf dem Grundsatz der Massenkonstanz, also der Gleichung *Summe der Eingangsströme ist gleich der Summe der Ausgangsströme*. Klarerweise gilt diese Bedingung sowohl für die einzelnen Komponenten (je nach Global: Elemente, Zellulose, Zucker) als auch für den gesamten Massenstrom. Hier können sich die einzelnen Massenströme jedoch auch verändern, sei es durch bloße Vermischung verschiedener Ströme oder aber durch Aufteilung von Strömen durch chemische Prozesse, die in der Unit im MDK als eine Reihe von Gleichungen beschrieben werden. Von SimTech gibt es für IPSEpro® verschiedene Standard – Libraries, die an der TU Wien durch Erstellen von neuen Units, Globals und Connections weiterentwickelt und so auch für den Bereich Biogas brauchbar gemacht wurden. Die Gleichungssysteme in den Units sind sehr logisch aufgebaut und einfach zu verstehen und durch das Eintragen neuer Gleichungen zu adaptieren, worin sich die erwähnte große Flexibilität des Programms zeigt.

In der PSE kann man, nach entsprechendem Erstellen und Sichern einer neuen oder adaptierten Library im MDK, diese aufrufen und einen Prozess oder die Abfolge mehrerer Prozesse hintereinander zusammenstellen und mit der Simulation beginnen. Das so genannte Flow Sheet, wie auch jede Unit im Einzelnen, ist nun als großes Gleichungssystem mit einer bestimmten Anzahl an Variablen und Gleichungen zu verstehen. Um das Gleichungssystem lösbar zu machen und entsprechende Ergebnisse zu bekommen muss daher die Anzahl an Variablen jener der Gleichungen entsprechen. Wenn sie dies nicht tut, werden Fehlermeldungen ausgegeben, die auf, bei zu geringer Anzahl an Variablen,

Unbestimmtheit oder, bei zu hoher Anzahl an Variablen, auf Überbestimmtheit hinweisen. Um die Anzahl in einem unbestimmtem System angleichen zu können, müssen entweder Variablen konstant gesetzt werden, das heißt einen Betrag für sie einzugeben, oder Variablen miteinander durch entsprechend viele zusätzliche Gleichungen in Verbindung gebracht werden. Wird nun die Berechnung gestartet, beginnt das Programm mit einer Iteration, die in endlich vielen Wiederholungen aus den gesetzten Konstanten und ihren Verknüpfungen mit den Variablen durch das Gleichungssystem, entsprechend der Anzahl an eingegebenen Iterationsschritten mehr oder weniger exakte Ergebnisse liefert. Durch Eingeben des Maximums von hundert Iterationsschritten erhält man Werte mit äußerst hoher Genauigkeit. Jedoch kann es passieren, dass einige Gleichungen nicht konvergieren, was sich in den meisten Fällen durch die Eingabe von Schätzwerten für einige Variablen beheben lässt, und somit das Gesamtsystem konvergiert.

### **5.3 Ausgangsmodell**

Die Vorarbeiten zu dieser Arbeit, die schon bestehende Biogas-Library für IPSEpro®, wurden von der Diplomarbeit von Lukas Schlegl, „Analyse und Simulation eines Biogasprozesses“ [Schlegl 2005] übernommen und weiterentwickelt. Die zentrale Unit sowohl des Modells von Schlegl als auch des in dieser Arbeit entwickelten ist der Fermenter, dessen Funktionsweise im Folgenden beschrieben wird. Die Unit CH<sub>4</sub> – Fermenter benötigt die elementare Zusammensetzung des Eingangstroms (C, O, H, N, S) um über die Buswell Formel die stöchiometrisch maximal mögliche Methan- und Kohlendioxidproduktion zu errechnen.



In dieser Formel [Buswell, 1952] wird der hundertprozentige Abbau des organischen Materials unterstellt, was im anaeroben Abbau, wie er in einem Biogas-Fermenter stattfindet, nicht möglich ist. Im Modell von Schlegl wird diesem Problem begegnet, indem Produktionsfaktoren eingeführt werden, jeweils einer für die Umsetzungsrate von Kohlendioxid und Methan, die die von Buswell errechneten maximalen Umsätze um einen beliebigen prozentuellen Anteil, der in der Fermenter Unit vorgegeben werden kann, verringern. Diese einfache Adaptierung hat ohne zusätzliche Änderungen noch immer den

Nachteil, dass unabhängig von Fermentergröße (und damit der Verweilzeit) und Konzentration des im Fermenter vorhandenen abbaubaren Materials immer gleich viel abgebaut wird. Um mit diesem Modell gute Simulationen zu erreichen, müssen daher für jeden nachgebildeten Fermenter die Produktionsfaktoren durch empirisch ermittelte Daten angepasst werden. Auf diese Problematik und deren Behebung wird im folgenden Kapitel „Erweiterung des Modells“ noch näher eingegangen.

Der Anteil des Wasserdampfs im Biogas wird über eine Funktion des Wasserdampfpartialdrucks bei der Betriebstemperatur des Fermenters errechnet. Dieser Partialdruck entspricht einem Volumenanteil der dem Biogasvolumenstrom zugerechnet und dann über die Ideale Gasgleichung in einen Molenstrom umgerechnet wird [Schlegl 2005].

Die Simulation des Umsatzes der weiteren Biogasbestandteile wie Schwefelwasserstoff, Sauerstoff, Wasserstoff und Stickstoff, ist für diese Arbeit nicht essentiell und wird daher nicht ausführlich behandelt. Im Gegensatz zu dem Modell von Schlegl werden Sauerstoff, Wasserstoff und Stickstoff nicht mittels Produktionsfaktoren errechnet, sondern, aufgrund ihrer geringen Mengenanteile in der tatsächlichen Biogasproduktion, hier null gesetzt. Nur für Schwefelwasserstoff bleibt ein prozentueller Produktionsfaktor (für hier gezeigte Simulationen auf realistische 95% gesetzt) der angibt wie viel Prozent des im Eingangsstrom enthaltenen elementaren Schwefels im Biomassestrom verbleiben. Der Rest geht als Schwefelwasserstoff ins Biogas.

## ***5.4 Die Erweiterung des Modells***

Um die Simulationsmöglichkeiten des Modells für die Zwecke dieser Arbeit anzupassen wurden einige Änderungen bzw. Zusätze in die Library eingebaut, welche im Folgenden erklärt werden.

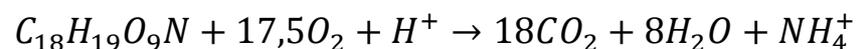
### ***5.4.1 Chemical Oxygen Demand (COD)***

Der Chemical Oxygen Demand (COD), zu Deutsch Chemischer Sauerstoff Bedarf (CSB), kommt aus der Abwassertechnik und gibt den notwendigen Sauerstoffbedarf an um das organische Material, das sich in dem Abwasser befindet, vollständig oxidieren zu können. Diese Methode wurde eingeführt, da es beinahe unmöglich ist, jeden einzelnen Bestandteil des organischen Materials zu messen bzw. zu analysieren. Als Oxidationsmittel wird

Kaliumpermanganat und Kaliumdichromat verwendet und deren Mengenverbrauch in den Sauerstoffbedarf umgerechnet, der für die Oxidation notwendig gewesen wäre. Das bedeutet aber auch, dass die Messung nur ca. 90-95% des theoretischen Sauerstoffbedarfs zur vollständigen Oxidation vom gesamten organischen Material darstellt. Die Messergebnisse der verschiedenen Methoden, einerseits mittels Kaliumpermanganat und andererseits mittels Kaliumdichromat, können gegenseitig nicht absolut verglichen werden. [Sawyer et al. 2003]. Auch der in dieser Arbeit verwendete theoretische COD kann mit den gemessenen nicht absolut verglichen werden.

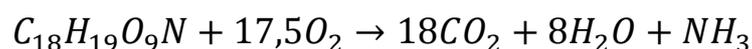
**Es sei betont, dass der hier verwendete COD-Wert nicht dem in der Literatur beschriebenen gemessenen COD-Wert entspricht, sondern nur in Anlehnung an diesen so genannt wird und immer auf unten beschriebene Weise errechnet wurde!**

Mit COD und BOD (Biochemical Oxygen Demand) entwickelte man eine Gesamtanalyse, welche als eine Gleichung der Oxidation von organischem Material, hier symbolisiert in einer durchschnittlichen Zusammensetzung  $C_{18}H_{19}O_9N$ , dargestellt werden kann:

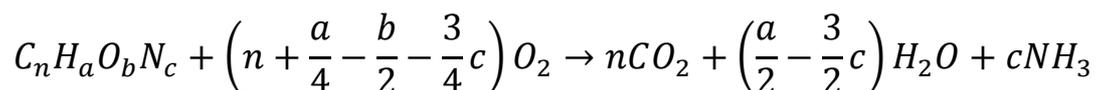


[Henze et al., 2000]

Oder auch:



Die verbrauchte Menge an Sauerstoff kann in Versuchen gemessen oder aber über Ableitung von obigen Formeln theoretisch berechnet werden. Dazu wird die in eine allgemeine Form gebrachte Oxidationsformel für organisches Material verwendet:



Es kann dadurch, bei bekannter Elementarzusammensetzung des organischen Materials (C, H, O, N), der stöchiometrisch errechnete theoretisch notwendige Sauerstoffbedarf wie folgt errechnet werden (Da es sich bei dem Modell um ein Flussmodell handelt, sind alle Werte in Einheiten pro Sekunde dargestellt):

- Umrechnung der Massenanteile in Stoffmengen (Mol):

$$\begin{aligned}n * C [mol/s] &= x * C [g/s]/12,011 \\a * H [mol/s] &= x * H [g/s]/1,00794 \\b * O [mol/s] &= x * O [g/s]/15,9994 \\c * N [mol/s] &= x * N [g/s]/14,0067\end{aligned}$$

- Aus obiger Formel ergibt sich die Stoffmenge für Sauerstoff

$$\left(n + \frac{a}{4} - \frac{b}{2} - \frac{3}{4}c\right) O_2$$

- Umrechnung von der Stoffmenge in Masse

$$COD [g/s] = \left(n + \frac{a}{4} - \frac{b}{2} - \frac{3}{4}c\right) * 15,9994 * 2$$

Da in allen IPSE® - Modellen die in dieser Arbeit verwendet wurden die Substratströme (alle Flüsse außer den Gasflüssen) durch ihre Elementarzusammensetzungen beschrieben sind kann der COD-Fluss an jeder beliebigen Stelle daraus errechnet werden. Hierbei gilt zu erwähnen, dass der COD für die Simulation des Biogas-Prozesses nur eine Hilfestellung einnimmt, da dieser doch als anaerober Prozess stattfindet, der COD sich jedoch von der Oxidation herleitet. Es steckt daher wenig Aussagekraft in der Angabe wie viel Kilogramm Sauerstoff pro Kilogramm organischer Trockensubstanz es zur vollständigen Oxidation bedarf, sehr wohl aber sagt das Verhältnis zwischen COD im abgebauten und COD im ursprünglichen Material etwas aus, nämlich den Grad des Abbaus. In der Fermenter Unit kann somit die Änderung des Abbaugrads des Substrats einfach als Verhältnis zwischen dem COD-Fluss am Fermenterausgang zum COD-Fluss am Fermentereingang beschrieben werden:

$$COD_{removal} = \frac{COD_{out}}{COD_{in}}$$

Weil die Fermenter Unit die maximal mögliche Biogasproduktion über die Buswell Formel berechnet, wurde zur Sicherstellung der Funktion dieses Systems der in der Fermenter Unit errechnete maximale Gasertrag nach Buswell, bei gesetztem COD-Removal von 100%, mit dem nach Buswell von Hand errechneten Ergebnis verglichen und bestätigt.

Diese Kontrolle fand auf Basis der Elementaranalyse der Probe S06038 aus Amon et al., „Agrarische Rohstoffbasis zur Biogaserzeugung II“ statt [Amon et al. 2010].

#### **5.4.2 Biochemical Oxygen Demand (BOD)**

Die BOD Analyse wurde in Großbritannien kurz vor 1900 entwickelt. Die Idee der Analyse war, den im Abwasser von Mikroorganismen hervorgerufenen Sauerstoffbedarf zu messen. Dieser Bedarf wurde herangezogen um das Ausmaß der Verschmutzung einschätzen zu können. Heute wird die BOD Analyse benutzt den Sauerstoffbedarf der Mikroorganismen zum Abbau von organischem Material und Ammonium zu messen [Sawyer et al. 2003].

**Auch der in dieser Arbeit verwendete BOD-Wert ist zwar an den in der Literatur beschriebenen Wert angelehnt, entspricht ihm aber nicht und darf mit diesem daher nicht verwechselt werden!**

Der COD Wert stellt für die Ansprüche in dieser Arbeit insofern ein Problem dar, als dass nicht das ganze organische Material, welches laut Berechnung über COD und Buswell theoretisch abgebaut werden kann, auch im anaeroben Prozess abgebaut werden kann. Man führt daher den dem anaerob abbaubaren Material entsprechendem BOD Wert ein.

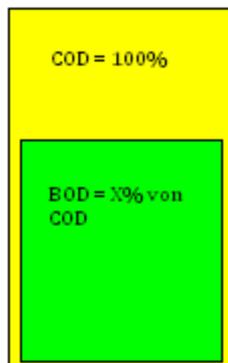


Abbildung 13: BOD als Anteil des COD

Im Verständnis dieser Arbeit gilt der BOD als Anteil des COD-Wertes, also als abbaubarer Anteil des theoretischen Maximums. Diesem Verständnis entsprechend, sollte der maximal anaerob mögliche Abbau des organischen Materials einem Abbau von 100% des BOD entsprechen. Der verbleibende Anteil an COD im Material entspricht demnach den nicht anaerob abbaubaren Substanzen wie zum Beispiel Lignin.

Der tatsächlich abbaubare Anteil der Materialien, also der BOD, wurde im Labor in Batch Versuchen ermittelt und kann als Anteil des, aus den Elementaranalysen der jeweiligen Materialien berechneten, COD in das Modell bei der Beschreibung des „gefütterten“ Materials eingetragen werden. Im Modell werden nun jedoch COD- und BOD-Fluss als separate Ströme mit gleichen Einheiten (kg/s) betrachtet und gerechnet. Auf diese Weise kann das IPSE® Modell erstmals zwischen abbaubarem und nicht abbaubarem organischem Material unterscheiden. Da der COD im Gegensatz zum BOD immer aus dem Elementarfluss errechnet werden kann und beide Werte in kg Sauerstoff gemessen werden, ergibt sich für den BOD-Abbau im Fermenter folgender Zusammenhang:

$$BOD_{out} = BOD_{in} - (COD_{in} - COD_{out})$$

Das bedeutet, dass die absolute Änderung des BOD in kg Sauerstoff im Fermenter gleich der absoluten Änderung des COD in kg Sauerstoff ist. Weiters ist die Änderung des BOD Abbaugrades im Fermenter analog zur Änderung des COD:

$$BOD_{removal} = \frac{BOD_{out}}{BOD_{in}}$$

Der Vorteil der Unterscheidung zwischen organisch abbaubarem (BOD) und organisch nicht abbaubarem Material wird erst richtig offenbar, wenn in der Modellierung mit der Rezirkulation und dem Vermischen verschiedener Ströme gearbeitet wird. Während nämlich in der Simulation nur einfache Substratströme mit einem Fermenter beschrieben werden, würde es ausreichen den im jeweiligen Fermenter abgebauten Anteil organischen Materials anzugeben. Wird aber ein Teil des ins Endlager gepumpten, großteils abgebauten, Materials zurückgeführt und aus prozesstechnischen Gründen dem Eingangsmaterial beigemischt, wird es in der Simulation unmöglich zwischen abbaubarer und nicht abbaubarer oTS zu unterscheiden, da es zwar die elementaren Inhaltsstoffe, nicht aber deren Struktur (Zellulose, Stärke, Lignin, usw.) kennt. Dem Problem kann durch die Einführung des BOD, ohne einen komplexen Strukturfluss einzubauen, sondern einfach durch Summation der BOD-Ströme, Abhilfe verschafft werden.

### 5.4.3 Das Kinetische Modell

Eine wesentliche Erweiterung des IPSE® Modells gegenüber dem Ausgangsmodell von „Schlegl 2005“ ist die Einführung eines Zusammenhangs zwischen Substratqualität, Fermentergröße und Verweilzeit und der Produktion von Methan. Um Umsatzraten und daraus folgende Abbaugrade zu errechnen wurden bei „Schlegl 2005“ Methan- und Kohlendioxid-Produktionsfaktoren eingeführt, die bei Durchfluss durch einen Fermenter angeben, wie viel des nach Buswell möglichen Maximums auch umgesetzt wird. Mittels folgender Gleichungen wird dies gezeigt:

$$CO_2 \text{ Produktion } \left[ \frac{Nm^3}{s} \right] = \text{Produktionsfaktor } CO_2 * \text{max. } CO_2 \text{ Produktion}_{\text{nach Buswell}}$$

$$CH_4 \text{ Produktion } \left[ \frac{Nm^3}{s} \right] = \text{Produktionsfaktor } CH_4 * \text{max. } CH_4 \text{ Produktion}_{\text{nach Buswell}}$$

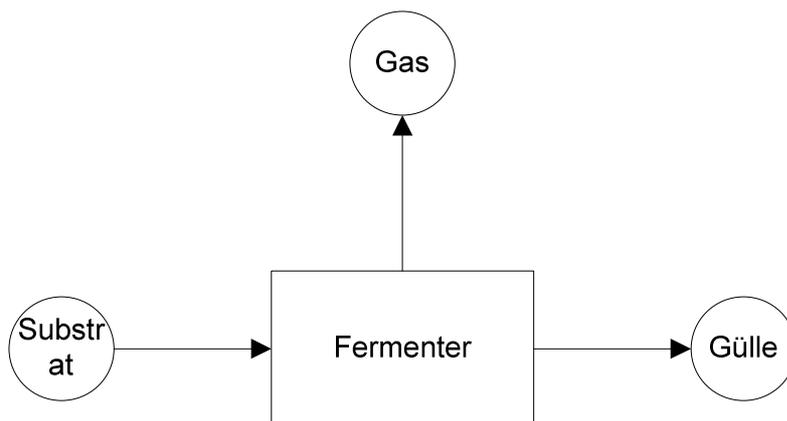


Abbildung 14: Einfaches Biogasmodell mit einem Fermenter und keiner Rezirkulation

Die Gleichungen mit Produktionsfaktoren stellen für das oben abgebildete einfache System kein Problem dar, solange das Modell an eine spezielle Anlage angepasst ist. Da sie keine Rücksicht auf die Größe des Fermenters und damit auf die Verweilzeit, und die Qualität des Substrats nehmen, ist es aber nur möglich einen immer gleichbleibenden Betrieb nachzubilden.

In dieser Arbeit soll ein anderer Weg gegangen werden:

„Für eine exakte mathematische Beschreibung der von Mikroorganismen ausgehenden Stoffwechselaktivitäten müssen die beteiligten Substrate und Mikroorganismen bekannt sein. Bei nachwachsenden Rohstoffen und Gülle handelt es sich jedoch um komplex

zusammengesetzte Substrate mit einer kaum überschaubaren Anzahl von Nährstoffen, Mikroorganismen und Stoffwechselprodukten. In diesen Fällen scheint es aussichtslos, die aus der Bioprozesstechnik bekannten Beziehungen anzuwenden.“ [Mähnert 2007]

Aus diesem Grund wird im Rahmen dieser Simulation nicht versucht der Ablauf des biologischen Prozesses und die Funktion der Mikroorganismen nachzubilden, sondern auf Basis des Prinzips einer „Black Box“ die Stoffströme die in die Fermenter Unit eintreten mit denen die austreten zu verknüpfen.

Angelehnt an die Ergebnisse der Dissertation von Pia Mähnert, „Kinetik der Biogasproduktion aus nachwachsenden Rohstoffen und Gülle“ 2007, geht die hier gewählte Herangehensweise von 2 Gleichungen zur Herleitung des Massestroms des Methans  $\dot{m}_{CH_4}$  aus. Es kann angenommen werden, dass in einem Reaktor ohne wesentliche Prozesshemmung ein Substrat mit einer Umsatzrate oder Produktivität  $P_{CH_4}(c_A)$  abgebaut wird, wobei c bei Mähnert der Konzentration der oTS, im vorliegenden Fall aber als Konzentration des BOD im Substrat verstanden wird. Dann ist der Methangasvolumenstrom  $\dot{V}_{CH_4}$  in Normkubikmetern [ $Nm^3/s$ ] gleich dem Produkt aus der Substratmasse im Fermenter und der Methanproduktivität  $P_{CH_4}(c)$ . Das Volumen des Fermenters  $V_F$  ist gewöhnlich konstant.

$$\dot{V}_{CH_4} = V_F * P_{CH_4}(c_A)$$

Hierbei ist wesentlich dass sich das Modell auf die Annahme stützt, alle Fermenter seien ideale Rührkessel und daher vollständig durchmischt, wonach das Substrat im Ablauf dem im Fermenter entspricht. [Mähnert 2007].

Im Weiteren wird davon ausgegangen, dass die Produktivität oder Reaktionsgeschwindigkeit des Substratabbaus einer Reaktion erster Ordnung (Zerfallsreaktion) mit einer Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten k entspricht. Damit ist  $P_{CH_4}(c)$  linear abhängig von der BOD Ablaufkonzentration  $c_A$ , welche bei vollständiger Durchmischung der im Fermenter entspricht.

$$P_{CH_4}(c_A) = k * c_A$$

Der Faktor k wurde für diese Arbeit aus den Daten zum Betrieb der BGA Launsdorf ermittelt und wird unten noch genauer erläutert.

Zwischen der Zulaufkonzentration  $c_0$  und der Ablaufkonzentration  $c_A$ , sowie der Methangasausbeute  $y$  und der maximalen Methanausbeute  $y_{max}$  besteht somit eine direkte Korrelation, wenn von vollständigem Abbau der Anfangskonzentration ausgegangen wird [Mähnert 2007]. Diesen Zusammenhang soll untenstehende Abbildung verdeutlichen. Im hier beschriebenen Fall wäre statt der Biogasausbeute auf der 2. Ordinate die Methangasausbeute aufzutragen, bei angenommener konstanter Gaszusammensetzung.

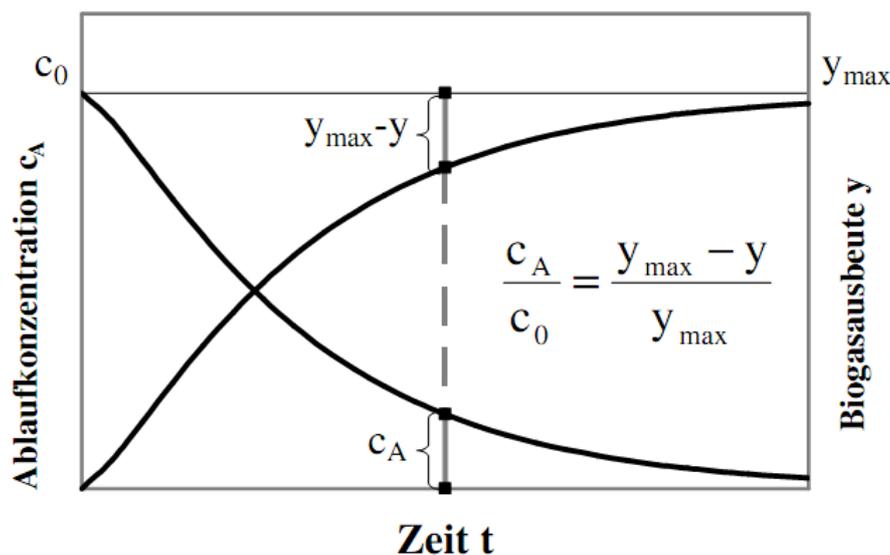


Abbildung 15: Zusammenhang zwischen Biogasausbeute  $y$  und Ablaufkonzentration  $c_A$  in Bezug auf die maximale Biogasausbeute  $y_{max}$  und die Zulaufkonzentration  $c_0$  [Mähnert 2007]

Wie oben erwähnt, muss die Gaszusammensetzung konstant gesetzt sein, da nur die Methanproduktion über genannte Zusammenhänge bestimmt ist. Der Methan-, Kohlendioxid-, und Schwefelwasserstoffgehalt wurde als Durchschnitt der Anlagendaten konstant angenommen.

#### 5.4.4 Getroffene Annahmen

Zum besseren Verständnis und um einen Überblick zu geben, werden hier alle Annahmen aufgelistet und erläutert, die dem Modell zu Grunde liegen, und von denen die meisten bereits oben genannt wurden.

➤ Definitionen von COD und BOD

Der COD entspricht dem laut Buswell maximalen Methanbildungspotential des Substrates. Er errechnet sich aus den Anteilen an Kohlenstoff, Wasserstoff, Sauerstoff und Stickstoff im Substrat, welche durch Elementaranalysen von den verwendeten Proben bestimmt wurden.

Der BOD gilt als der Anteil am COD, der anaerob umgesetzt werden kann und entspricht daher der gemessenen Methanausbeute aus den Batch-Versuchen der verwendeten Proben. Er wird im Modell als prozentueller Anteil am COD eingetragen und ist somit auch eine Eigenschaft des Substrats.

Die COD- und die BOD-Konzentration werden angegeben in Gramm Sauerstoff pro Liter Substrat [g O/l]. Der COD- und der BOD-Strom werden angegeben in Kilogramm Sauerstoff pro Sekunde [kg O/s].

➤  $c_{Fermenter} = c_{Ablauf}$

Alle Fermenter-Units entsprechen ideal durchmischten Rührkesseln.

Dadurch wird gewährleistet, dass die Zusammensetzung des Substrats im Fermenter jener im Abfluss entspricht. Diese Annahme hat den Nachteil, dass sie für verschiedene Fermenterformen unterschiedlich gut zutrifft.

➤  $P_{CH_4}(c) = k * c_A$

Die Produktivität ist linear abhängig von der BOD-Konzentration im Fermenter bzw. im Ablauf. Sie gibt somit an, wieviel Normkubikmeter Methan pro Kubikmeter Fermentervolumen und Tag [Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> d] produziert wird.

➤ Konstante  $k$

Sie beschreibt den linearen Zusammenhang zwischen der Produktivität  $P$  und der BOD Konzentration  $c_A$ . Die etwas merkwürdig anmutende Einheit dieser Konstante ist  $[\frac{Nm^3 CH_4}{m^3 d} * \frac{g O}{l}]$ . Sie wurde über einen Beobachtungszeitraum an der BGA Launsdorf für diese Anlage ermittelt.

In der PSE wurde die Produktivität als so genannte „free equation“ eingegeben, was bedeutet, dass sie nicht der Fermenter-Unit zugehörig ist, sondern dem

großen Gleichungssystem einfach als freie Gleichung hinzu gefügt wird. Dies hat den Vorteil, dass die empirisch ermittelte Konstante  $k$  nicht im Quellcode der Unit festgeschrieben ist, wodurch sie fälschlicherweise als fixe Rechengröße verstanden werden könnte.

➤ Konstante Zusammensetzung des produzierten Biogases

Das im Modell produzierte Biogas besteht, nach der Abtrennung des Wasserdampfs durch einen Kondensatabscheider, zum größten Teil aus Methan (ca. 52%) und Kohlendioxid (ca. 48%), und einer sehr geringen Menge an Schwefelwasserstoff (ca. 200 ppm). Diese Werte wurden auch aus den Daten der Biogasanlage Launsdorf ermittelt und für die Simulation konstant gehalten.

➤ Gesetzte Grenzen der mechanischen Belastung

Die Praxis hat gezeigt, dass bei zu hohem Trockensubstanzgehalt in den Fermentern (vor allem im EUACO mit dem liegenden Paddelrührwerk) die Belastbarkeit der Rührwerke und Pumpen an ihre Grenzen kommt. Deshalb müssen von dem Modell errechnete Betriebspunkte, die bei höheren Trockensubstanzgehalten als 15% stattfinden, als nicht möglich deklariert und die Bewertung dieser Betriebspunkte von der Beurteilung ausgeschlossen werden. Dem Autor ist bewusst, dass eigentlich die zu hoch werdende Viskosität, die nicht proportional von der Trockensubstanz abhängt, für diese mechanische Grenze verantwortlich ist. Da aus einer chemischen Elementarzusammensetzung aber nicht auf eine Viskosität geschlossen werden kann, bleibt für die hier versuchte Simulation keine andere Möglichkeit als nur mit der Trockensubstanz als Indikator für die mechanische Belastung zu arbeiten.

➤ Belastungsbereiche ohne Hemmungen in der Biologie

Die Hemmwirkung, die bestimmte Stoffe bei zu hoher Konzentration auf den Gasbildungsprozess haben, wird in dieser Arbeit nicht behandelt. Es ist aber denkbar, dass diese bei bekannten Hemmkonzentrationen durch Produktionskurven in ein IPSEpro<sup>®</sup> Modell integriert werden kann.

## ***5.5 Variation der Parameter***

Um einen Überblick zu bekommen wie sich die Situation eines Fermenters oder der Gesamtanlage bei verschiedenen Betriebszuständen durch kontinuierliche Veränderung eines Parameters ändert, gibt es die Möglichkeit mit einem Add-on für MS Excel sogenannte Variationen zu starten. Das heißt, man wählt diejenigen Parameter aus, die relevant erscheinen um sie in Excel aufzuzeichnen, während ein Parameter von einem Wert zu einem anderen in festgelegten Schritten kontinuierlich ansteigt bzw. abfällt. Bei jedem dieser Schritte wird das Gleichungssystem in dem Modell mit genannten 100 Iterationen einmal durchgerechnet und somit ein Betriebszustand errechnet. Eine Reihe so erhaltener Parameter kann sehr anschaulich in Diagrammen dargestellt werden und damit Zusammenhänge zwischen verschiedenen Parametern deutlich machen. Es ist offensichtlich, dass es für jedes Modell sehr viele interessante Variationen gibt, zumal es außerdem möglich ist 2 Parameter parallel zu variieren. Es ist aber für diese Arbeit nicht zielführend viele verschiedene Parameter zu variieren, da die Vergleichbarkeit nur zwischen Variationen immer des gleichen Parameters gegeben ist. Um nicht die Übersicht durch zu viele Variationen mit verschiedenen Parametern zu verlieren, werden hier daher so viele Parameter wie möglich (ein Modell enthält immerhin über 1200 Variable) immer konstant gehalten und meistens immer der selbe Parameter variiert. Dieser Parameter ist die Rezirkulation, also die Rückführung von bereits teilvergorenem Substrat in den bzw. die Haupt- oder Vorfermenter zur Senkung des TS-Gehaltes und somit der Viskosität in diesen. Das Aufzeichnen und Auftragen der Daten über die kontinuierlich variierte Rezirkulation schien dem Autor zur Aufarbeitung der Kernfragen dieser Arbeit sinnvoller zu sein und aussagekräftiger als Variationen über viele Parameter darzustellen, wodurch mehr Verwirrung gestiftet, als Verständnis vermittelt werden würde.

## ***5.6 Das Ein-Fermenter Modell***

Bevor genauer auf die Simulation der tatsächlichen Biogasanlage eingegangen wird, müssen zum Verständnis dieser Modellvariante noch einige Punkte erklärt werden. Dies geschieht anhand eines Ein-Fermenter Modells.

### 5.6.1 Einfaches Ein-Fermenter Modell

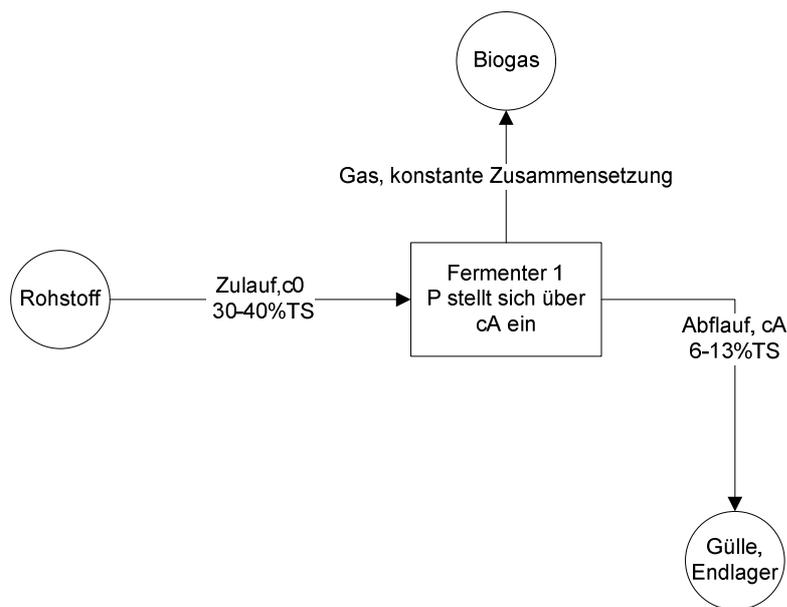


Abbildung 16: Einfaches Ein-Fermenter Modell

Es wurde eingangs schon erwähnt, dass über das Lösungsverfahren mit jedem Iterationsschritt die Lösung besser angenähert wird, bis die geforderte Genauigkeit erreicht ist. In der oben gezeigten Abbildung kommt ein Massenstrom mit einer bestimmten BOD-Konzentration  $c_0$  und einem bestimmten Trockensubstanzgehalt in den Fermenter. Die Produktivität ist bestimmt durch die Ablaufkonzentration, und weil sie zu diesem Zeitpunkt noch nicht bekannt ist, wird für sie im ersten Iterationsschritt ein Schätzwert herangezogen. Diese Schätzwerte können entweder von Hand eingegeben werden oder PSE zieht die Werte von der letzten Gleichungslösung heran. Die Produktivität gibt weiters vor, wie viel Methan produziert wird, was wiederum über die gesetzte fixe Gaszusammensetzung die anderen Gasbestandteile festlegt. Über die Massenbilanzen in der Fermenter-Unit können nun vom elementaren Eingangsstrom die abgehenden Elemente im Gasstrom abgezogen, und so der „verbleibende“ Elementarstrom im Abfluss errechnet werden. Aus dessen Elementarzusammensetzung errechnet sich der COD-Strom und aus der Differenz zwischen COD-Eingangs- und COD-Ausgangsstrom, der BOD-Ausgangsstrom und die BOD-Ablaufkonzentration  $c_A$ . Da sich durch diese neue Konzentration  $c_A$  die Produktivität, und mit ihr alle von ihr abhängigen Werte ändern müssen, wird mit der neuen Konzentration  $c_A$  der zweite Iterationsschritt eingeleitet. In folgender Abbildung wird schematisch dargestellt, wie sich die Produktivität auf einen, je nach Anzahl der Iterationsschritte wählbar genauen Wert einpendelt.

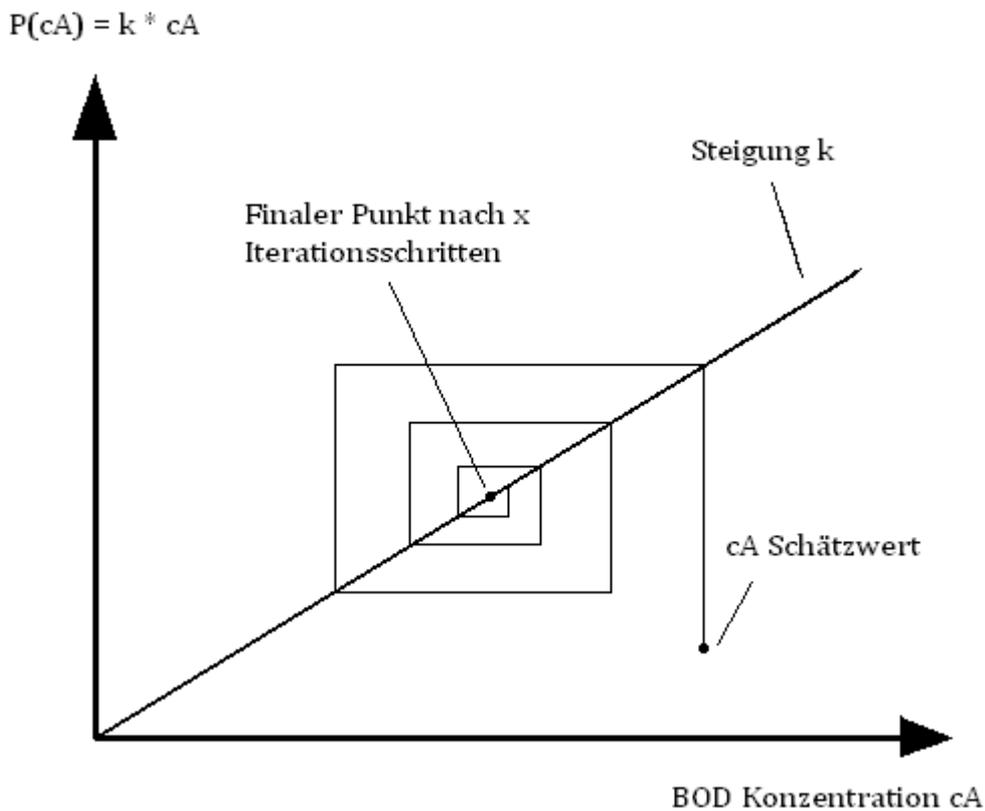


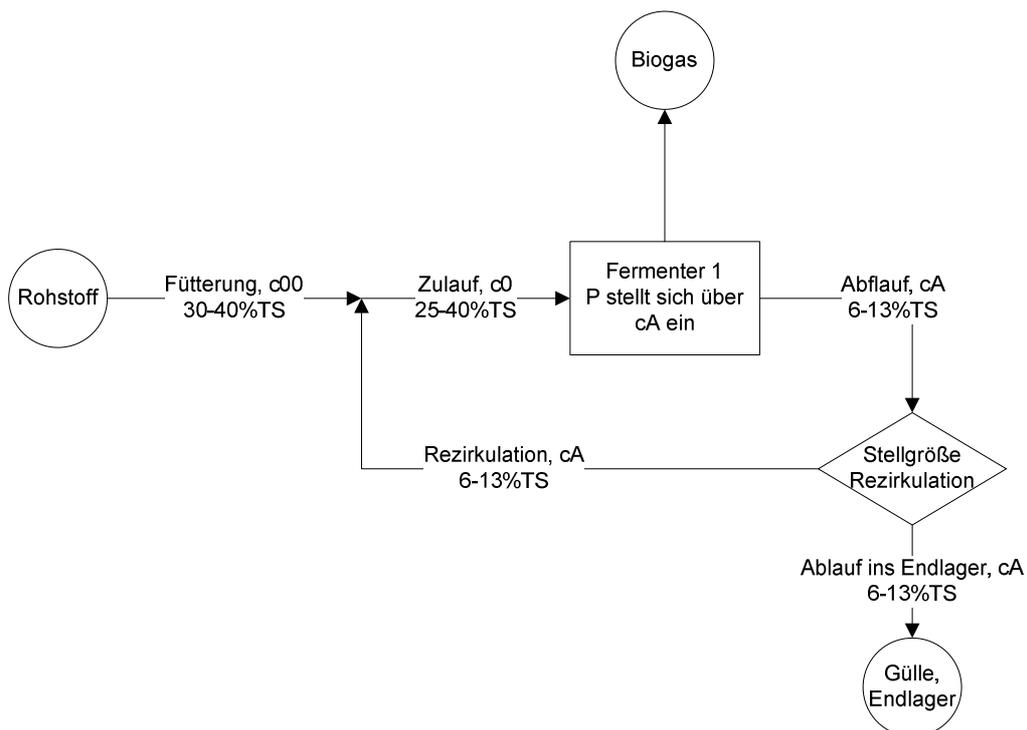
Abbildung 17: Ergebnis wird mit steigender Anzahl der Iterationsschritte genauer

Wie erwähnt, startet das Lösungsverfahren mit einem Schätzwert für  $c_A$ . Über den Zusammenhang  $P_{CH_4}(c_A) = k * c_A$  resultiert daraus sofort eine Produktivität, mit der die Gasausbeute und damit auch die neue Abflusskonzentration  $c_A$  errechnet wird. Diese Abflusskonzentration führt wieder zu einer Produktivität und das Ganze beginnt von vorn. Je mehr solcher Iterationsschritte nun ablaufen, desto genauer wird das Ergebnis. Die Standardeinstellung für alle in dieser Arbeit durchgeführten PSE Berechnungen liegt bei 100 Iterationen.

### 5.6.2 Ein-Fermenter Modell mit Rezirkulation

Einer der zentralen Punkte in dieser Arbeit ist die Problematik der Rückführung von Substrat aus einem zweiten oder dritten Fermenter in den ersten, die so genannte Rezirkulation. Das bereits zum Teil ausgegorene Material, welches zurückgeführt wird, dient einerseits als Impfmateriale um das frische Substrat mit Bakterien zu versetzen, andererseits dazu, den Trockensubstanzgehalt im ersten Fermenter in einem Bereich zu halten, in dem das Rühren und Pumpen weiterhin möglich ist. Diese Voraussetzung ist hier bei unter 15%

Trockensubstanz gegeben. Zur Erläuterung des Einflusses der Rezirkulation auf das PSE-Modell wird zuerst eine Variante mit Rezirkulation, aber nur einem Fermenter, vorgestellt. Bei dem Fermenter handelt es sich um einen idealen, also vollständig durchmischten, Rührkessel. Da wir nur einen Fermenter haben, wirkt eine Rezirkulation in diesem Fall nur wie eine zusätzliche Durchmischung in einem ohnedies schon vollständig durchmischten Rührkessel. Daher liegt der Schluss nahe, dass diese Rezirkulation keinen Einfluss auf die Gasproduktion und den Abbaugrad im Abfluss hat.



**Abbildung 18: Ein-Fermenter Modell mit Rezirkulation**

In der Simulation kann dies auch einfach über Variation der Rezirkulation überprüft werden, wobei sich weder Abflusskonzentration [cA] noch Trockensubstanzgehalt [TS] ändern.

Dies ändert sich sobald wir einen weiteren Fermenter in das System einfügen, da das Substrat im Ablauf nach einem weiteren Fermentationsschritt nicht mehr jenem im ersten Fermenter entspricht.

## **5.7 Das Modell der Biogasanlage Launsdorf**

Im Unterschied zu obiger Beschreibung der Anlage geht es hier um die Beschreibung des Modells der Anlage, was sich vor allem durch Vereinfachungen und dem ausklammern bestimmter Teile bemerkbar macht, die für die Simulation unwesentlich sind. So sind im Modell keine Schwankungen bei Fütterung und somit der Raumbelastung zu berücksichtigen und es wird nur mit Mittelwerten über den gesamten zu simulierenden Zeitraum gerechnet.

Von der tatsächlichen Anlage gibt es zwei Modelle, eines vor und eines nach dem Umbau. Der wesentlichste Unterschied zwischen Vorher und Nachher ist für das Modell die Unterscheidung zwischen einem System mit zwei und dem mit drei Fermentern.

Für alle in dieser Arbeit durchgeführten Simulationen wurden drei Flow Sheets und eine Library in IPSEpro® erstellt, die am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und technische Biowissenschaften bei Prof. Anton Friedl abgelegt wurden. Die Dateien sind unter folgenden Bezeichnungen am Server gespeichert:

- Library: APP\_BioGasLib\_120416
- Altanlage: BOD-Model\_2 Ferm.pro
- Neuanlage: BOD-Model\_3 Ferm.pro
- Anlage mit Separator: BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro

Um zu gewährleisten, dass alle Simulationen und Variationen nachvollzogen werden können, wird bei allen gezeigten Diagrammen das verwendete Flow-Sheet angegeben.

### **5.7.1 Ursprüngliche Anlage - 2-Fermenter Modell**

Die Anlage wie sie ursprünglich gebaut wurde hat nur eine sinnvolle Betriebsweise, und zwar die Rezirkulation aus dem Fermenter 2 in den Fermenter 1, da der Ablauf aus diesem einen geringeren TS-Gehalt aufweist und somit den ersten Fermenter mit geringerer Rezirkulation schon genug verdünnen kann. Theoretisch könnte an der Anlage auch, wie beim Ein-Fermenter-Modell aus dem ersten in den ersten Fermenter rezirkuliert werden, was in der Praxis aber einen wesentlich geringeren Verdünnungseffekt, und in der Simulation, aufgrund des angenommenen idealen Rührkessels, gar keine Auswirkung hätte.

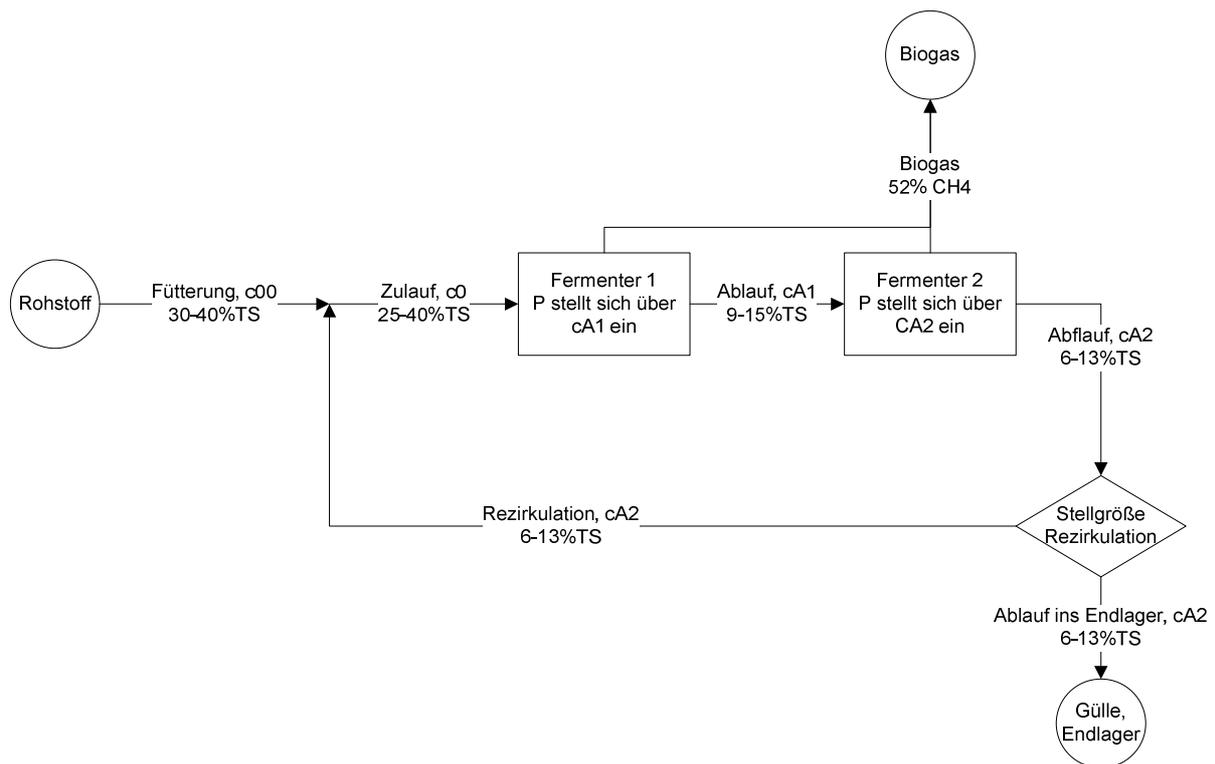


Abbildung 19: Zwei-Fermenter-Modell mit Rezirkulation aus zweitem Fermenter (BOD-Model\_2 Ferm.pro)

Tatsächlich kann es aber in der Praxis Sinn machen bei einer 2-Fermenter-Anlage aus dem ersten oder bei einer Drei-Fermenter-Anlage aus dem zweiten Fermenter zu rezirkulieren. Dies ist der Fall, wenn keine große Verdünnung des ersten Fermenters notwendig ist und durch eine solche Rezirkulation die Milieubedingungen eines mehrstufigen Systems durch Stärkung der jeweiligen Bakterien- bzw. Archaeenstruktur verbessert werden kann. [Eder, 2012] Da das hoch komplexe Zusammenspiel der Biologie hier nur durch empirische Daten in Produktionsfaktoren abgebildet wird, wird auch nicht weiter auf diese Möglichkeit eingegangen. Hingegen wird in den Simulationen immer aus dem letzten Fermenter mit dem am weitesten abgebauten Substrat rezirkuliert. Die in der Abbildung angegebenen TS-Gehalte sind als Richtwerte zu verstehen, wie sie in einer funktionierenden Anlage vorkommen könnten.

## 5.7.2 Umgebaute Anlage – 3-Fermenter Modell

### 5.7.2.1 Serieller Betrieb

Im Modell mit drei Fermentern haben wir außer dem zusätzlichen Fermenter auch noch die Möglichkeit die Fütterung auf zwei verschiedene Varianten durchzuführen und auch so zu modellieren. Im der ersten Variante wird, wie auch in den bisherigen Modellen, nur dem

ersten Fermenter frischer Rohstoff zugeführt, von diesem wird das Substrat weiter in den zweiten und von dort in den dritten Fermenter gepumpt. Diese Betriebsart wird serieller Betrieb genannt.

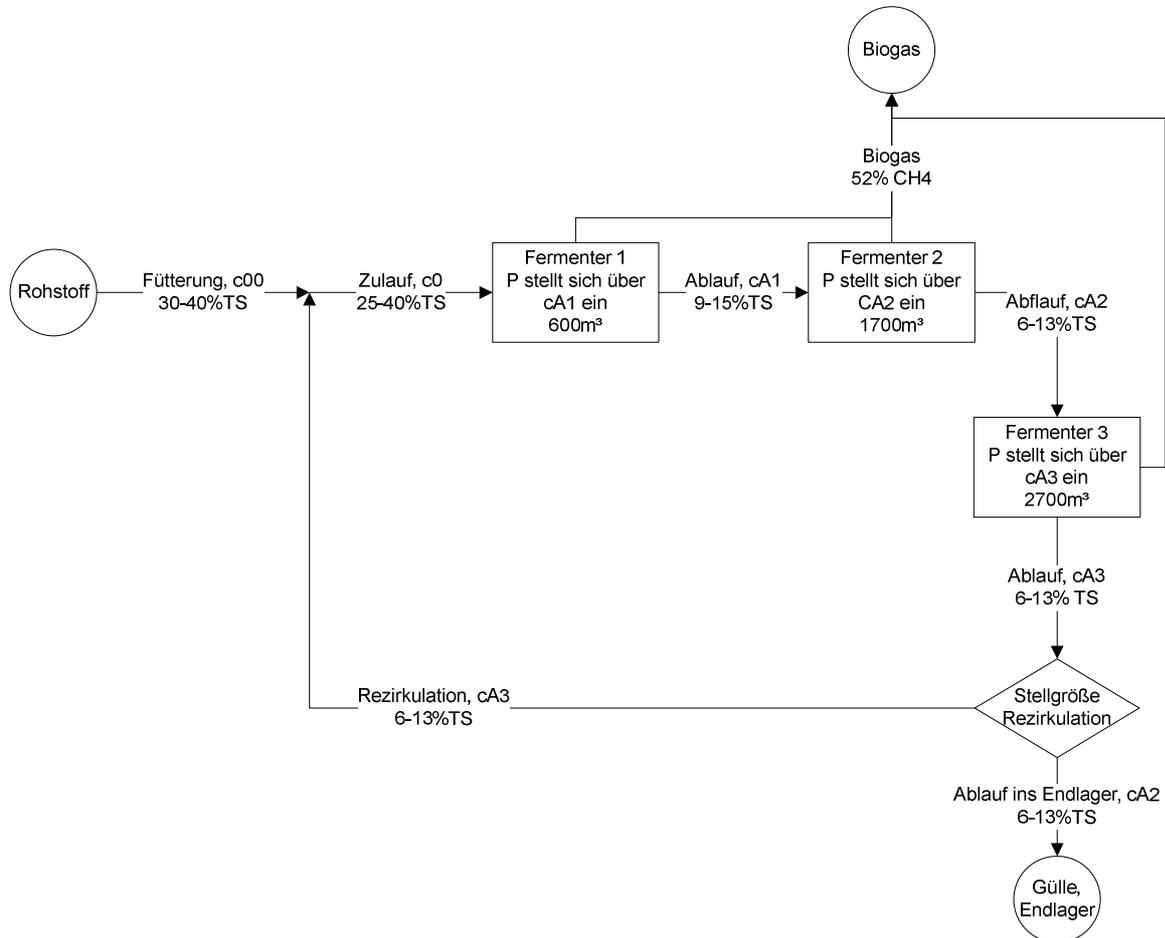


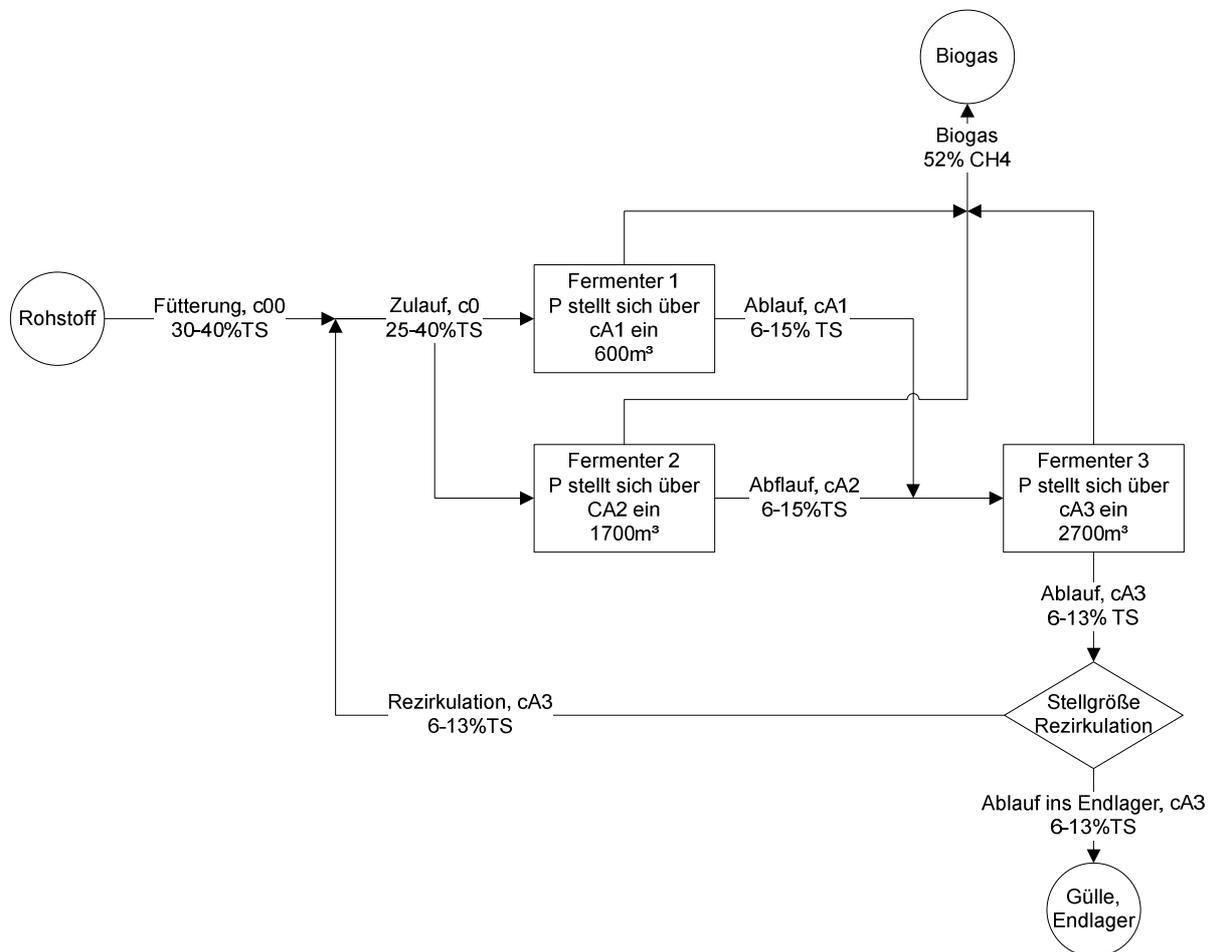
Abbildung 20: Drei-Fermenter-Modell im seriellen Betrieb (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Dieser serielle Betrieb wurde auch während des Beobachtungszeitraums an der Biogasanlage Launsdorf praktiziert, weshalb die Kalibrierung der Drei-Fermenter Modelle auch anhand dieses Betriebs erfolgt ist.

### 5.7.2.2 Paralleler Betrieb

Aufgrund der Volumina-Aufteilung der einzelnen Fermenter (in serieller Reihenfolge: 600m³ - 1700m³ - 2700m³) wird nun im seriellen Betrieb der erste Fermenter mit dem geringsten Volumen besonders hoch belastet, d.h. die Raumbelastung [kg oTS/m³ d] ist sehr hoch und die Verweilzeit [d] sehr niedrig. Um diesen ersten Fermenter zu entlasten gibt es die Möglichkeit auf einen sogenannten Parallelbetrieb umzustellen. In diesem werden die beiden ersten Fermenter entsprechend ihrer Volumina mit frischem Rohstoff beschickt, so

dass die Raumbelastungen in beiden gleich, aber um einiges geringer als im seriellen Betrieb, gehalten werden. Von diesen beiden Fermentern kommt das Substrat nun jeweils direkt in den dritten Fermenter.



**Abbildung 21: Drei-Fermenter-Modell im parallelen Betrieb (BOD-Model\_3 Ferm.pro)**

Obige Abbildung beschreibt den allgemeinen Fall eines parallelen Betriebes, wobei die Ablaufkonzentrationen  $cA1$  und  $cA2$  unterschiedlich sind, was in einer realen Anlage bei verschiedenen Fermentervolumina und verschiedener Rührtechnik in den Fermentern 1 und 2 immer der Fall sein wird. In der Simulation werden  $cA1$  und  $cA2$ , bei Beschickung proportional zu den Volumina der Fermenter und somit gleichen Raumbelastungen, immer gleich sein. Für hier gezeigte Simulationen mit parallelem Betrieb kann daher immer von Folgendem ausgegangen werden:

$$\text{Ablaufkonzentration } cA1 = \text{Ablaufkonzentration } cA2$$

und somit:

$$\text{Produktivität } P_1 = \text{Produktivität } P_2$$

## 6 Ergebnisse und Diskussion

### 6.1 Ergebnisse der Rohstoffanalysen

Die aus diesen Analysen erhaltenen Ergebnisse werden weiterführend für die Kalibrierung des Modells und für die Einschätzung der erzielten Ausbeute an der Anlage verwendet.

$$\text{Effizienz der Anlage } \eta = \frac{\text{Gasausbeute an der Anlage}}{\text{Gasausbeute im Labor}}$$

Obenstehende Formel beschreibt das zur Bewertung verwendete Kriterium der Effizienz der Anlage, das in den Modellen über die Konstante  $k$  beschrieben wird.

#### 6.1.1 TS, oTS und Elementaranalyse

Die erhaltenen Ergebnisse entsprechen ungefähr den erwarteten und aus der Literatur bekannten Werten. Da die Ernte auf Grund der Umstände eher spät stattgefunden hat, sind die erhöhten Werte der Trockensubstanz bis zu über 40% nicht ungewöhnlich.

Bezeichnung	TS [% FM]	oTS [% FM]
Maissilage nativ	40,81	39,43
Maissilage QZ	44,26	42,95
Maisstroh nativ	27,61	25,83
Maisstroh QZ	32,15	30,51
Putenmist nativ	42,20	34,52
Putenmist QZ	45,98	37,38

Tabelle 2: TS und oTS Gehalte der Rohstoffe in Prozent der Frischmasse

Die niedrigeren TS-Gehalte beim Maisstroh können durch die, bei verwendeten Körnermaissorten gewünschten schnelleren Austrocknung der Körner gegenüber der Pflanze erklärt werden. Da die Art, wie die Proben für das Maisstroh gezogen wurden, nicht jener entspricht, wie zum aktuellen Stand der Technik Maisstroh geerntet wird, ist der TS-Gehalt des Maisstrohs mit 27,61% viel geringer als üblich. Um die Simulation realistischer zu gestalten, wird dieser Wert einfach auf einen gewöhnlicheren Wert von 70% gestellt. Dieser

hohe Wert kommt bei gewöhnlicher Maisstrohernte zustande, da das Maisstroh in den meisten Fällen als Rückstand von der Körnermaisernte aufgesammelt und gepresst wird. Dieser Körnermais wird aber in der Region um die Biogasanlage Launsdorf erst im Oktober geerntet, wenn die Pflanzenmasse schon sehr dürr geworden ist.

Was in den Ergebnissen für die TS- und oTS-Gehalte ansonsten verwundert, sind die Unterschiede in den TS- und oTS-Gehalten zwischen den nativen und den vorbehandelten Rohstoffen. Trotz der sorgfältig und direkt nach der Vorbehandlung mittels Querstromzerspaner vakuumverpackten Proben hat sich in der Trockensubstanz eine signifikante Änderung gezeigt. Über den Umgang mit dieser Problematik wird nach Zeigen der Ergebnisse aus den Batch-Versuchen noch eingegangen.

Die Elementaranalyse wurde nur für die drei nativen, also unbehandelten, Proben durchgeführt. Für die Maissilage sind die Ergebnisse den vielfach in der Literatur zu findenden entsprechend. Für Maisstroh und Putenmist lässt sich in der Literatur aber wenig finden, weshalb diese für die Simulation besonders interessant und wichtig sind.

Probe	C [%]	H [%]	N [%]	S [%]	O [%]
Maissilage nativ	44,35%	6,61%	0,99%	0,07%	47,97%
Maisstroh nativ	45,36%	6,38%	0,80%	0,05%	47,40%
Putenmist nativ	46,31%	7,01%	3,43%	0,58%	42,68%

**Tabelle 3: Elementaranalysen der drei nativen Proben in Masseprozenten**

Aus diesen Werten kann nun mittels der Buswell-Gleichung die theoretische Biogasausbeute errechnet werden, welche in folgender Tabelle angeführt ist.

Probe	CH <sub>4</sub> [lN/kg oTS]	CO <sub>2</sub> [lN/kg oTS]
Maissilage nativ	423,22	404,69
Maisstroh nativ	429,47	417,33
Putenmist nativ	457,17	423,02

**Tabelle 4: Theoretische Methan- und Kohlendioxidausbeuten in Normliter pro Kilogramm organischer Trockensubstanz nach Buswell**

Die theoretische Methanausbeute des Maisstrohs und des Putenmists sind nach Buswell sogar höher als die der Maissilage, was in der Praxis nicht bestätigt werden kann. Dies ist auf die in Maisstroh und Putenmist höheren Anteile an anaerob nicht bzw. schwer abbaubaren Substanzen wie Cellulose und Lignin zurück, die, bei Berechnung nach Buswell, nicht

ausgeklammert werden. Die nichtaubbaubaren Substanzen in den verschiedenen Rohstoffen werden daher mittels niedrigerem BOD in den Simulationen berücksichtigt.

### 6.1.2 Batch-Versuche

Das entstehende Gas in den Batch Versuchen wurde ca. einmal täglich eingetragen und über die Zeitachse als kumulierte Methangaserträge aufgezeichnet und in folgenden Diagrammen dargestellt. In einem Diagramm mit kumulierten Gaserträgen kann der Gasertrag von einem einmal erreichten Wert nicht mehr absinken. Dies ist hier bei den Erträgen des Putenmists trotzdem der Fall, da von den Gesamtmethangaserträgen täglich der Gasertrag des Inokulums abgezogen werden musste, und dieser in den letzten Tagen höher ausfiel als der des Rohstoffs.

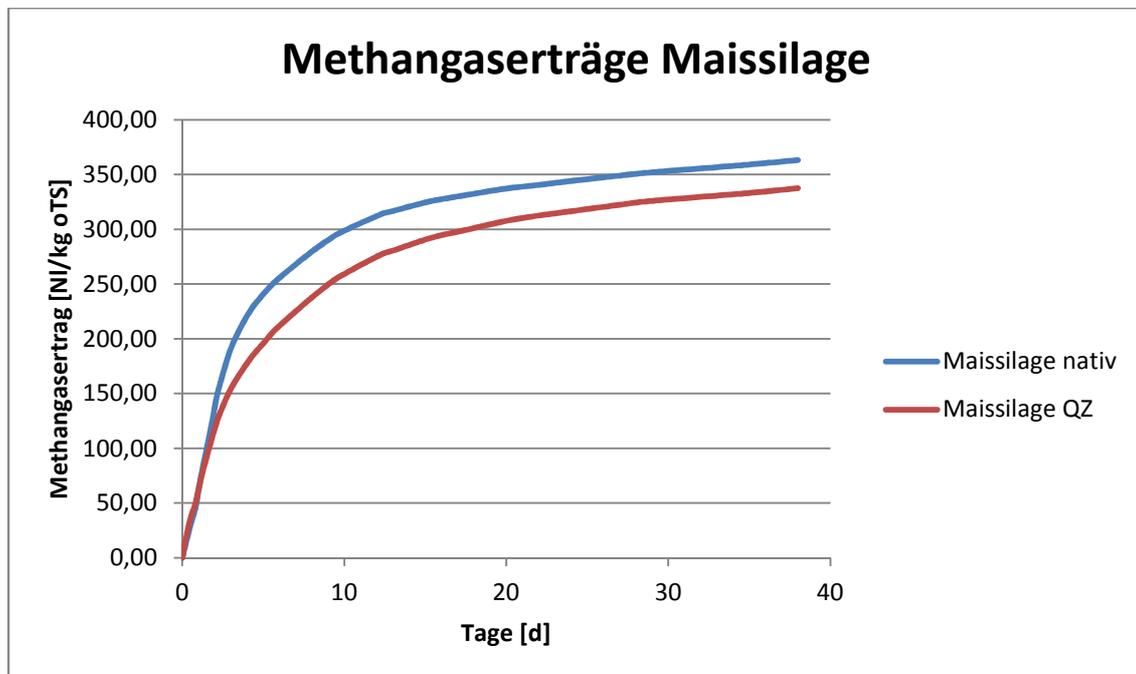


Diagramm 2: Kumulierte Methangaserträge der Maissilage in Normliter pro kg oTS

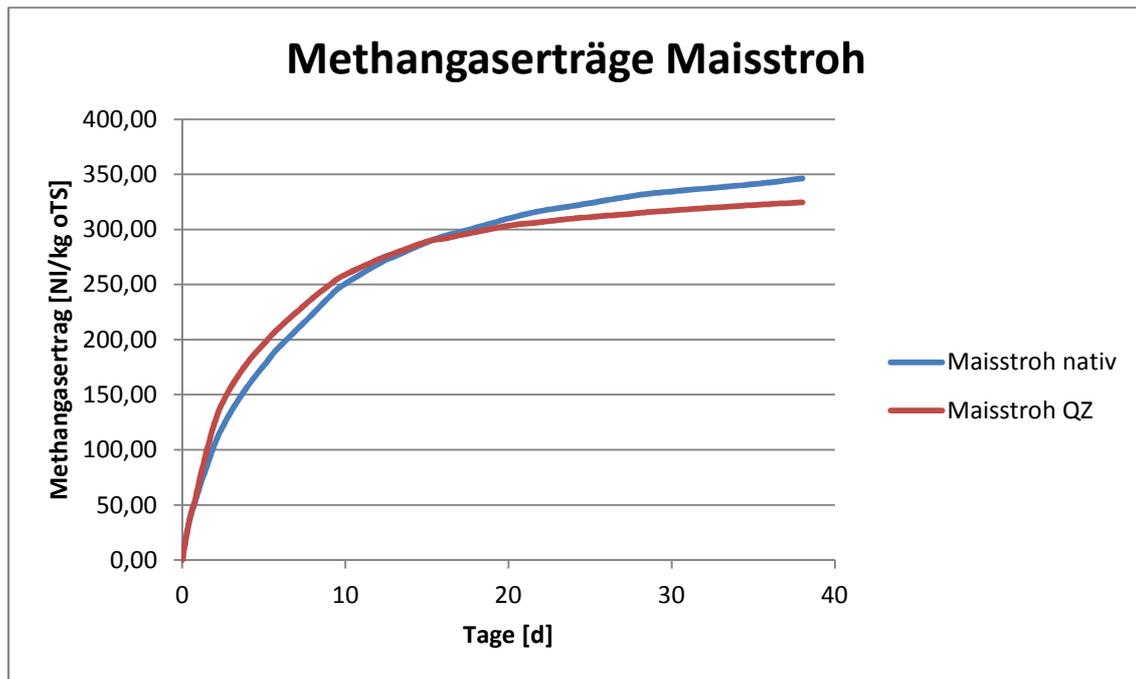


Diagramm 3: Kumulierte Methangaserträge des Maisstrohs in Normliter pro kg oTS

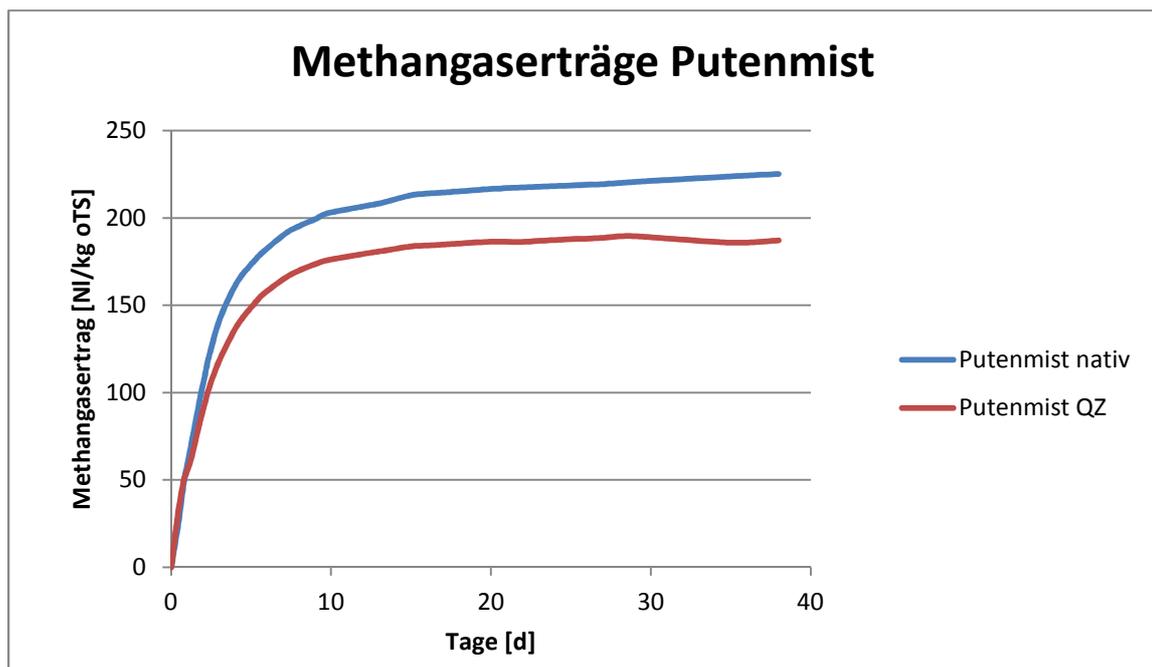


Diagramm 4: Kumulierte Methangaserträge des Putenmist in Normliter pro kg oTS

Die Gasproduktionsverläufe der nativen Proben entsprechen in etwa den erwarteten Werten. Was jedoch sehr verwundert, sind die bei allen drei Rohstoffen geringeren Ausbeuten der aufbereiteten Proben. Den Erwartungen hätte ein schnelleres Erreichen der maximalen, und eventuell einer leicht erhöhten, Ausbeute der aufbereiteten Proben entsprochen. Da es sich bei der Aufbereitung um eine rein mechanische Zerkleinerung

handelt ist das Ergebnis von geringeren Ausbeuten nicht logisch interpretierbar. Es muss daher von einem Fehler ausgegangen werden. Ein solcher könnte durch einen unvermuteten Abbau des aufbereiteten organischen Materials während der Lagerung in den Kühlräumen der Labors in Tulln aufgetreten sein. Das Ergebnis veranlasst dazu, dass über ein Teilziel dieser Diplomarbeit, nämlich der Bewertung der Aufbereitung des Rohstoffs mittels Querstromzersetzer, keine Aussage getroffen werden kann. Um keine Fehler in der weiteren Arbeit mitzuführen, werden in den Simulationen ausschließlich die Ergebnisse der Batch-Versuche mit den nativen Rohstoffen verwendet. In folgender Tabelle sind die Ergebnisse aufgelistet.

<b>Methangausbeuten in den Batch-Gärtests</b>		
<b>Rohstoff</b>	<b>Methanausbeute [NI CH<sub>4</sub>/kg oTS]</b>	<b>BOD/COD Verhältnis [%]</b>
Maissilage	384	90,77
Maisstroh	337	78,42
Putenmist	215	47,18

Tabelle 5: Methangausbeuten und BOD/COD Verhältnisse in den Rohstoffen

Außer den Methangausbeuten sind hier auch die BOD/COD-Verhältnisse angegeben. Sowie der COD-Wert der theoretisch errechneten Methangausbeute entspricht, entspricht der BOD-Wert der erreichten Ausbeute im Labor. Im Modell muss der Anteil des BOD am COD gesondert eingegeben werden, um die Information, auf welchen Wert der COD maximal sinken kann in die Simulation einzubauen. Das BOD/COD Verhältnis wird als eine Eigenschaft des jeweiligen Rohstoffflusses eingetragen.

Zu den Versuchen mit den Mischungen von Maissilage und Putenmist ist zu sagen, dass sie, außer keinem erkennbaren Auftreten von Hemmungen, keine besonderen Erkenntnisse lieferten. Ihre Ausbeuten entsprechen der anteiligen Zusammensetzung der erhaltenen Ausbeuten von Maissilage und Putenmist. Über eine Abweichung in den Abbaugeschwindigkeiten kann aus den Batch-Versuchen nicht geschlossen werden. Diese Misch-Versuche führten also nur zum Ergebnis, dass die Annahme, die Mischverhältnisse führen zu keinen Hemmungen, als plausibel erachtet werden kann.

## **6.2 Kalibrierung nach empirischen Daten**

Die Kalibrierung der Modelle findet anhand der Daten zweier Beobachtungszeiträume statt, einmal vor dem Umbau und einmal nach Inbetriebnahme der Umbauten. Dabei

werden die durchschnittlichen täglichen Rohstofffütterungen, sowie alle Parameter, wie die elementare Zusammensetzung der Rohstoffe, in das Modell eingegeben. Der COD-Wert und die theoretische Methangasausbeute ist somit nach Buswell fix bestimmt. Zusätzlich wird noch für jeden Rohstoff der BOD-Wert eingegeben, der prozentuell dem Anteil am COD entspricht, genau wie der Anteil des im Batch-Versuch ermittelten Methangasertrages am theoretischen Methangasertrag nach Buswell. In folgender Gleichung wird dies veranschaulicht.

$$\frac{BOD}{COD} = \frac{\textit{Tatsächliche Methangasausbeute im Batch Versuch}}{\textit{Theoretische Methangasausbeute nach Buswell}}$$

Der maximale Methangasertrag ist somit über den BOD begrenzt.

Die Kalibrierung des Modells erfolgt nun über die Anpassung der Konstante  $k$ , über welche sich die Produktivität in jedem Fermenter errechnet.

$$P_{CH_4}(c_A) = k * c_A$$

Die Anpassung erfolgt über vielfaches Durchlaufen der Variation über die Rezirkulation mit unterschiedlichen  $k$ -Werten, bis das Modell eine Motorleistung errechnet, die der durchschnittlichen Leistung über den gesamten Beobachtungszeitraum entspricht.

### **6.2.1 Ursprüngliche Anlage**

Für das Modell der ursprünglichen Anlage wurden die Fütterungsdaten aus den Monaten April, Mai und Juni des Jahres 2012 herangezogen. In folgendem Diagramm ist die Biogas-Produktion und die Stromeinspeisung über diesen Zeitraum ersichtlich. Wie man deutlich erkennen kann ist die Einspeisung und die Fütterung nicht sehr konstant. Aufgrund verschiedener technischer Gebrechen und der beinahe andauernden Überlastung des EUCCO konnte die Anlage auf keiner höheren Auslastung und nicht konstanter betrieben werden.

# Tageseinspeisung April-Mai-Juni 2012 [MWh]

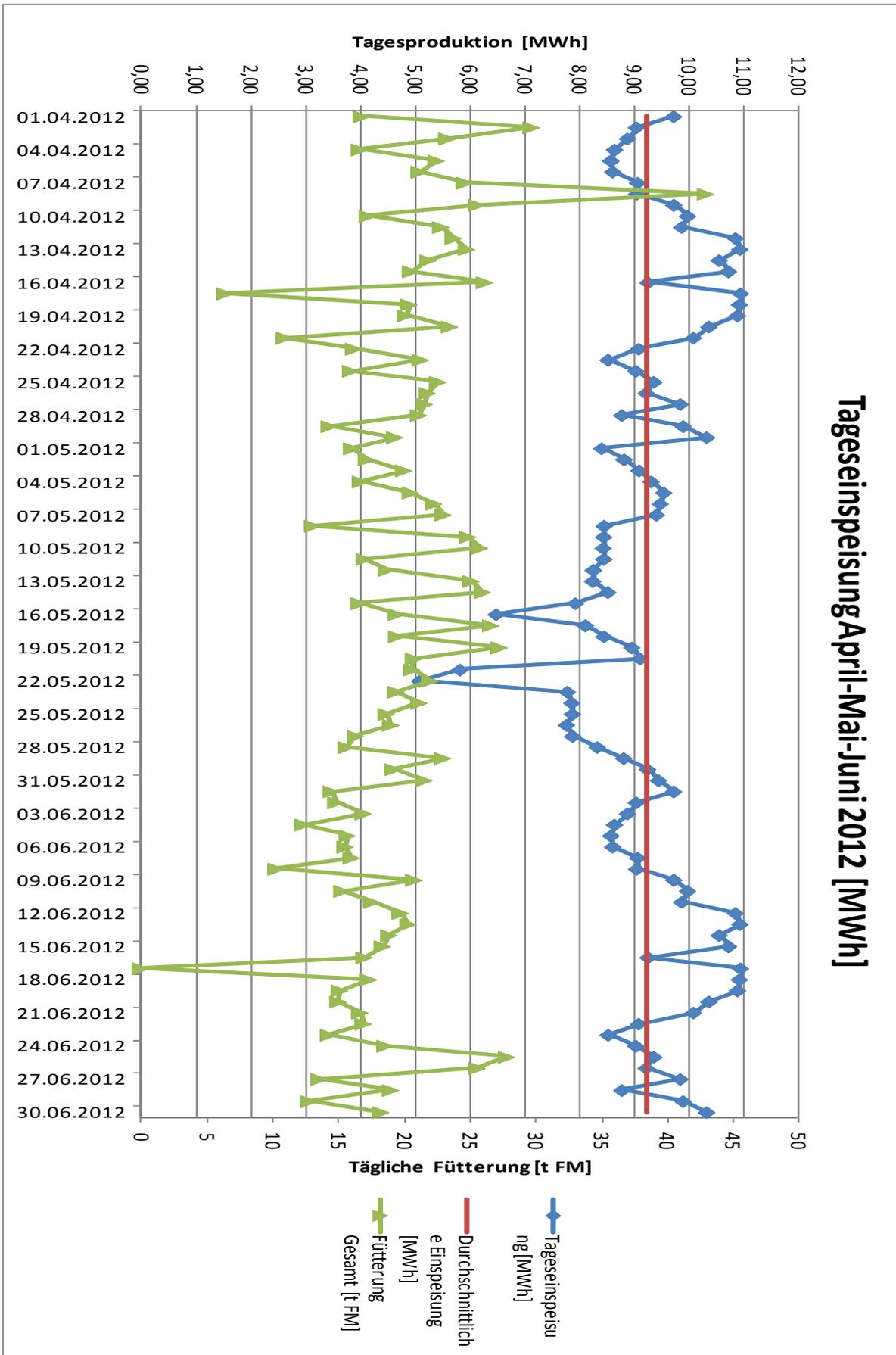


Diagramm 5: Beobachtungszeitraum der Altanlage von April bis Juni 2012

Für die Simulation können dem Beobachtungszeitraum die Durchschnittswerte für die tägliche Fütterung von Mist und Silage entnommen werden. Weiters soll mit diesen Fütterungswerten in der Simulation eine, über den k-Wert eingestellte, Leistung von 384 KW erzielt werden, wie sie auch im Beobachtungszeitraum erzielt wurde.

Mittelwerte April-Mai-Juni						
Mist [t FM]	Silage [t FM]	Mistanteil [%]	Ø Leistung [kW]	HRT [d]	Wasser [m³/d]	Rezirkulation [m³/d]
5,24	16,09	24,59	384	84	6	200

Tabelle 6: Daten für die Simulation aus dem Beobachtungszeitraum April-Mai-Juni 2012

Das folgende Diagramm ist die erste Simulation der Anlage mittels einer Variation über die Rezirkulation, durch deren Änderung bei Gleichbleiben der obigen Werte mögliche Betriebszustände dargestellt werden. Die entsprechende Einstellung auf eine Leistung von 384 KW konnte in der Simulation bei einem k-Wert von

$$k = 0,021$$

erreicht werden. Anhand dieses Diagramms können die schon zum Teil erklärten Probleme im Betrieb der Altanlage veranschaulicht werden. Es wird daran auch die notwendige tägliche Wasserzugabe von 6 m³ ersichtlich.

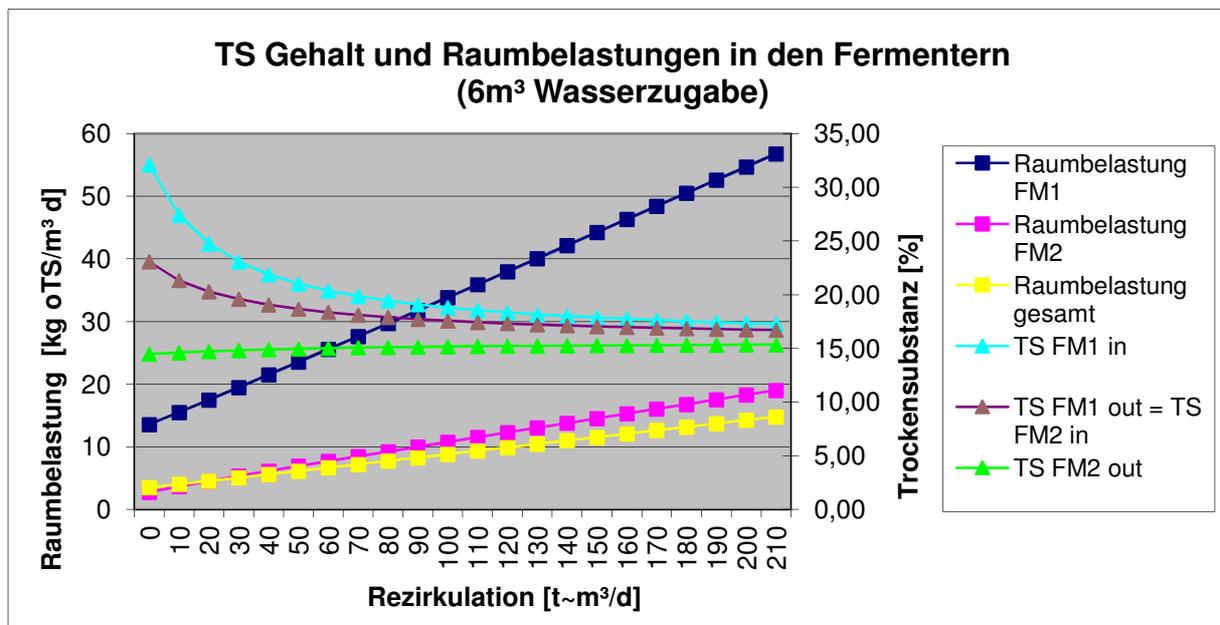


Diagramm 6: Situation der Anlage vor dem Umbau bei 6m³ täglicher Wasserzugabe (BOD-Model\_2 Ferm.pro)

Wie schon in den Erläuterungen angesprochen gibt es für den Betrieb einer Biogasanlage gewisse Grenzen, innerhalb derer Rührwerke und Pumpen störungsfrei funktionieren. Die wesentlichste Grenze ist in diesem Fall die Viskosität, die hier als proportional zum Trockensubstanzgehalt angenommen wird. An der Anlage konnte diese Grenze mittels der Stromaufnahme des Paddelrührwerks in Fermenter 1 (FM1) und gleichzeitigen Tests des TS-Gehalts des Substrats bei etwa 15% festgemacht werden. In obigem Diagramm sieht man den Betriebspunkt bei einer Rezirkulation von 200 m<sup>3</sup>/d und den Trockensubstanzgehalt des ersten Fermenters an der türkisen Linie. Man erkennt, dass selbst bei einer hohen Rezirkulation von 200 m<sup>3</sup>/d, die in erster Linie zur Senkung des TS-Gehalts im ersten Fermenter dient, der TS-Gehalt trotz Wasserzugabe noch deutlich über dem Grenzwert von 15% liegt. Daraus kann geschlossen werden, dass technisches Versagen, wie der Bruch der Welle eines Paddelrührwerks, nicht verwunderlich ist. Die einfachste Methode dieser Problematik des hohen TS-Gehaltes beizukommen, liegt in der Erhöhung der zugegebenen Wassermenge, was unten in der Variation mit verdoppelter Wasserzugabe von 12m<sup>3</sup> gezeigt wird. Diese einfache Anpassung hat aber erstens den Nachteil, dass Wasser gekauft werden muss und zweitens, was noch viel wichtiger ist, dass man an die Grenzen der Kapazität des Endlagers stößt. Da die verbleibende Gülle im Endlager nur zweimal im Jahr ausgebracht wird, spielen tägliche 12m<sup>3</sup> Wasser eine große Rolle in den Füllständen der Endlager.

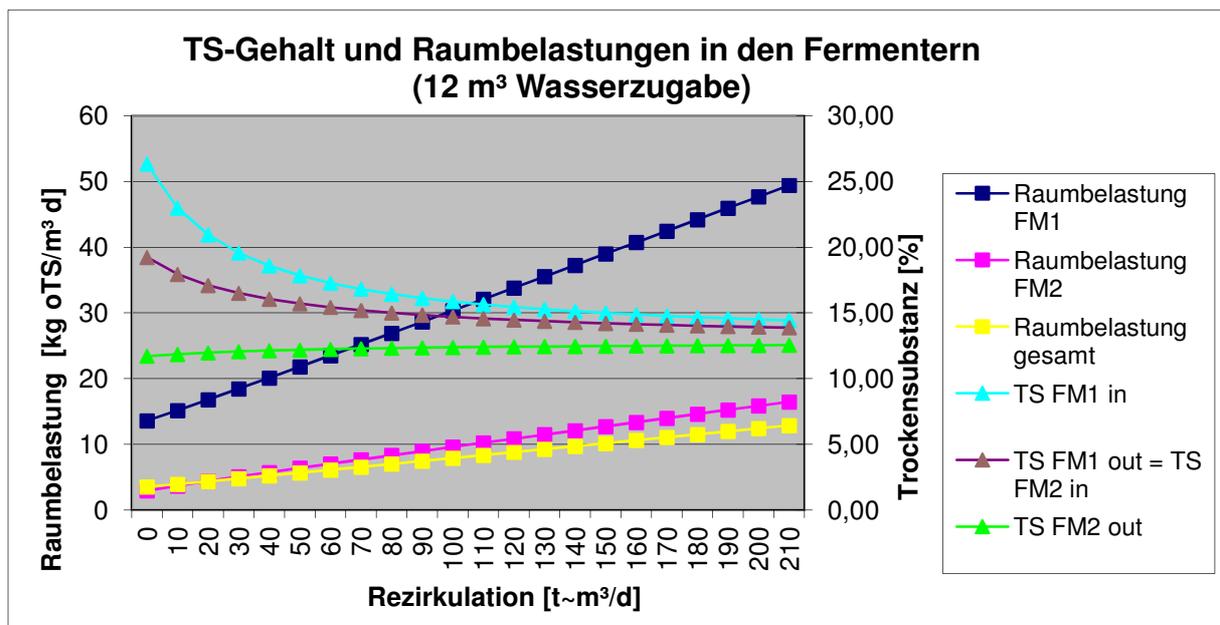


Diagramm 7: Senkung des TS-Gehaltes in den Fermentern durch höhere Wasserzugabe von 12m<sup>3</sup> pro Tag (BOD-Model\_2 Ferm.pro)

Aus den Diagrammen 6 und 7 kann weiters die Raumbelastung in den beiden Fermentern bei verschiedenen Betriebszuständen abgelesen werden. Die Raumbelastung sollte für einen stabilen Betrieb einen Wert von 5 kg oTS pro Tag und Kubikmeter Fermentervolumen nicht stark überschreiten, da es ansonsten zu Hemmungen in der Biologie und dadurch zu Einbußen in der Ausbeute kommen kann. Wie sehr deutlich aus obigen Diagrammen hervorgeht, ist die Raumbelastung im ersten Fermenter (600m<sup>3</sup> Fermentervolumen) aufgrund der hohen Rezirkulation exorbitant höher als 5 kg oTS/m<sup>3</sup> d. Der Fermenter 1 kann dadurch aber als sogenannte Hydrolysestufe oder Vorfermenter bezeichnet werden, da bei solchen Raumbelastungen ein anaerober Abbau nur in geringem Ausmaß von statten gehen kann. Vermutlich findet in diesem Fermenter daher hauptsächlich eine Hydrolyse und Acidogenese statt. Die Raumbelastung im zweiten Fermenter (1700m<sup>3</sup> Fermentervolumen) ist zwar deutlich geringer, doch ist sie im wirklichen Betriebszustand der Anlage mit ca. 10 kg oTS/m<sup>3</sup> d trotzdem deutlich über der Empfehlung aus der Literatur. Die gesamte Raumbelastung beschreibt die Raumbelastung der beiden zusammengezählten Fermentervolumina. Sie wird nur der Vollständigkeit halber angegeben, besitzt für sich aber keine große Aussagekraft.

Ein interessanter Wert ist das Verhältnis zwischen dem BOD und dem COD Wert, welcher für die beiden Fermenter in Diagramm 8 dargestellt wird. Die Eingänge in die Fermenter werden mit „in“ bezeichnet und die Ausgänge als „drain“. Der Ausgang des ersten Fermenters ist hier gleichzeitig der Eingang des zweiten: drain FM1 = in FM2.

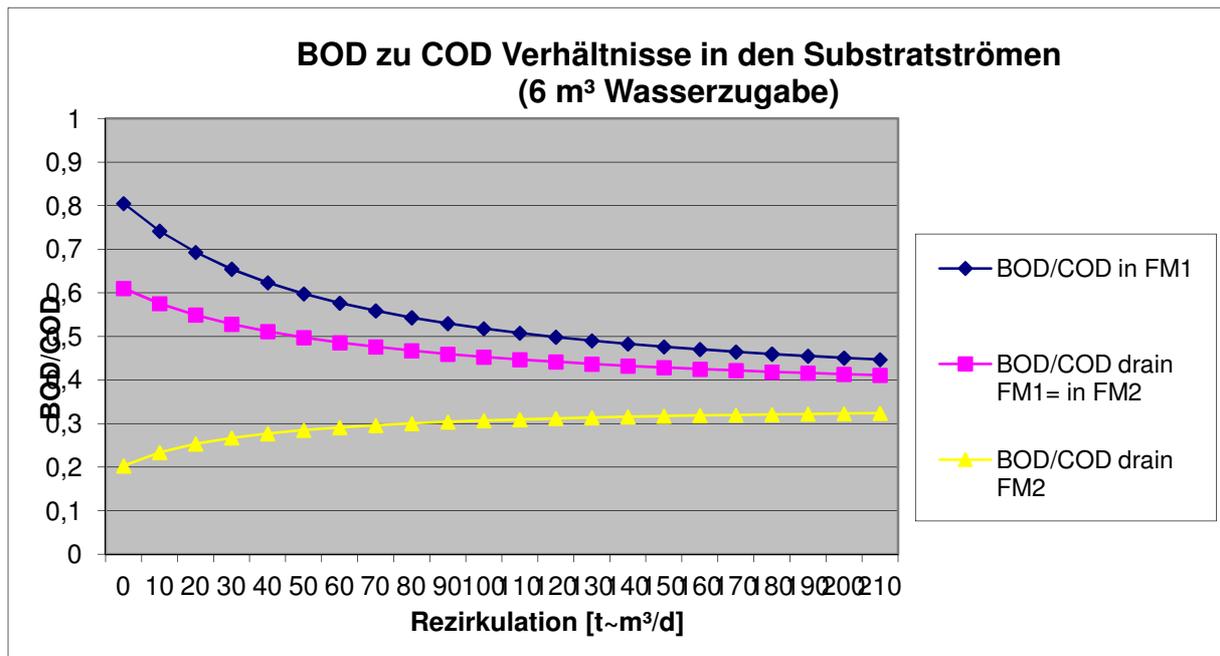


Diagramm 8: Verhältnis von BOD zu COD bei 6m<sup>3</sup> Wasserzugabe (BOD-Model\_2 Ferm.pro)

Genanntes Verhältnis gibt an, wie viel der im Substrat vorhandenen organischen Substanz noch abbaubar und damit zur weiteren Gasproduktion verfügbar ist. Der Unterschied zwischen BOD und COD gibt somit auch Aufschluss darüber, wie viel biologisch tote, also nicht mehr abbaubare organische Substanz bei der Rezirkulation im Kreis gepumpt wird. Diese tote Substanz erhöht durch die Rezirkulation die Raumbelastung beider Fermenter, obwohl sie keinen Beitrag zur Gasproduktion mehr leistet, woraus geschlossen werden kann, dass sich eine erhöhte Rezirkulationsmenge negativ auf die Arbeit der Bakterien auswirken kann. Da dieses Modell jedoch die Aktivität der Bakterien nicht berücksichtigen kann, wird dieser Einfluss nur über die BOD-Konzentration, und sohin über die Produktivität, aufgenommen. In Diagramm 8 kann nachvollzogen werden, dass sich klarerweise bei höherer Rezirkulation der Anteil an frischem nicht abgebautem Substrat in den Fermentern verringert.

Diagramm 9 kann entnommen werden wie sich die Methanproduktion bei zunehmender Rezirkulation vom ersten in den zweiten Fermenter verschiebt. Durch höhere Rezirkulation wird die Vermischung zwischen erstem und zweitem Fermenter erhöht. Dadurch gelangt immer mehr frisches Substrat in den zweiten Fermenter und wird demnach auch anteilmäßig vermehrt in das Endlager gepumpt. Dies ist der Hauptgrund für höhere Verluste durch erhöhtes Rezirkulieren.

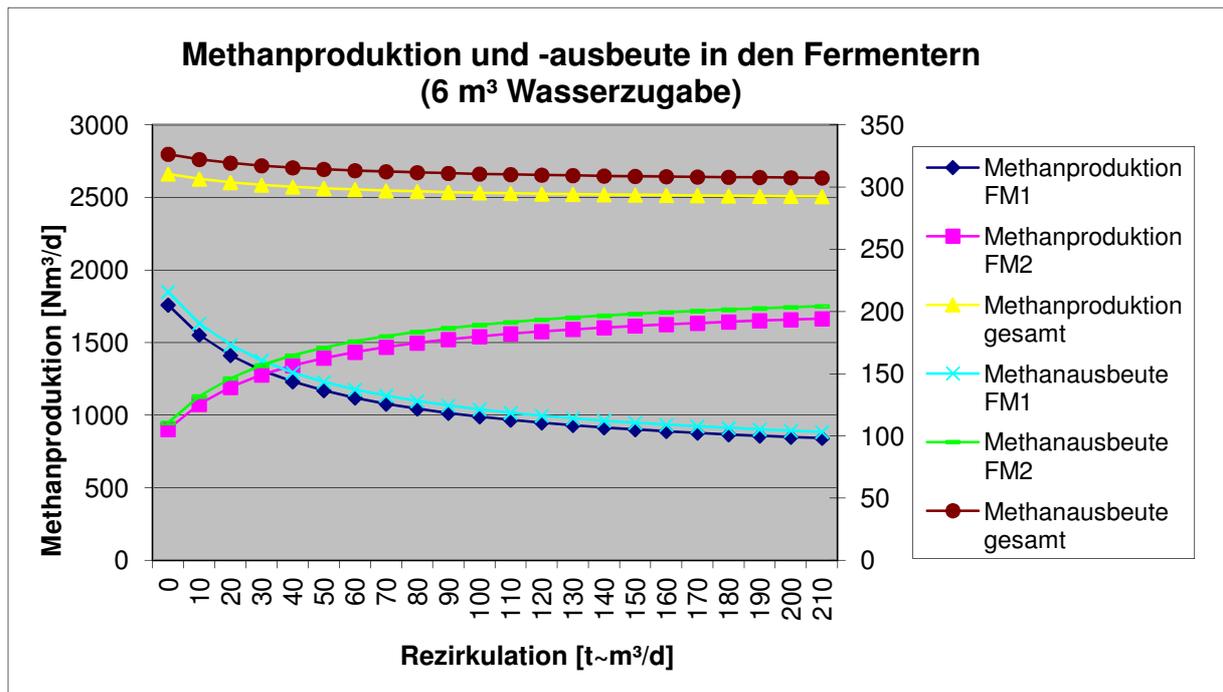


Diagramm 9: Methanproduktion in den Fermentern und Gasausbeute aus dem Substrat (BOD-Model\_2 Ferm.pro)

Da die Methanproduktion pro Tag und die Methanausbeute aus dem Substrat im Modell direkt proportional zusammenhängen sind auch im Diagramm diese beiden Werte jeweils pro Fermenter „parallel“.

Ein wesentlicher Parameter für die Bewertung der Funktion einer Anlage ist deren Effizienz. Über den Beobachtungszeitraum von 1. April bis 30. Juni betrug die Effizienz der Anlage  $\eta = 89\%$ . Das heißt, dass während dieser Zeit 89% des potenziell abbaubaren Materials abgebaut wurde. Dieses abbaubare Material findet im Modell Ausdruck durch den BOD Wert. Folgendes Diagramm zeigt den BOD Removal, also das Verhältnis zwischen BOD Gehalt im Strom ins Endlager und dem im Rohstoff enthaltenen BOD. Die in der Simulation erhaltenen Werte weichen von den an der Anlage gemessenen oft leicht ab. Da sie sich aber, wie in Diagramm 10 in einem Bereich von  $\pm 1$  Prozentpunkt befinden werden, diese Ungenauigkeiten als tolerierbar erachtet.

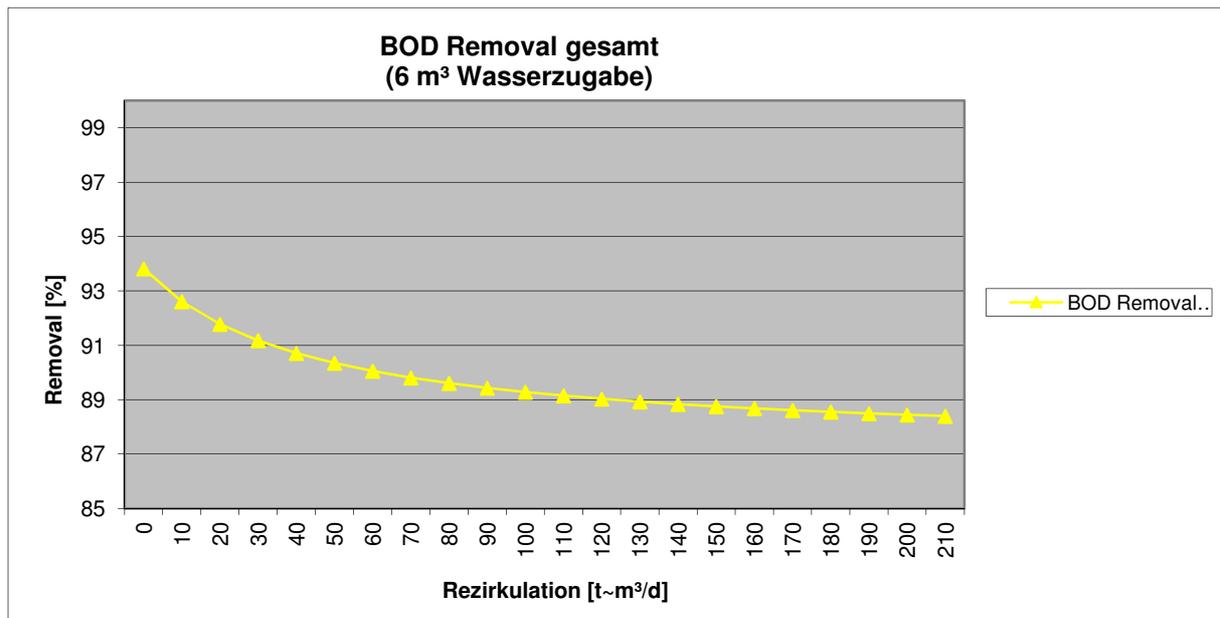


Diagramm 10: BOD Removal von 89% bei einer Rezirkulation von 200 m<sup>3</sup> entspricht der Effizienz der realen Anlage (BOD-Model\_2 Ferm.pro)

Man sieht, dass bei 200 m<sup>3</sup> Rezirkulation auch der BOD entsprechend der tatsächlich erreichten Effizienz von 89% eben diesem Wert entspricht. Nachdem die Kalibrierung des Modells rein über die Motorleistung erfolgte, kann der entsprechende BOD Removal als Kontrolle für die richtige Funktion des Modells gedeutet werden.

### 6.2.2 Umgebaute Anlage

Anhand der in den oben angeführten Diagrammen dargestellten Variationen der ursprünglichen Anlage lässt sich die beste Eigenschaft der Simulation erkennen: Die Veranschaulichung der Betriebsparameter in verschiedenen Betriebszuständen. In den Simulationen der umgebauten Anlage wird es ein wenig unübersichtlicher, da es nun drei Fermenter gibt und zusätzlich noch serieller und paralleler Betrieb miteinander verglichen werden sollen. All diese Variationen werden zusätzlich noch mit 0m<sup>3</sup>, 6m<sup>3</sup> und 12m<sup>3</sup> Wasserzugabe durchgeführt, um ein gewisses Schema zu verfolgen und nicht den Überblick zu verlieren. Es soll hierbei darauf hingewiesen werden, dass nicht alle während dieser Variationen erstellten Diagramme wesentlich sind und daher nur zum Teil in dieser Arbeit dargestellt werden. Der Autor behält sich vor, nur die für das Verständnis interessantesten dieser Diagramme zu zeigen und zu beschreiben und somit das Potenzial für Verwirrungen auf einem Minimum zu halten.

Die für die Simulationen verwendeten Daten aus dem Beobachtungszeitraum Juli, August und September, also direkt nach Inbetriebnahme, werden in folgender Tabelle dargestellt.

Mittelwerte April-Mai-Juni						
Mist [t FM]	Silage [t FM]	Mistanteil [%]	Ø Leistung [kW]	Rezirkulation [m <sup>3</sup> /d]	Verweilzeit [d]	Wasserzugabe [m <sup>3</sup> /d]
3,98	15,99	19,93	402	300	192	6

**Tabelle 7: Daten für die Simulation aus dem Beobachtungszeitraum Juli, August und September**

Es fällt bei diesen Daten sofort auf, dass die Rezirkulation nun 300 m<sup>3</sup> pro Tag beträgt und damit sogar noch höher ist als sie in der ursprünglichen Anlage war. Dieser Umstand resultiert aber nicht mehr, wie auch in den Variationen zu sehen sein wird, aus der Notwendigkeit, den ersten Fermenter zu spülen und dadurch seinen Trockensubstanz-Gehalt niedrig zu halten. Vielmehr ist es das Ergebnis einer noch nicht ideal eingestellten Flüssigfütterung mittels der Bio-Mix-Pumpe der Firma Wangen. Dies soll aber in hier gezeigten Simulationen kein großes Problem darstellen, da mittels der Simulation der Betrieb mit geringerer Rezirkulation gezeigt werden kann. Demnach findet nur die Kalibrierung auf Basis des Betriebszustandes mit 300 m<sup>3</sup> täglicher Rezirkulation statt.

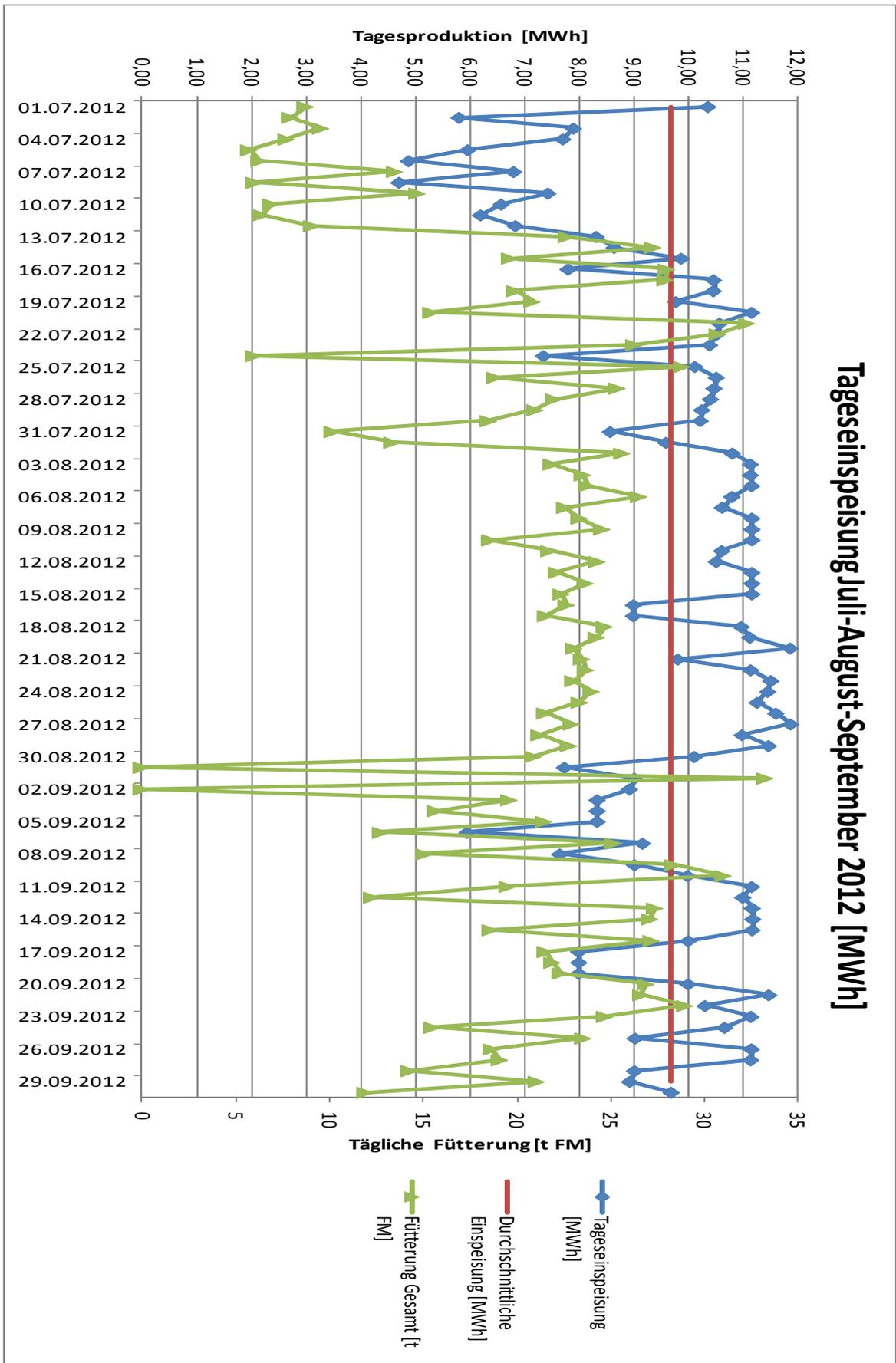


Diagramm 11: Beobachtungszeitraum der umgebauten Anlage von Juli bis September 2012

Diagramm 11 zeigt den Betrieb während des Beobachtungszeitraums von Juli bis September 2012, wobei deutlich zu erkennen ist, dass von einem sehr stabilen Betrieb noch nicht die Rede sein kann. Jedoch konnte immerhin die durchschnittliche Leistung in den beiden Beobachtungszeiträumen von 384KW auf 402KW gesteigert werden. Nichtsdestotrotz muss zu diesem Beobachtungszeitraum der umgebauten Anlage bemerkt werden, dass nach wie vor viele technische Gebrechen und Anlaufschwierigkeiten zu diesem, von der angestrebten Vollaustattung bei 500KW noch weit entfernten Ergebnis geführt haben. Im Nachhinein erkennt man an der Anlage seit deren Umbau aber einen Trend zum besseren Betrieb. Um, während einer stabileren Produktionsphase aufgenommene Betriebszahlen zu erhalten, hätte der Beobachtungszeitraum um einige Monate verlängert werden müssen, was aufgrund der zeitlichen Einschränkung dieser Arbeit nicht möglich war.

Da bei einer Verweilzeit von 192 Tagen (wie aus dem Beobachtungszeitraum bei 6 m<sup>3</sup> Wasserzugabe errechnet) ein vollständiger organischer Abbau stattgefunden haben müsste, wird der in Diagramm 12 dargestellte Leistungsabfall hauptsächlich durch die kürzere reale Verweilzeit von Substratteilchen hervorgerufen. Dies nimmt, wie im Kapitel über die hydraulische Verweilzeit beschrieben, immer größere Ausmaße an, je besser die Durchmischung des Substrats in der Anlage ist. Dass die Werte der Methanproduktion und die der Motorleistung nicht direkt proportional („parallel“) zueinander sind, liegt an den sich ändernden Wirkungsgraden von Motor und Generator.

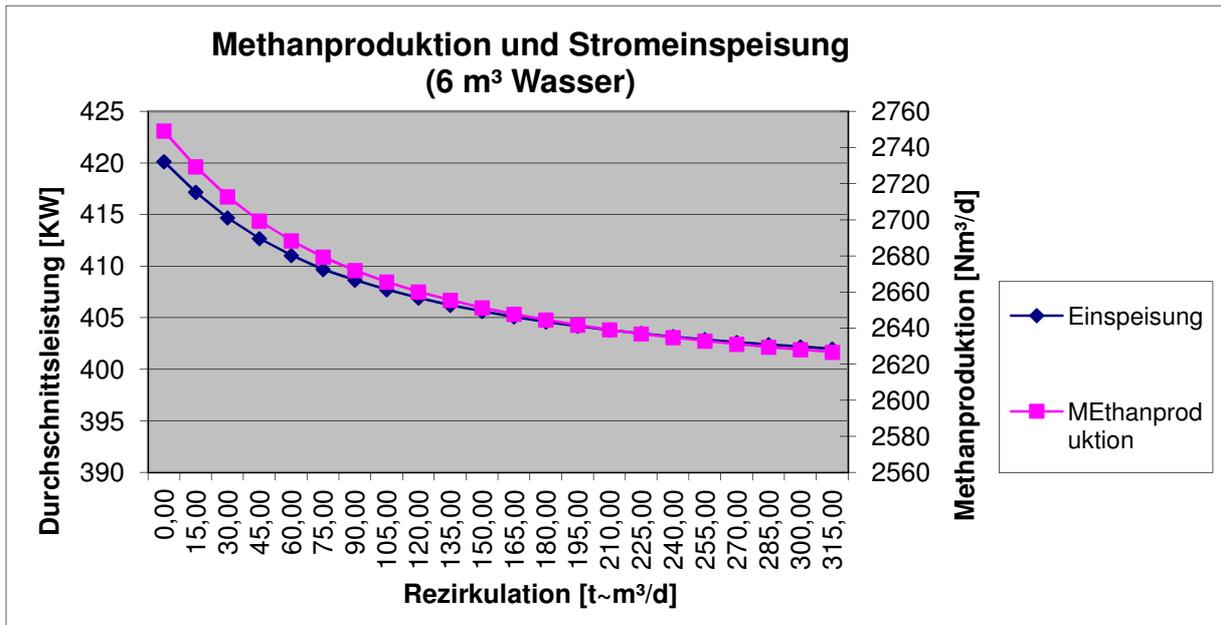


Diagramm 12: Kalibrierung des Modells auf 402 KW bei einer Rezirkulation von ca. 300 m³/d mittels der Konstante k (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Dieses Phänomen kann auch in Diagramm 13 anhand der BOD/COD-Verhältnisse festgestellt werden. Die türkisen Datenpunkte entsprechen den BOD/COD-Verhältnissen in dem Substrat, das entweder ins Endlager fließt oder rezirkuliert wird. Während bei geringer Rezirkulation, sprich bei geringer Durchmischung, der BOD-Anteil in diesem Strom ins Endlager beinahe null % beträgt, steigt er bei einer Rezirkulation von 300 m³/d auf beinahe 20% des COD.

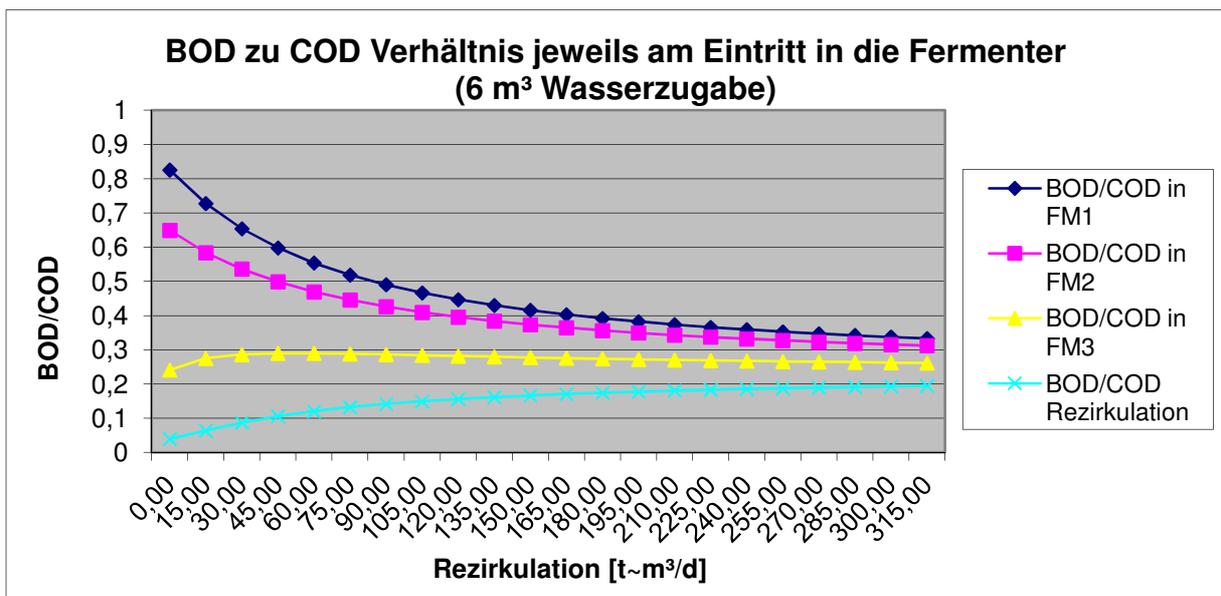


Diagramm 13: BOD/COD Verhältnisse der Substrate am am Eintritt in den jeweiligen Fermenter (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Wie gesagt, erfolgte der Beobachtungszeitraum im seriellen Betrieb, weshalb auch die Kalibrierung in diesem durchgeführt wurde. Auch diese Kalibrierung erfolgte durch Ausprobieren bei ständiger Änderung der Konstante  $k$ , bis die Leistung bei einer Rezirkulation von  $300\text{m}^3$  pro Tag der im Beobachtungszeitraum durchschnittlichen Leistung von  $402\text{ KW}$  entsprach. Das erhoffte Ergebnis für  $k$  war, dass es möglichst ähnlich dem  $k$  im Modell der Altanlage wäre, da dies für die Konsistenz der gesamten Modellierung gesprochen hätte. Diese Hoffnungen wurden teils erfüllt, als sich herausstellte, dass sich die besten Übereinstimmungen der Ergebnisse des Modells mit denen der Praxis bei einem  $k$ -Wert von

$$k = 0,019$$

einstellten, der verglichen mit  $k = 0,021$  an der Altanlage nur geringfügig niedriger anzusetzen war. Diese beinahe Übereinstimmung stärkt die Vermutung, dass der hier unterstellte direkte Zusammenhang der Produktivität mit der Konzentration des abbaubaren Materials (als Konzentration des BOD) der Realität sehr nahe kommt. Da aber sehr viele Faktoren auf dieses Ergebnis Einfluss nehmen, kann diese Übereinstimmung bisher nur als Tendenz zur Richtigkeit der Annahme und nicht als Beweis gewertet werden. Darauf wird aber noch in den Einschränkungen des Modells weiter eingegangen.

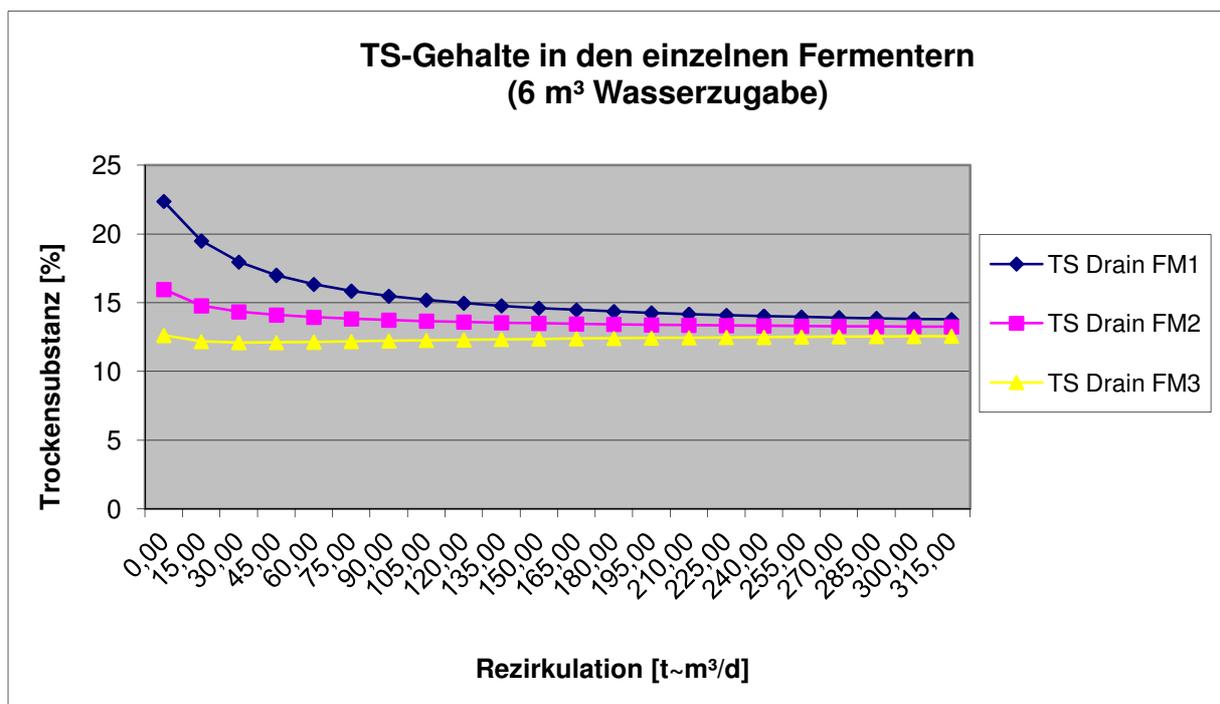


Diagramm 14: TS-Gehalte [%] im Abfluss (Drain) der Behälter bei  $6\text{m}^3$  Wasserzugabe (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Im Gegensatz zur Altanlage kann man anhand obigen Diagramms 14 sogleich die geringeren Trockensubstanzgehalte in den Fermentern erkennen, die hier schon bei einer Rezirkulation von ca. 120 m<sup>3</sup> pro Tag unter die gesetzte Grenze von 15% fallen. Die Wasserzugabe liegt dabei jedoch weiterhin bei 6m<sup>3</sup> pro Tag. Im nächsten Diagramm wird sichtbar, dass sich, trotz des insgesamt höheren Fermentervolumens, die Raumbelastung vor allem in den Fermentern 1 und 2 nicht stark vermindert hat. Dies ist auf den seriellen Betrieb und die weiterhin sehr hohe Rezirkulation zurückzuführen.

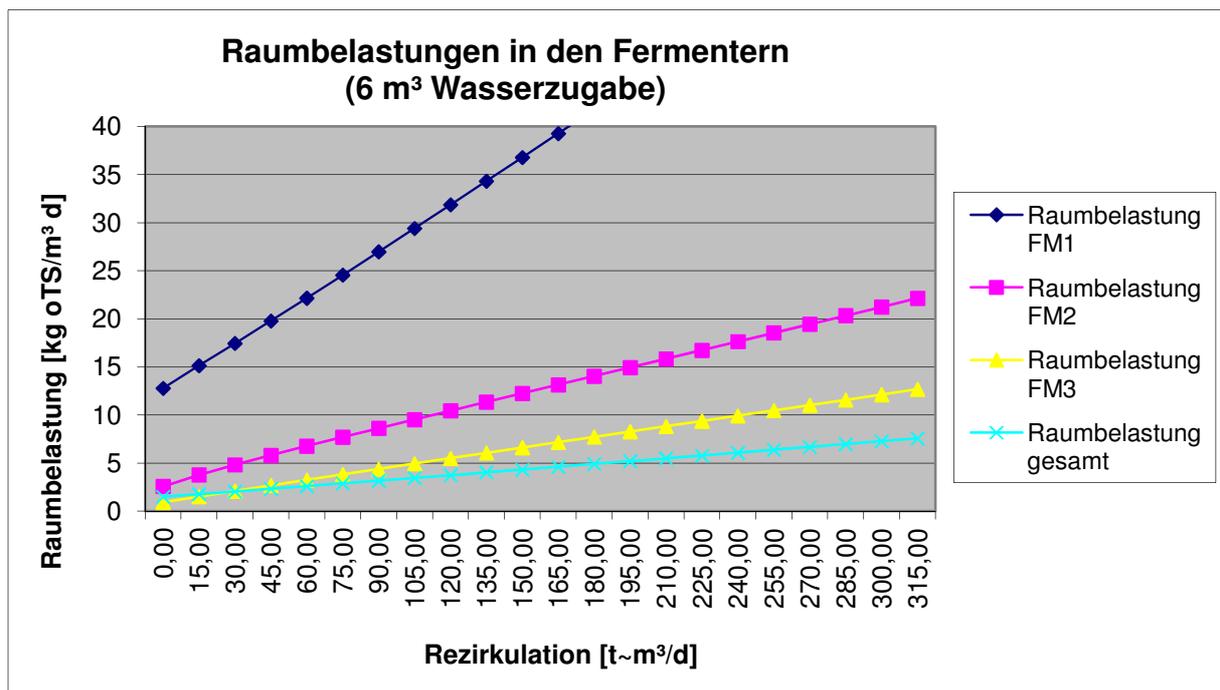


Diagramm 15: Raumbelastungen der Fermenter im seriellen Betrieb bei 6m<sup>3</sup> Wasserzugabe pro Tag (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Betrachtet man aber die Raumbelastungen bei einer Rezirkulation von 120m<sup>3</sup> pro Tag, wie sie aus obigen Betrachtungen jetzt schon ausreichend ist, kann durchaus eine leichte Senkung der Raumbelastung erkannt werden. Wie im Betrieb der Altanlage ist auch in diesem seriellen Betrieb der Fermenter 1 mit diesen hohen Werten für die Raumbelastung als sogenannter Vorfermenter oder als Hydrolysestufe zu verstehen.

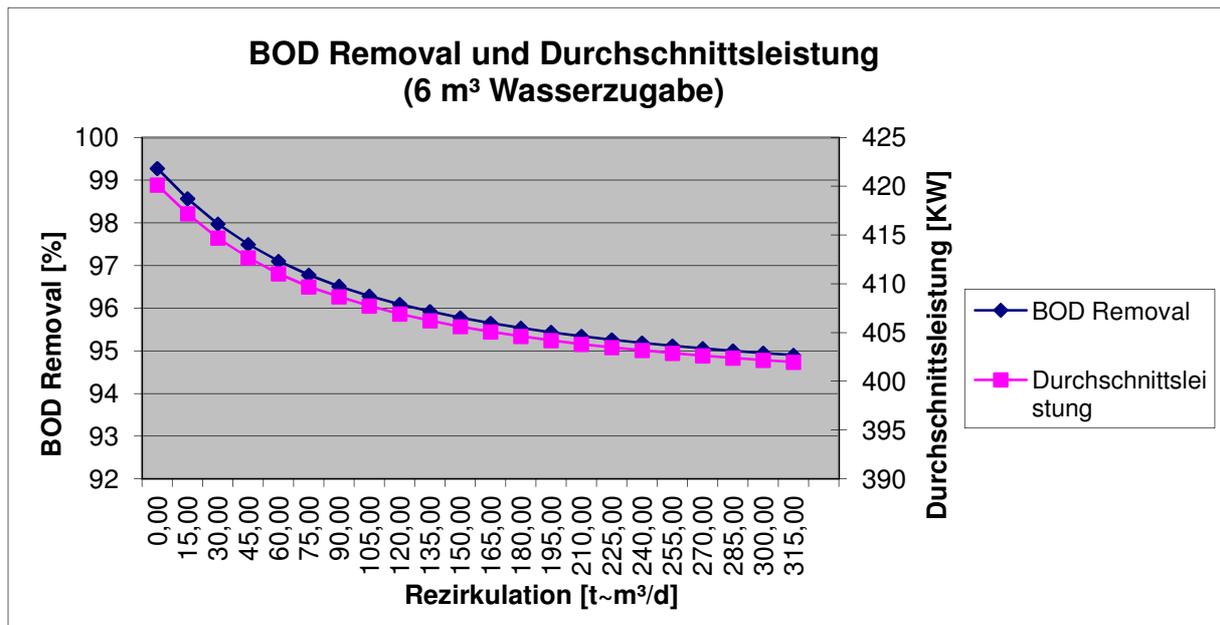


Diagramm 16: BOD Removal und tägliche Methanproduktion bei 6 m<sup>3</sup> Wasserzugabe pro Tag (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

In abgebildetem Diagramm 16 sind die tägliche Methangasproduktion und der BOD-Removal dargestellt. Über den Beobachtungszeitraum Juli bis September betrug die Effizienz  $\eta = 95\%$ , ein Wert, der sich auch beim BOD-Removal bei 300 m<sup>3</sup> Rezirkulation abzeichnet. Diese Übereinstimmung kann wieder als Kontrolle einer funktionierenden Modellierung verstanden werden. Der BOD-Removal von nahezu 100 %, den das Modell bei 0 m<sup>3</sup> Rezirkulation anzeigt, ist auf die sehr lange Verweilzeit von 192 Tagen zurückzuführen.

### 6.3 Weitere Simulationen

Die bisherigen Simulationen dienten der Kalibrierung des Modells und dem Aufzeigen eines Status Quo im Betrieb der Alt- und der Neuanlage. Im Folgenden wird einen Schritt weitergegangen und versucht Aussagen über mögliche andere Betriebszustände und Rohstoffeinsätze zu treffen. Die Möglichkeit dieser Betriebszustände soll vor allem mit Rücksicht auf einen maximalen Trockensubstanzgehalt von 15 % in den Fermentern verifiziert werden.

#### 6.3.1 Parallelbetrieb der Neuanlage

Der Versuch, die Anlage im Parallelbetrieb zu betreiben, hat den großen Vorteil einer starken Reduktion der Raumbelastungen in den ersten beiden Fermentern, und demnach

auch der TS-Gehalte. Die Einstellungen für den Parallelbetrieb wurden so getroffen, dass der Substratstrom in die Fermenter 1 und 2 sich genau entsprechend ihrer Volumina aufteilte.

$$\text{Anteil am Substratstrom in Fermenter 1} = \frac{\text{Volumen Fermenter 1}}{\text{Volumen Fermenter 1+2}}$$

Durch diese Einstellung haben die ersten beiden Fermenter exakt die gleiche Raumbelastung und auch den gleichen TS-Gehalt. Im folgenden Diagramm sieht man, dass für die TS-Gehalte der Fermenter 1 und 2 nur eine Linie eingezeichnet ist, da die beiden direkt übereinander liegen. Durch diesen parallelen Betrieb wird die Grenzmarke von 15% TS-Gehalt schon bei einer Rezirkulation von 30 m<sup>3</sup> pro Tag unterschritten, was im Gegensatz zum seriellen Betrieb eine Verbesserung bedeutet.

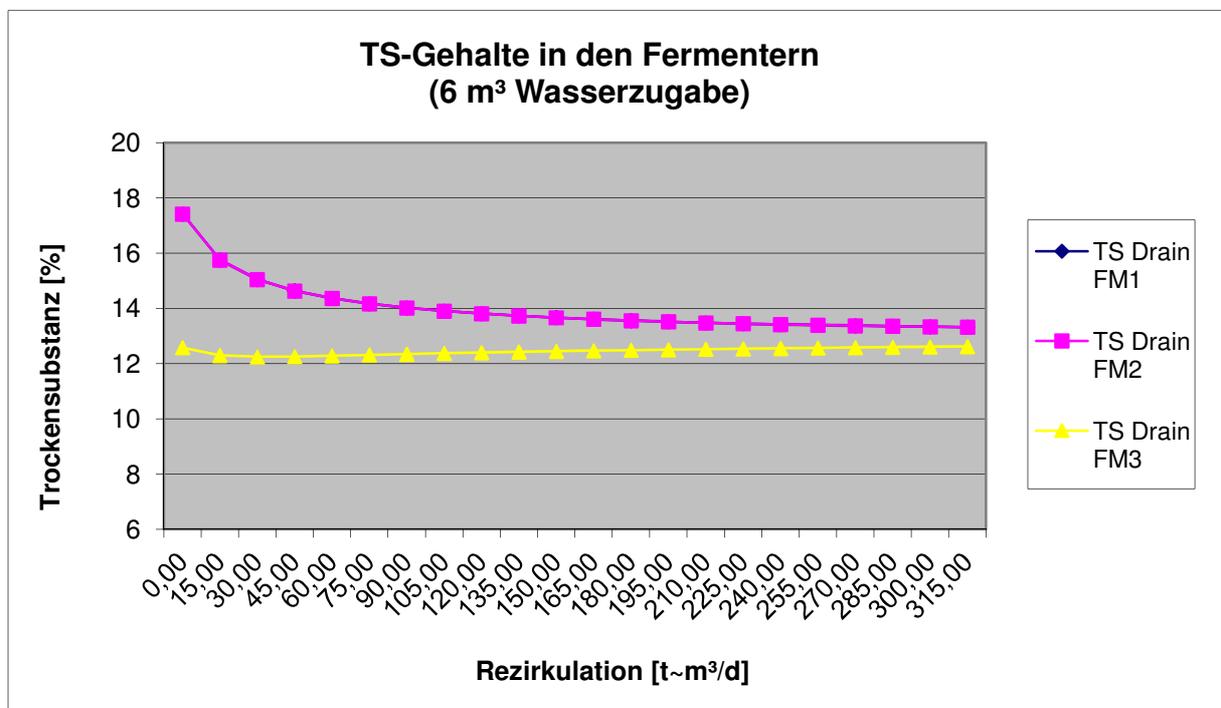


Diagramm 17: TS-Gehalte in den Fermentern bei parallelem Betrieb (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Bei der Betrachtung der Raumbelastungen erkennt man eine noch viel größere Änderung, vor allem der stark gesunkenen Raumbelastung im Fermenter 1, welche gegenüber dem seriellen Betrieb zu Lasten einer gestiegenen im Fermenter 2 entsteht.

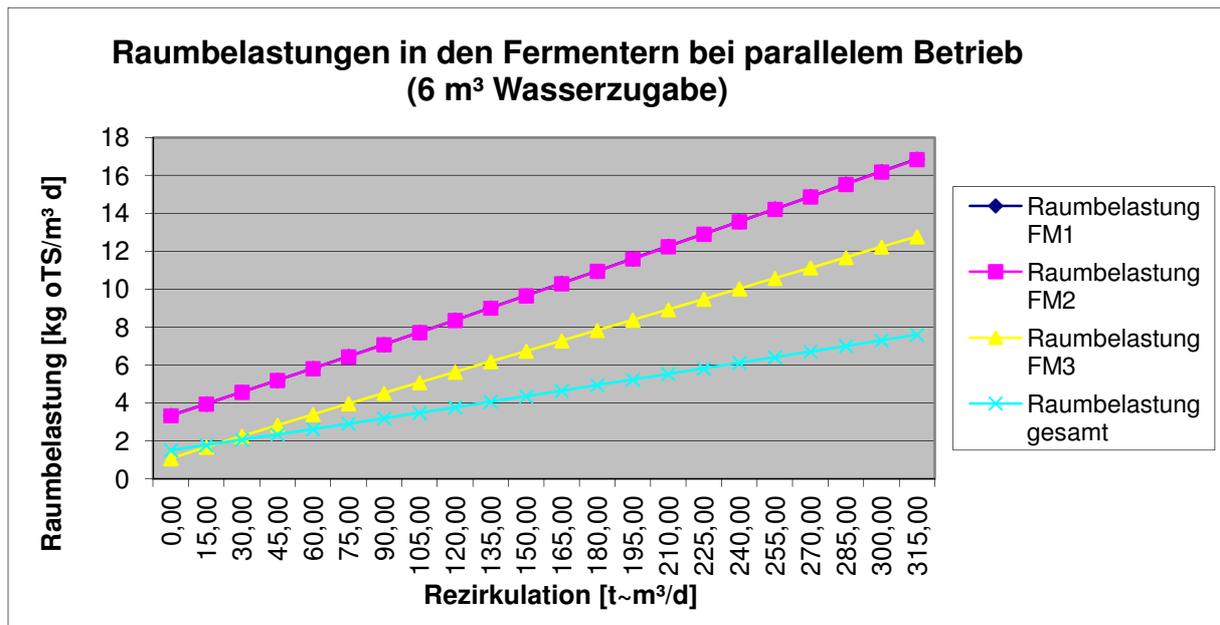


Diagramm 18: Veränderte Raumbelastungen in den Fermentern durch parallelen Betrieb (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Entsprechend den Einschränkungen der Aussagekraft darüber, wie gut die Bakterien bei verschiedenen Betriebszuständen arbeiten können, ist aus dieser Simulation nicht abzulesen, ob es besser ist, einen parallelen oder seriellen Betrieb zu praktizieren. Für den parallelen Betrieb spricht zwar die niedrigere Raumbelastung im ersten Fermenter, die näher an die in der Literatur geforderten 5 kg oTS/m<sup>3</sup> d heran kommt, doch steigt die Raumbelastung im zweiten dadurch bei 100 m<sup>3</sup> Rezirkulation auch auf 8 kg oTS/m<sup>3</sup> d an. Die Simulation stößt hier an ihre Grenzen und kann keine Empfehlung abgeben, zumal die Leistung und BOD-Removals keine Änderung erfahren, wie im nächsten Diagramm zu sehen ist.

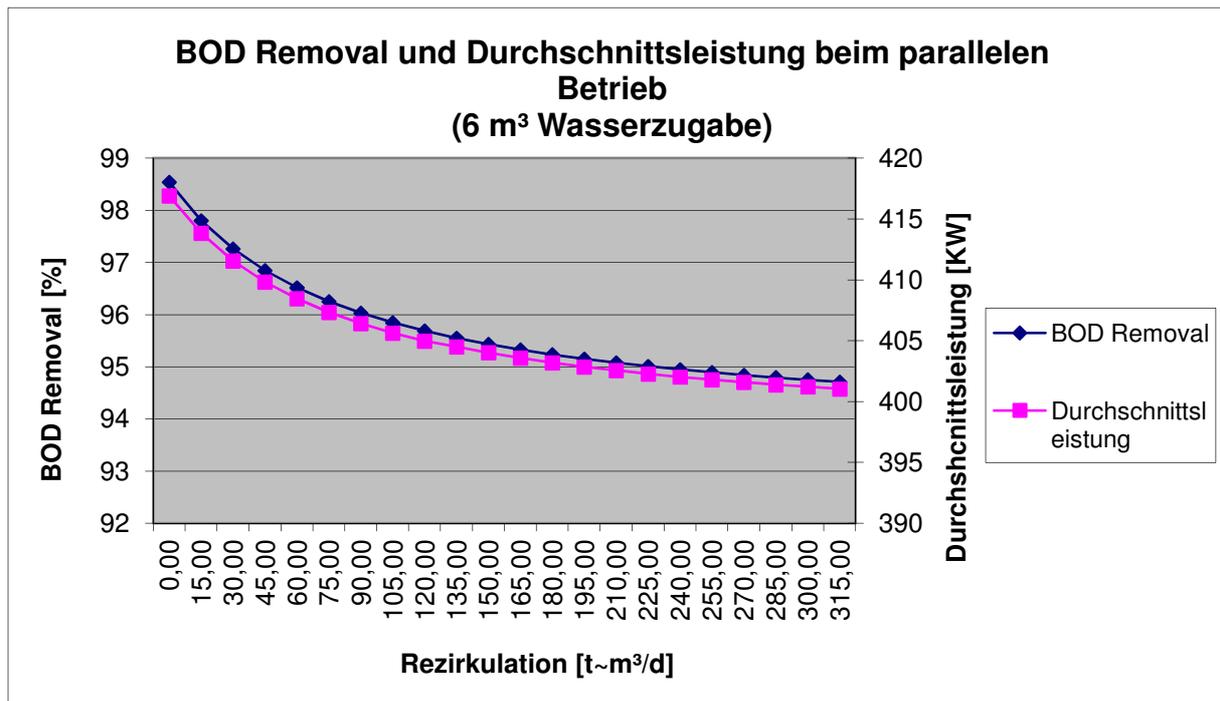


Diagramm 19: Keine Änderung des BOD Removal und der Durchschnittsleistung im parallelen Betrieb (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Eine Entscheidung über die Betriebsarten parallel und seriell ist daher auf anderer Ebene und nicht auf Basis der hier möglichen Simulationen zu treffen. In einer Erweiterung des Modells wäre es denkbar, die Produktionskonstante  $k$  von der Raumbelastung abhängig zu machen, wozu aber gute empirische Daten von echten Anlagen notwendig wären. Da die Kalibrierung mit Daten eines seriellen Betriebs durchgeführt wurde, und hier keine Entscheidung darüber getroffen werden konnte, ob der serielle oder parallele Betrieb optimaler ist, wurden auch alle weiteren Simulationen mit alternativen Rohstoffen im seriellen Betrieb durchgeführt.

### 6.3.2 Betrieb mit Maisstroh, Mist und Maissilage – Rohstoff-Drittelfütterung

Von vielen Möglichkeiten die Anlage mit alternativen Rohstoffen zu betreiben ist es eine der realistischsten, je ein Drittel Maisstroh, Putenmist und Maissilage zu verwenden. Es wird weiter davon ausgegangen, dass, wie im Beobachtungszeitraum, eine durchschnittliche elektrische Leistung von 402 KW erreicht werden soll. Das heißt, dass in der Simulation die Rohstoffmenge mit je einem Drittel jedes Rohstoffs so lange angepasst wurde, bis die Leistung den 402 KW entsprach. Dabei wurde die Konstante  $k$  auf dem Wert von 0,019 belassen. Um die geforderte Leistung zu erreichen, wurden die in folgender Tabelle

dargestellten Einstellungen vorgenommen. Diese berücksichtigen die für geforderte Leistung notwendigen Rohstoffmengen von je 6,25t Frischmasse.

Einstellungen je ein Drittel jedes Rohstoffs						
Mist [t FM]	Silage [t FM]	Maisstroh [t FM]	Ø Leistung [kW]	Rezirkulation [m <sup>3</sup> /d]	Verweilzeit [d]	Wasserzugabe [m <sup>3</sup> /d]
6,13	6,13	6,13	402	150	162	12

Tabelle 8: Füttermengen und weitere Einstellungen für seriellen Betrieb mit je einem Drittel Maissilage, Maisstroh und Putenmist

Trotz der hohen Wasserzugabe von 12 m<sup>3</sup> pro Tag, ist dieser serielle Betrieb, wie aus Diagramm 20 ersichtlich, aufgrund der zu hohen erreichten TS-Gehalte nicht möglich.

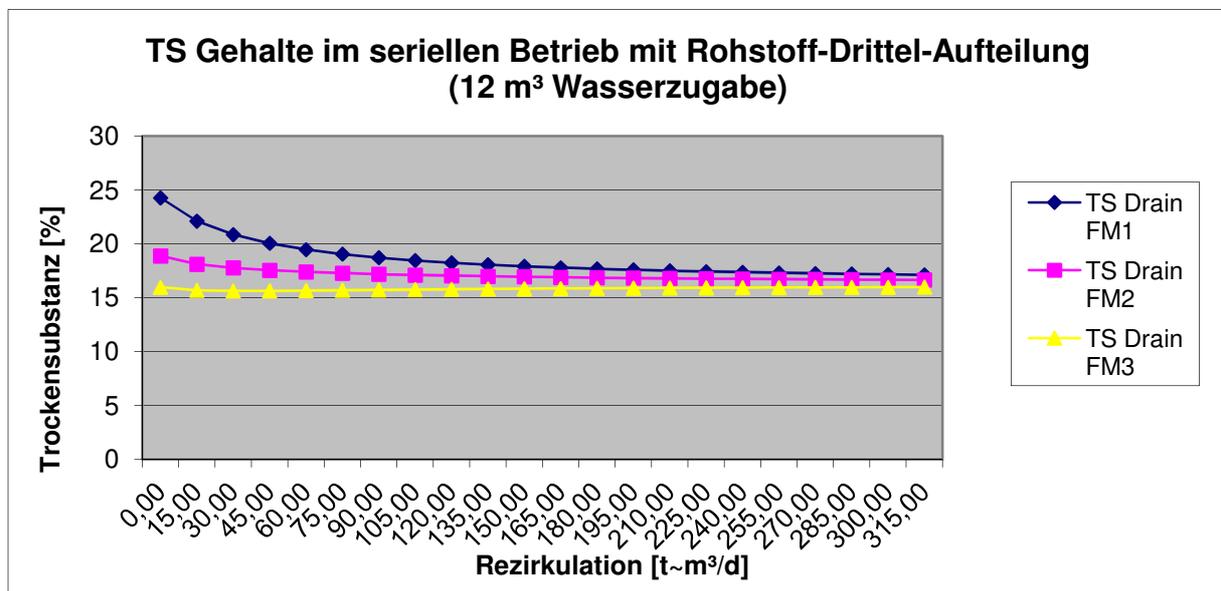


Diagramm 20: Hohe TS-Gehalte beim seriellen Betrieb mit drei Rohstoffen trotz 12 m<sup>3</sup> Wasserzugabe (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Wie im Kapitel über die Rohstoffe beschrieben, wurde der TS-Gehalt des Maisstrohs auf 70% hinaufgesetzt, um realen Verhältnissen zu entsprechen. Dieser hohe TS-Gehalt, oder besser, geringe Wassergehalt, und auch der geringe BOD-Anteil von 47% des COD im Putenmist führen zu gezeigtem Ergebnis, dass zu viele nicht abbaubare Feststoffe im Substrat verbleiben. Ein BOD/COD-Verhältnis von 0,47 heißt, dass weniger als die Hälfte des stöchiometrisch möglichen Abbaus auch anaerob in einer Biogasanlage umgesetzt werden kann. Die restlichen Stoffe bleiben als nicht abbaubares organisches Material im Substrat erhalten und erhöhen somit weiter die Raumbelastung und die TS-Gehalte.

Bei einer Simulation mit selbigen Einstellungen, aber im parallelen Betrieb, konnten die TS-Gehalte auch nicht unter die Marke von 15 % gesenkt werden, weshalb diese Diagramme hier nicht gesondert angeführt werden. Um dieser Problematik zu entgegnen, werden in einem der folgenden Kapitel Simulationen mit einem Feststoffabscheider durchgeführt, mit dem der TS-Gehalt im Substrat gesenkt werden kann.

### 6.3.3 *Betrieb mit Maisstroh und Putenmist*

Der Gedanke dieser Simulation ist es, vollkommen auf landwirtschaftliche Primärrohstoffe zu verzichten und die Anlage nur mit Maisstroh und Putenmist, also rein mit landwirtschaftlichen Abfallstoffen, zu betreiben. Zu diesem Zwecke wurde die tägliche Menge an Putenmist gleich belassen wie während des Beobachtungszeitraums, und der Anteil an Maisstroh soweit erhöht, dass laut Simulation die gleiche Leistung von weiterhin 402 KW weiterhin erbracht werden kann. Der Einsatz von Maissilage wird hier demnach auf null reduziert. Durch mehrmaliges Durchführen der Simulation erhält man folgende Werte.

Einstellungen für Maisstroh und Putenmist						
Mist [t FM]	Silage [t FM]	Maisstroh [t FM]	Ø Leistung [kW]	Rezirkulation [m <sup>3</sup> /d]	Verweilzeit [d]	Wasserzugabe [m <sup>3</sup> /d]
3,98	0	11,23	402	300	183,8	12

**Tabelle 9: Angepasste Einstellungen auf den Betrieb ausschließlich mit Maisstroh und Putenmist**

Im Vergleich zum Beobachtungszeitraum verwundert es vielleicht, dass bei gleichbleibender Menge an Putenmist sogar weniger Maisstroh (11,23 t FM) als Maissilage (15,98 t FM) eingesetzt wird. Dies liegt daran, dass der TS-Gehalt des Maisstrohs bei 70% und der der Maissilage nur bei 40,81% liegt. Auf TS-Massen umgerechnet würden hier statt 6,52 t TS Maissilage nun 7,86 t TS Maisstroh eingesetzt.

Das Ergebnis der Simulation für den Betrieb ist, wie schon im letzten Kapitel gezeigt, ernüchternd und zeigt in folgendem Diagramm noch deutlicher die Problematik der erreichten hohen Trockensubstanzgehalte, selbst bei einer Wasserzugabe von 12 m<sup>3</sup> pro Tag.

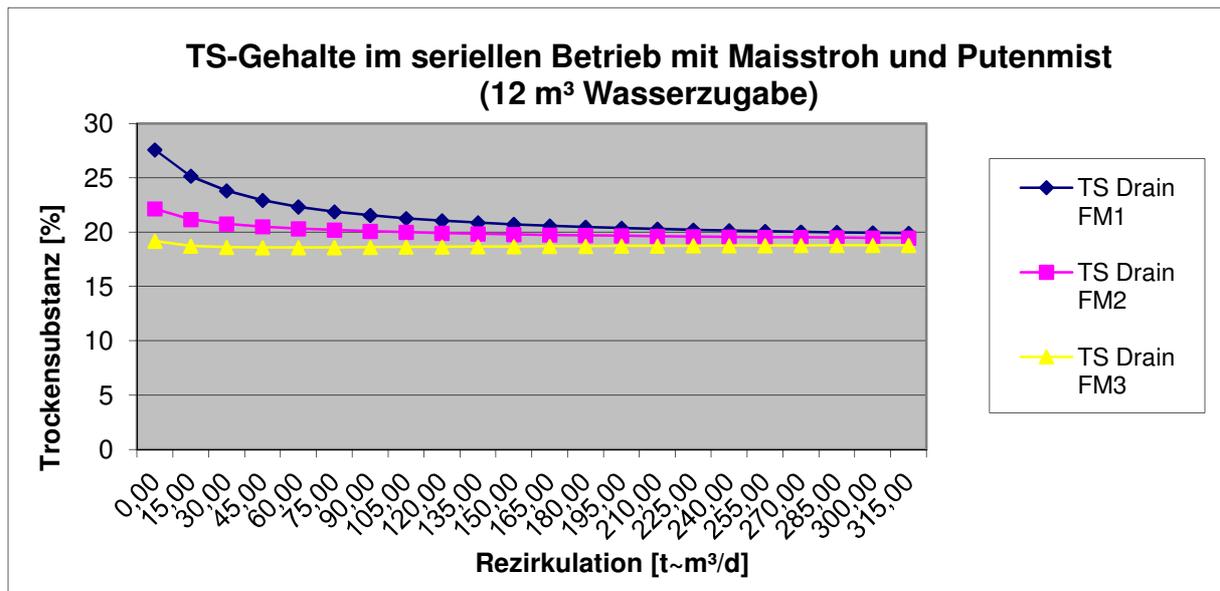


Diagramm 21: TS-Gehalte im seriellen Betrieb bei ausschließlichem Einsatz von Maisstroh und Putenmist (BOD-Model\_3 Ferm.pro)

Aus dem hohen TS-Gehalt des Maisstrohs und der geringen Abbaubarkeit des Putenmists resultiert ein TS-Gehalt in den Fermentern von knapp unter 20%, trotz 12m<sup>3</sup> täglicher Wasserzugabe. Folglich kann diese Betriebsvariante ausgeschlossen werden. Sie wird im Folgenden erneut unter Einsatz eines Feststoffabscheiders durchgeführt.

### 6.3.4 Betrieb mit Feststoffabscheidung

Um die TS-Gehalte in Biogasanlagen zu senken, werden vor allem beim Betrieb mit alternativen Rohstoffen oft Feststoffabscheider oder Separatoren verwendet. Diese trennen das Biogas-Substrat in eine feste und eine flüssige Phase, wobei die flüssige ungefähr einen TS-Gehalt von 5% behält und die feste einen von ungefähr 25%. Diese Werte hängen stark von Art und Viskosität des Substrats ab, für die Simulation wurden aber einfach diese von Herstellern angegebenen Durchschnittswerte herangezogen. Der modellierte Separator teilt den Strom einfach in eine feste und eine flüssige Phase, wobei die im Strom enthaltenen Feststoffe anteilig auf die TS-Gehalte der beiden entstehenden Phasen aufgeteilt werden. Diese Vorgehensweise ist eine starke Vereinfachung, da in der Realität nur die faserigen Stoffe und nicht die in der Flüssigkeit gelösten Stoffe separiert werden können. Der Separator wurde im Modell in den Rezirkulationsstrom geschaltet, wodurch dem ganzen Rezirkulat Feststoff entnommen und nur die flüssige Phase in den ersten Fermenter wiedereingebracht wird. Es wird demnach einerseits der TS-Gehalt reduziert, andererseits geht dadurch auch einen Anteil an noch nicht abgebautem Substrat verloren, was in den

folgenden Beispielen gezeigt wird. In Abbildung 22 sieht man den zusätzlich in die Simulation implementierten Feststoffabscheider in der Rezykulationschleife.

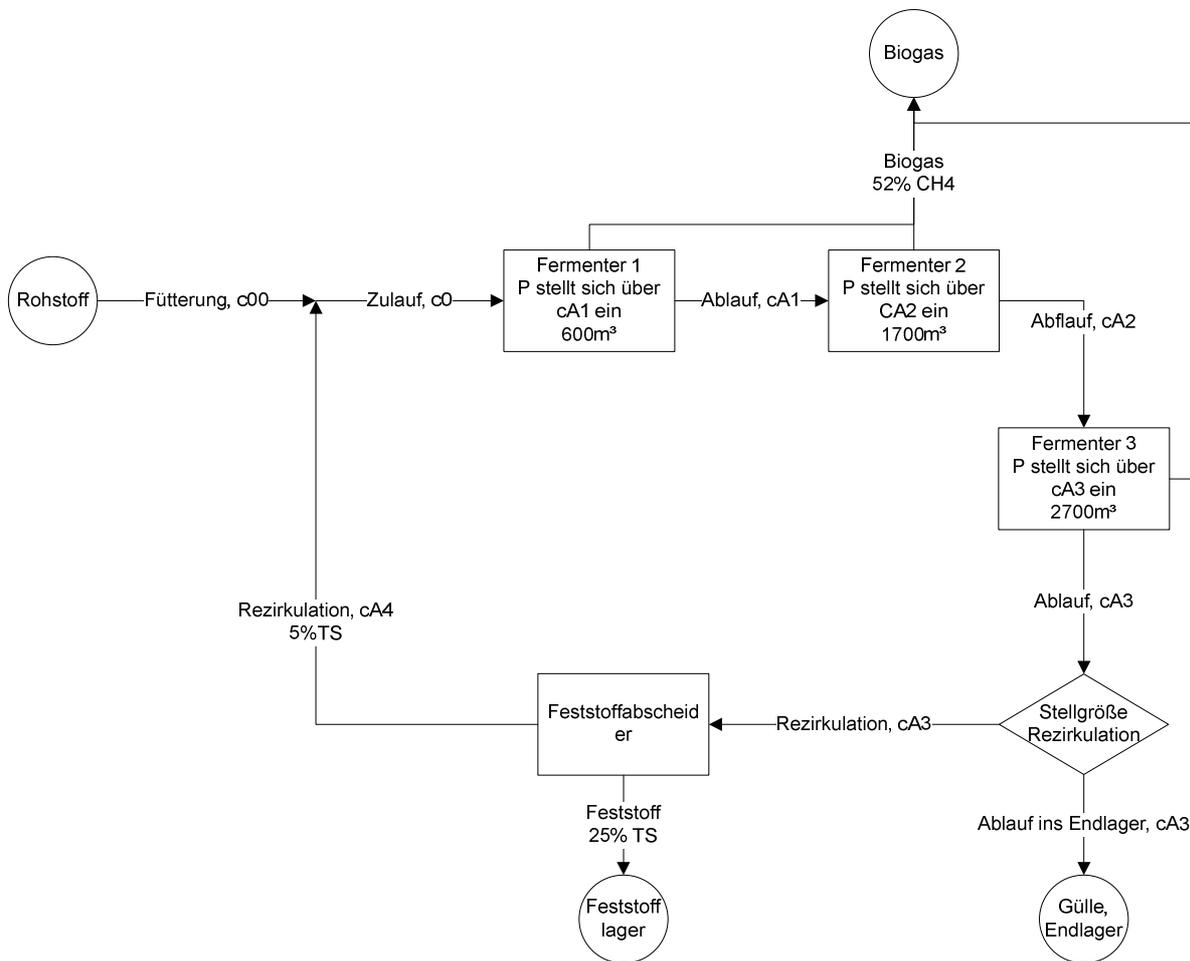


Abbildung 22: Schema einer seriellen Anlage mit 3 Fermentern und Feststoffabscheider (BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro)

### 6.3.4.1 Simulation der Rohstoff-Drittelfütterung mit Separator

Zuerst soll auf die Variante unter Verwendung je eines Drittels der drei Rohstoffe eingegangen werden. Die Mengen und Einstellungen entsprechen den in den betreffenden Kapiteln dargestellten, mit dem Unterschied, dass nun der Separator dazwischengeschaltet wird. Wie im folgenden Diagramm 22 gezeigt, hat dieser einen gravierenden Einfluss auf die TS-Gehalte in den Fermentern.

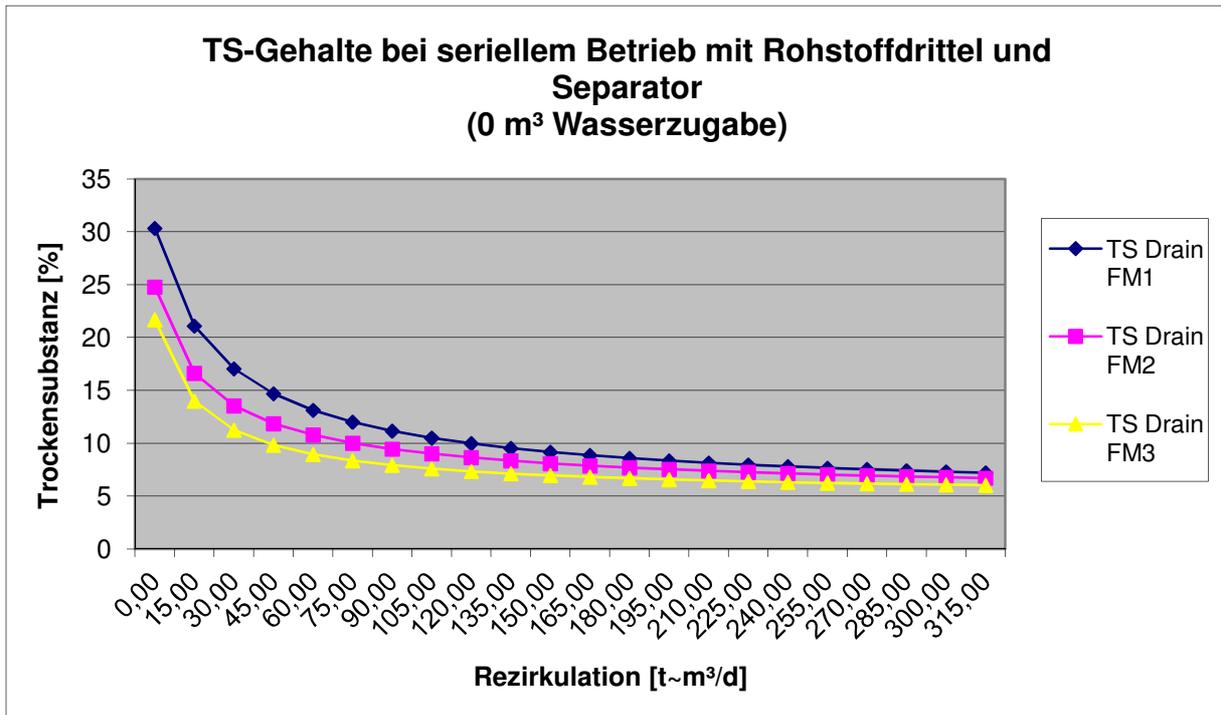


Diagramm 22: TS-Gehalt Senkung durch Einbau eines Separators in den Rezirkulationsstrom (BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro)

Durch diesen Eingriff würde die Grenze von 15% TS-Gehalt im ersten Fermenter schon bei einer Rezirkulation von täglich 60 m<sup>3</sup> deutlich unterschritten. Wie oben erwähnt, verliert man durch diese Separation aber auch noch nicht abgebautes Substrat und senkt dadurch die Leistung und den BOD-Removal mit ansteigender Rezirkulationsmenge viel stärker als bisher ohne Separator. Dies ist in Diagramm 23 abgebildet.

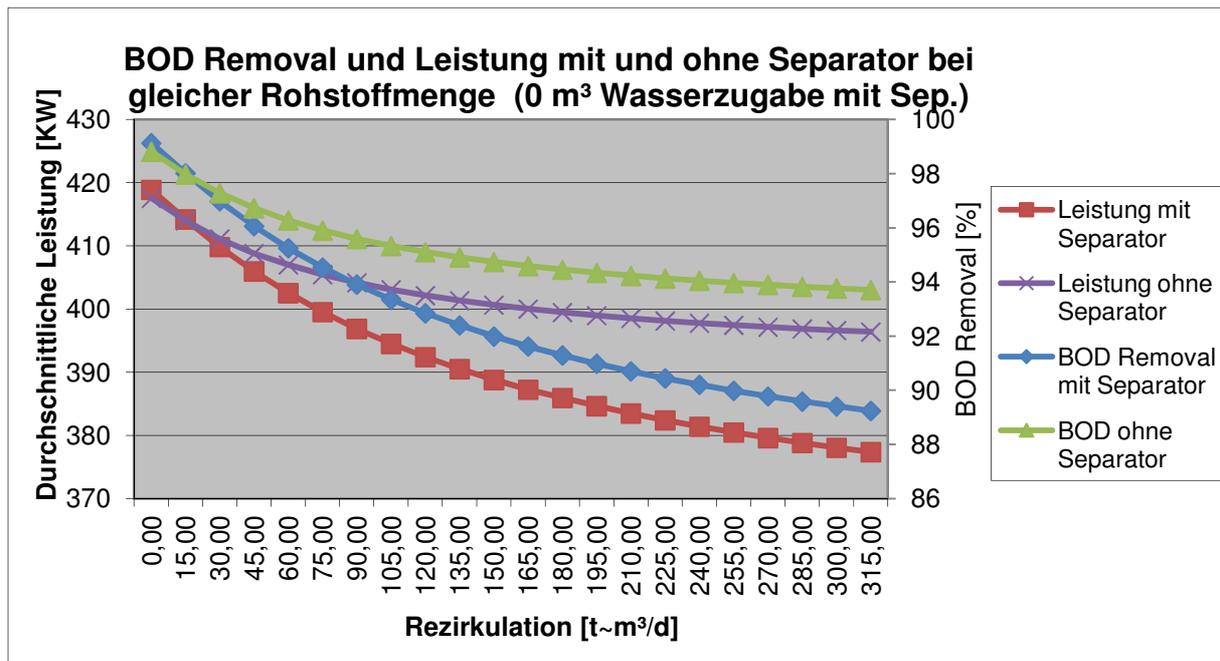


Diagramm 23: Stärker sinkende Leistung mit Separator bei zunehmender Rezirkulation (BOD-Model\_3 Ferm.pro/BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro)

Der Vergleich des BOD-Removals und der Leistung zwischen dem Modell mit Separator und dem ohne zeigt deutlich die erwähnten höheren Verluste mit Separator. Da jedoch, wie in Diagramm 22 gezeigt, durch den Separator nur noch eine Rezirkulation von 60 m<sup>3</sup> notwendig wird, erreicht man bei diesem Wert etwa die geforderten 402 KW, die bei der Variante ohne Separator bei etwa 150 m<sup>3</sup> erreicht würden. Die BOD-Removals, die der Effizienz entsprechen, zeichnen, proportional dazu, das gleiche Bild. Die Simulationen mit Separator wurden mit einer Wasserzugabe von 0 m<sup>3</sup> durchgeführt. Auf die Ergebnisse in den Separator-Simulationen wirkte sich die Wasserzugabe aber ohnehin nur viel weniger aus, als auf die ohne Separator. Zur Vollständigkeit folgt hier noch ein die durch den Einsatz eines Separators eindeutig erreichbaren niedrigeren Raumbelastungen berücksichtigendes Diagramm.

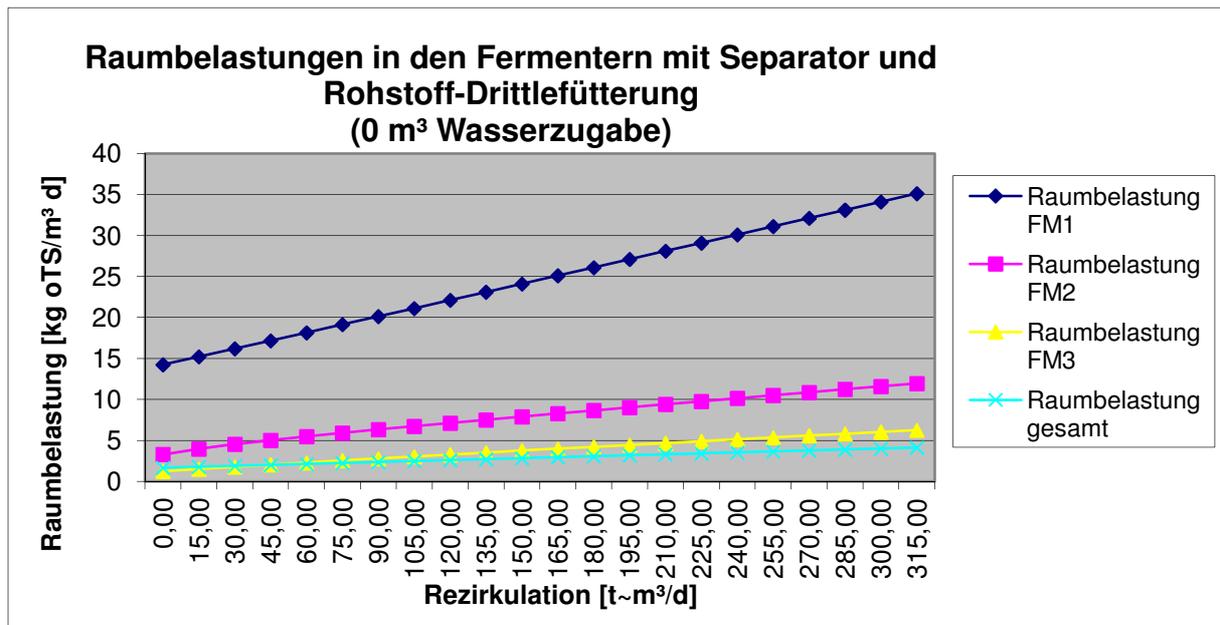


Diagramm 24: Senkung der Raumbelastungen durch den Separator auf unter 5 kg oTS/m<sup>3</sup> d bei Rezirkulation von 60 m<sup>3</sup> (BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro)

Ohne Leistungsverlust, zumindest im Vergleich zu dem wegen zu hohen TS-Gehalten nicht möglichen Betrieb ohne Separator, kann somit eine Raumbelastung von 5 kg oTS/m<sup>3</sup> d und darunter erreicht werden. Der Fermenter 1 hat zwar eine höhere, aber kann dieser wieder als Hydrolysestufe betrachtet werden, in der die hohe Belastung nicht stört.

#### 6.3.4.2 Simulation der Maisstroh und Putenmist Fütterung mit Separator

Auch hier wurden die Werte beibehalten, die im entsprechenden Kapitel (7.3.3.) bei Ersetzen der Maissilage durch Maisstroh verwendet wurden. Beim Einsatz des Separators zeigen sich wie schon im letzten Kapitel ganz klare Verbesserungen in den TS-Gehalten und den Raumbelastungen. Im Vergleich zu der Variante mit der Rohstoff-Drittelfütterung sind die Werte etwas höher, wie folgende Diagramme zeigen.

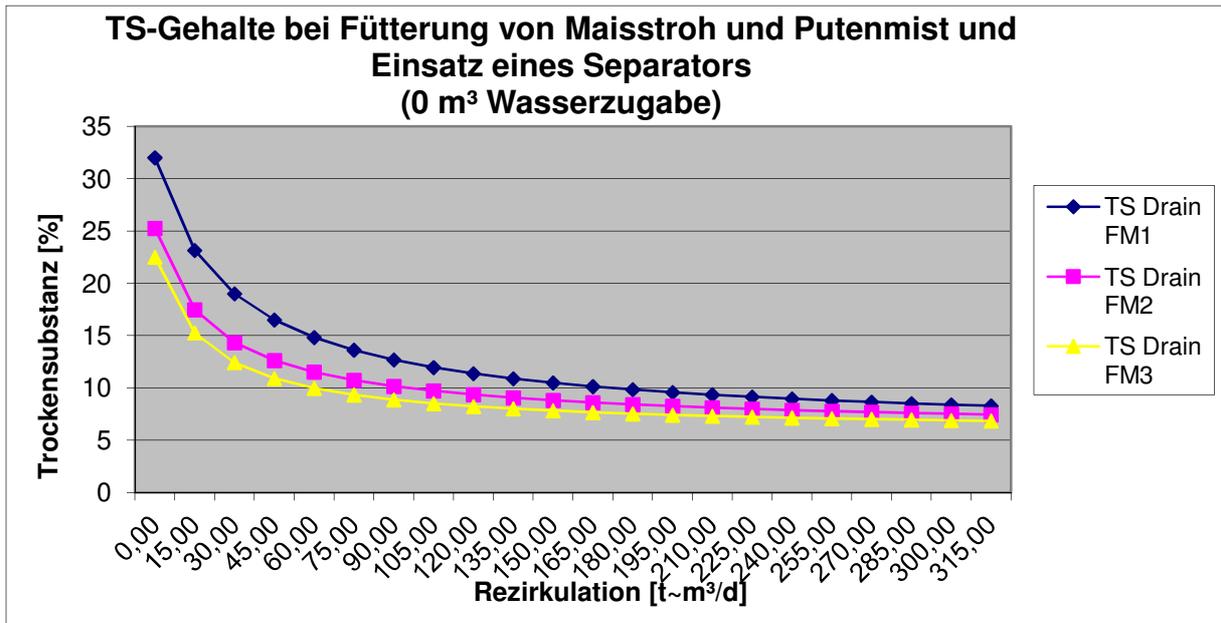


Diagramm 25: TS Gehalte bei ausschließlichem Einsatz von Maisstroh und Putenmist und einem Separator (BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro)

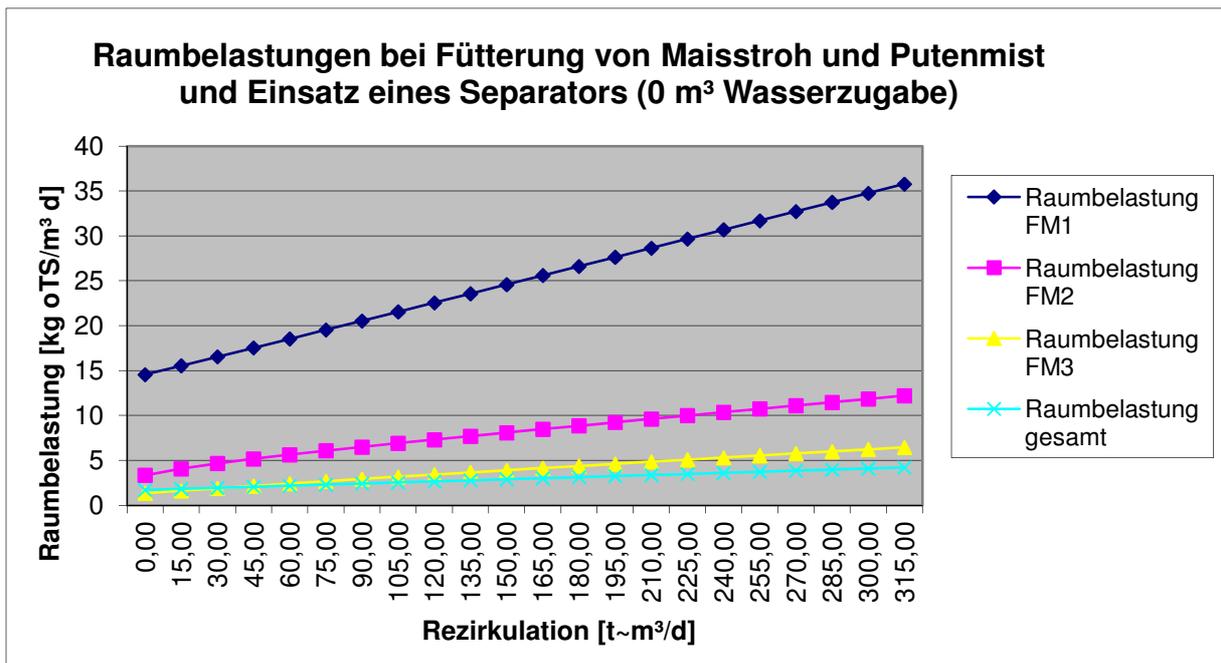


Diagramm 26: Raumbelastungen in den Fermentern bei ausschließlichem Einsatz von Maisstroh und Putenmist und einem Separator (BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro)

Der TS-Gehalt im ersten Fermenter sinkt in diesem Fall bei einer Rezirkulation von 75 m<sup>3</sup> deutlich unter die Grenze von 15 %. Mit diesem Wissen kann in folgendem Diagramm die Ausbeute bei eben dieser Rezirkulation veranschaulicht werden.

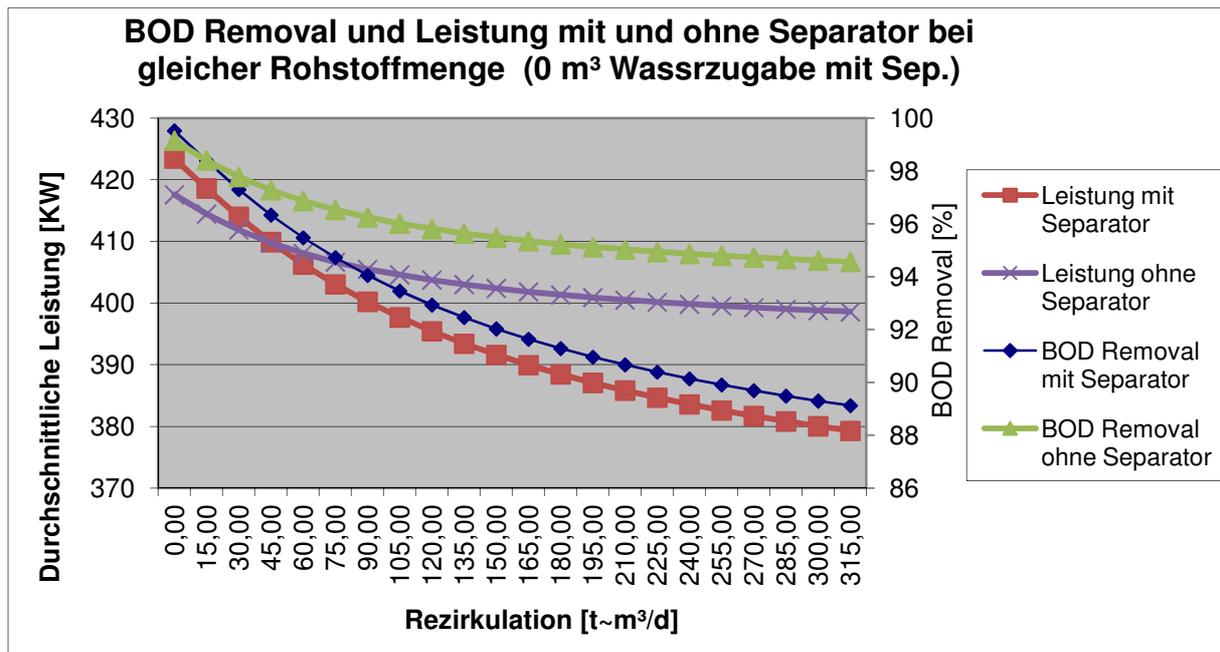


Diagramm 27: Vergleich der Leistungen und BOD Removals bei Fütterung von Maisstroh und Putenmist mit und ohne Separator (BOD-Model\_3 Ferm\_Separator.pro)

Auch hier sinkt die Leistung bei Einsatz eines Separators stärker, da aber nur eine Rezirkulation von 75 m<sup>3</sup> notwendig ist bleibt die Leistung auf dem Niveau des Beobachtungszeitraums von ca. 402 KW.

## 7 Conclusio

Die Schlüsse, die aus dieser Arbeit gewonnen werden können sind vielfältig und sollen in diesem Kapitel noch einmal beschrieben werden. Man kann sagen, dass das vorgestellte Modell sehr gut geeignet ist, einen Überblick über die Zusammenhänge zwischen den beschreibenden Prozessparametern, wie der Raumbelastung, der Rezirkulation und den TS-Gehalten zu schaffen. Freilich kann nicht behauptet werden, dass die durch Simulation gewonnenen Ergebnisse exakt der Realität entsprechen, doch sind sie mit Sicherheit eine Annäherung. Die aus den Simulationen gewonnene Hauptaussage ist, dass die beiden Betriebe mit den alternativen Rohstoffen nicht ohne den Einsatz eines Separators möglich sind, da die TS-Gehalte in den Fermentern zu stark ansteigen würden. Diese Aussage ist sehr eindeutig hervorgegangen, da bei diesen Betriebsvarianten selbst bei hoher täglicher Wasserzugabe von 12m<sup>3</sup>, die gesetzte Grenze von 15% TS-Gehalt im Fermenter, bei der ein Betrieb noch möglich ist, stark überschritten wird. Daher kann diese Aussage als eher realitätsnah gedeutet werden.

## **7.1 Grenzen und Einschränkungen der Modellierung**

Die Ergebnisse aus der Modellierung sagen somit aus, dass der Betrieb mit erhöhten oder sogar 100-prozentigem Anteil an alternativen Rohstoffen möglich ist, aber nur wenn ein Separator in der Rezirkulation zwischengeschaltet wird. Ob und wie sehr diese Aussagen der Realität entsprechen, kann nicht mit Sicherheit gesagt werden, da die Simulation einigen Einschränkungen unterworfen ist, die hier noch einmal zusammenfassend dargestellt werden.

### ➤ **Viskosität nicht proportional zu TS-Gehalt**

Aufgrund der elementaren Bilanzen in den Units und korrekter stöchiometrischer Berechnung der Gaserträge muss der TS-Gehalt im Substrat richtig sein. Er wurde aber anstatt der Viskosität in der Modellierung als Maßstab für Rühr- und Pumpfähigkeit herangezogen. Tatsächlich besteht zwar sicher ein enger Zusammenhang zwischen den beiden Werten, doch kann es vor allem bei sehr faserigen Stoffen trotz gleich bleibendem TS-Gehalt zu großen Unterschieden in der Viskosität kommen.

### ➤ **Einfluss der biologischen Zusammensetzung**

Die gesamte Simulation ist auf Basis eines Elementarstroms aufgebaut, wobei nicht berücksichtigt wird, welche biologische Zusammensetzung die Stoffe haben. Es wird demnach vollkommen ausgeblendet, ob bei Zusammentreffen verschiedener Stoffe sich diese im Abbau hemmend oder fördernd gegenüberstehen. Es wird nur durch den BOD-Gehalt jedes Rohstoffes seine Abbaubarkeit unabhängig von allen anderen eingesetzten Rohstoffen festgelegt.

### ➤ **Annahme der idealen Rührkessel**

Reale Gärbehälter sind natürlich nicht wie in der Simulation angenommen ideal durchmischt. Dadurch gelangt in der Realität tendenziell weniger nicht abgebautes Material in das Endlager.

### ➤ **Kalibrierungsdaten**

Die verwendeten Daten der Anlage Launsdorf sind zwar empirisch von einer realen Anlage ermittelt, deren Betrieb bedauerlicherweise jedoch von technischen Defekten und dadurch eventuell auch hervorgerufenen biologischen Schwierigkeiten geprägt war. Die Daten weichen daher wahrscheinlich von

solchen, die während eines stabilen Betriebs mit täglich annähernd gleicher Fütterungsmenge aufgenommen werden, ab.

➤ **Einmalige Rohstoffprobenanalyse**

Da die Rohstoffanalyse der Proben nur ein einziges Mal gemacht werden konnte, bringt auch diese mit Sicherheit einige Abweichungen von den tatsächlich an der Anlage verwendeten Rohstoffen mit sich. Die Gasausbeute der Maissilage ist gegenüber durchschnittlichen Werten aus der Literatur eher hoch, aber dürfte aufgrund der guten Ernte am ehesten einem korrekten und über den Zeitraum gerechnet der Realität nahe kommenden Wert entsprechen. Der Putenmist dürfte durch organischen Abbau während der Lagerung und unterschiedliche Einstreu während der Mast eher instabile Werte ergeben.

➤ **Separator arbeitet entsprechend Substratzusammensetzung**

Die Annahme, dass der Separator die zwei Phasen immer in Substratströme mit 25% bzw. 5% TS-Gehalt trennt ist Produktangaben einiger Hersteller entnommen. Ob die Funktion des Separators, den TS-Gehalt des in der Anlage verbleibenden Substrat immer auf 5% zu senken, für die verwendeten Rohstoffe gewährleistet ist, kann so nicht sicher gesagt werden. Dies hängt stark davon ab, wie viel der Trockensubstanz in der Flüssigkeit gelöst und damit nicht als, physikalisch, durch Auspressen abtrennbarer, Feststoff vorhanden ist.

## ***7.2 Wirtschaftliche Betrachtung des Betriebs mit alternativen Rohstoffen***

Neben dem großen Vorteil nicht in der Kritik der Bevölkerung zu stehen hat der Ansatz die Biogasanlage mit Abfallstoffen und Nebenprodukten anstatt primärer agrarischer Rohstoffe zu betreiben natürlich auch einen ökonomischen Nutzen. Die Rohstoffkosten können durch den Einsatz von Mist und Maisstroh stark gesenkt werden. In einer Aufstellung der Kosten für die Rohstoffe werden hier die verschiedenen Betriebsarten durchgerechnet, für die wir aus den Simulationen die notwendigen Mengen erhalten haben, also der Betrieb mit je einem Drittel jedes Rohstoffs und der Betrieb mit Maisstroh und Putenmist. Zum Vergleich dazu werden auch die entsprechenden Kosten, die während des Beobachtungszeitraumes angefallen sind, dargestellt.

Rohstoffkosten			
	Maissilage	Putenmist	Maisstroh
Einkaufskosten [€/t FM]	€ 35,74	€ 0,00	€ 0,00
Ernte- & Transportkosten [€/t FM]	€ 8,70	€ 8,00	€ 15,00
Gesamtkosten [€/t FM]	€ 44,44	€ 8,00	€ 15,00
TS Gehalt	40,81%	42,20%	70,00%
Kosten der Trockensubstanz [€/t TS]	€ 108,89	€ 18,96	€ 21,43
oTS Gehalt pro TS	96,62%	81,78%	93,57%
Kosten der organischen Trockensubstanz [€/t oTS]	€ 112,70	€ 23,18	€ 22,90
Gasausbeute aus Versuch [Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /t oTS]	384	215	337
Kosten pro Normkubikmeter CH <sub>4</sub> [€/Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> ]	€ 0,29	€ 0,11	€ 0,07
Energiegehalt pro Normkubikmeter Methan [kWh/Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> ]	9,91	9,91	9,91
Energieinhalt pro Tonne oTS [kWh/t oTS]	3806,94	2131,49	3340,98
Durchschn. elektrischer Wirkungsgrad von Motor und Generator	38,87%	38,87%	38,87%
Rohstoffkosten bei 100% Effizienz der Anlage [€/Kwh el]	€ 0,0762	€ 0,0280	€ 0,0176

**Tabelle 10: Mögliche minimale Kosten der elektrischen Kilowattstunde Output bei hundert prozentiger Effizienz der Anlage**

Die Kosten für die einzelnen Rohstoffe sind von der Ernte 2011 bekannt und wurden für die Berechnung herangezogen. Die Rohstoffe Maisstroh und Putenmist haben keinen Marktwert und konnten für null Euro pro Tonne abgeholt bzw. geerntet werden. Daher sind für diese beiden Rohstoffe keine Einkaufskosten, sondern nur Ernte- und Transportkosten, eingerechnet. Tabelle 10 zeigt die hergeleiteten Kosten pro Kilowattstunde elektrischen Output bei einer Anlageneffizienz von 100%, also bei vollständigem Abbau des abbaubaren organischen Materials.

Im Folgenden sieht man den Rohstoffeinsatz der drei Betriebsarten zum Erreichen der im Beobachtungszeitraum durchschnittlich geleisteten 402 KW.

	Betrieb Beobachtungszeitraum	im Betrieb Rohstoffdrittel	Betrieb mit Maisstroh und Putenmist
Maissilage pro Tag [t FM/d]	15,98	6,13	0
Kosten pro t FM [€/t FM]	€ 44,44	€ 44,44	€ 44,44
Putenmist pro Tag [t FM/d]	3,98	6,13	3,98
Kosten pro t FM [€/t FM]	€ 8,00	€ 8,00	€ 8,00
Maisstroh pro Tag [t FM/d]	0	6,13	11,23
Kosten pro t FM [€/t FM]	€ 15,00	€ 15,00	€ 15,00
Tägliche Rohstoffkosten [€/d]	€ 742,11	€ 413,41	€ 200,29
Jährliche Rohstoffkosten [€/a]	€ 270.870,87	€ 150.893,63	€ 73.105,85
Durchschnittliche Leistung [KW el]	402	402	402
Jährliche Produktion [MWh el]	3.521,52	3.521,52	3.521,52
Tatsächliche Rohstoffkosten [€/KWh el]	€ 0,0769	€ 0,0428	€ 0,0208
Anteilige minimale Rohstoffkosten [€/KWh el]	€ 0,0666	€ 0,0406	€ 0,0203
Kostenersparnis durch höchste Effizienz [€/KWh el]	€ 0,01036	€ 0,00226	€ 0,00042
Mögliche Ersparnis durch Effizienzsteigerung im Jahr [€]	€ 36.487,86	€ 7.945,98	€ 1.472,88

Tabelle 11: Rohstoffkosten beim Betrieb der Anlage mit verschiedenen Rohstoffen und gleich bleibender Leistung

Aus diesen Berechnungen geht hervor, dass mit dem Einsatz von Maisstroh anstatt dem teuren Silomais eine Einsparung von ca. € 200.000,- jährlich möglich ist. Dieser Betrieb ist zwar schwieriger und benötigt laut den Simulationen zumindest die Anschaffung eines Separators, aufgrund dieser Kostenersparnisse sollte es aber leicht möglich sein für diesen Betrieb einige Investitionen vorzunehmen.

### 7.3 Mögliche Verbesserungen im Modell

Die laut den Simulationen möglichen Betriebsarten sind zwar durch das Modell so vorhergesagt worden, jedoch bleiben diese Aussagen hypothetisch und sind noch nicht verifiziert. Es ist denkbar, dass dieses Modell noch weiterentwickelt und durch stetiges Anpassen an Daten von funktionierenden Biogasanlagen immer näher an die Realität herangerückt werden kann. In diesem Kapitel sollen einerseits Vorschläge für eine Verbesserung des Modells gemacht und andererseits die erhaltenen Ergebnisse der

bisherigen Simulation für die Möglichkeiten zur Verbesserung an der Anlage in Launsdorf interpretiert werden.

Die Verbesserung der Aussagenqualität des Modells könnte schon allein darüber erreicht werden, dass die Rohstoffdaten genauer, häufiger und über längere, stabilere Zeiträume des Betriebs erhoben würden. Dazu gehört auch die Verifikation der hier getroffenen Vorhersagen durch Vergleich mit Anlagen, an denen dieser Betrieb über längere Zeit ausprobiert wurde.

Weiters liegen die Probleme des Modells darin, dass noch immer zu wenige Informationen über den Rohstoff in die Simulation einfließen. Das Modell wurde zwar in dieser Arbeit schon insofern adaptiert, als dass die Information über die Abbaubarkeit der Rohstoffe über einen BOD-Mengenstrom immer erhalten bleibt, was das selbsttätige Errechnen von Produktivitäten in den Fermentern ermöglichte, doch gäbe es noch viele weitere berücksichtigenswürdige Information. Es ist daher erstrebenswert, dass wie der BOD-Strom noch weitere Informationen über die verwendeten Rohstoffe in den Substratströmen erhalten bleiben, über welche das Modell genauere Ergebnisse liefern und auf zusätzliche Einflussfaktoren Rücksicht nehmen könnte. Im Folgenden einige Vorschläge zur Verbesserung und Erweiterung:

➤ **Einflussfaktor für die Viskosität**

Um nicht nur wie bisher auf den TS-Gehalt zurückgreifen zu müssen um die Pump- und Rührfähigkeit zu bewerten, könnte für jeden Rohstoff ein Faktor angegeben werden, aus dem sich über eine Formel in der Reaktor-Unit eine Gesamtviskosität für das enthaltene Substrat errechnen lässt. Der so erhaltene Wert für die Viskosität müsste weiters proportional zum Abbau an BOD oder COD stetig sinken. Über einen solchen Wert könnte auch eine Gleichung in die Separator-Unit integriert werden, die deren Funktion der Trennung in zwei verschiedenen viskose Phasen regelt und einschränkt.

➤ **Einbringung von Hemmstoffen**

Durch einen weiteren Strom könnten einem Rohstoff innewohnende Hemmstoffe, wie der durch den Putenmist in hoher Konzentration eingebrachte Ammoniumstickstoff, berücksichtigt werden. Ab einer gewissen Konzentration

könnte eine Hemmwirkung durch eine starke Reduktion der Produktivität simuliert werden.

➤ **Berücksichtigung der Raumbelastung in der Produktivität**

Die Raumbelastung ist schon bisher als korrekter Wert vorhanden, da sie sich ja aus dem Elementarstrom exakt errechnet lässt. Ein weiterer Schritt wäre es auch diese in die Produktivität einfließen zu lassen.

#### ***7.4 Aussagen für die Biogasanlage Launsdorf***

Durch die Modellierung der Anlage konnte der schlechte Betrieb der Altanlage sehr einleuchtend erklärt werden. Die extrem hohen Raumbelastungen hemmten die Biologie und durch die hohen TS-Gehalte traten immer wieder Störungen an Rühr- und Pumpwerken auf. Allein durch die aufbereiteten Diagramme über die Änderung der Fermenterbelastungen mit zunehmender Rezirkulation konnte der Blick für die Probleme der Anlage geschärft und diesen klarer entgegengesteuert werden. Durch den Umbau und dabei vor allem durch die Verlängerung der Verweilzeit wurde erwartet, dass sich alle Rohstoffe sehr viel weiter abbauen und die TS-Gehalte somit stark sinken würden. Die Simulation konnte hier aber aufzeigen, dass es speziell bei Substraten wie Mist eindeutige Grenzen der Abbaubarkeit gibt und selbst eine äußerst hohe Verweilzeit nichts oder nur wenig am Verbleib nicht abbaubarer organischer Substanz und damit verbundenen hohen TS-Gehalten ändert.

In diesem Zusammenhang ist es für die Anlagenbetreiber weiters sehr relevant zu erkennen, dass der Betrieb ausschließlich mit Maisstroh und Putenmist zwar ein Einsparungspotenzial bei den Kosten von 200.000,- jährlich hat, aber auch zumindest die Anschaffung eines Separators notwendig macht. Über die Funktion der Biologie bei solch einem Betrieb kann das Modell nichts aussagen, und das soll auch bewusst betont werden.

## **8 Literaturverzeichnis**

[Tragner et al. 2008] TRAGNER, F., LINS, S., HORNBACHNER, D., KRYVORUCHKO, V., KONRAD, G., BOMATTER, A.; Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie (Hrsg. 2008): Biogas Branchenmonitor – Erhebung von Wirtschaftsdaten und Trends zu Biogas in Österreich

[IEA & OECD 2011] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, ORGANISATION OF ECONOMIC COOPERATION AND DEVELOPMENT (Hrsg. 2011); IEA Energy Statistics: Share of total primary energy supply 2009; [http://www.iea.org/stats/pdf\\_graphs/29TPESPI.pdf](http://www.iea.org/stats/pdf_graphs/29TPESPI.pdf) (15.3.2013)

[IEA 2011] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (Hrsg. 2011): World Energy Outlook 2011; [http://www.worldenergyoutlook.org/media/weowebseite/2011/WEO2011\\_Press\\_Launch\\_London.pdf](http://www.worldenergyoutlook.org/media/weowebseite/2011/WEO2011_Press_Launch_London.pdf) (15.3.2013)

[UNO 1998] UNITED NATIONS ORGANISATION (Hrsg. 1998): Kyoto Protocol to the United Nations framework convention on climate change; <http://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpeng.pdf> (15.3.2013)

[Euroserv'er 2012] EUROSERV'ER (Hrsg. 2012): Biogas Barometer 2012 <http://www.euroserv-er.org/observer.asp> (15.3.2013)

[E-Control 2011] ENERGIE-CONTROL AUSTRIA (Hrsg. 2011): Ökostrombericht 2011; [http://www.e-control.at/portal/page/portal/medienbibliothek/oeko-energie/dokumente/pdfs/eca\\_oekostrombericht%202011.pdf](http://www.e-control.at/portal/page/portal/medienbibliothek/oeko-energie/dokumente/pdfs/eca_oekostrombericht%202011.pdf) (15.3.2013)

[Eder 2012] EDER, B., KRIEG, A.; Barbara Eder (Hrsg. 2012): Biogas-Praxis; Ökobuch Verlag, Staufen bei Freiburg (2012), ISBN 978-3-936896-60-2

[FNR 2010] FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE e. V. (Hrsg. 2010): Leitfaden Biogas – Von der Gewinnung zur Nutzung, ISBN 3-00-014333-5

[Theiner 2000] THEINER, J. (2000); Mikroanalytisches Laboratorium Universität Wien: C/H/N/S-Analyse, <http://www.univie.ac.at/Mikrolabor/chns.htm>. (15.3.2013)

[Buswell 1952] BUSWELL, A. M., MUELLER, H. F. (1952): Mechanism of Methane Fermentation; In: Industrial and Engineering Chemical Research, 1952, 44 (3), Seiten 550–552.  
<http://dx.doi.org/10.1021/ie50507a033>

[VDI 4630] VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE (Hrsg 2006): VDI Richtlinie 4630 – Vergärung organischer Stoffe Substratcharakterisierung, Probenahme, Stoffdatenerhebung, Gärversuche, Beuth Verlag GmbH, ICS 13.030.30; 27.190

[Schlegl 2005] SCHLEGL, L., Technische Universität Wien (Hrsg. 2005): Diplomarbeit – Analyse und Simulation eines Biogasprozesses

[Sawyer et al. 2003] SAWYER, C. N., McCARTY, P. L., PARKIN, G. F.; Elizabeth A. Jones (Hrsg. 2003): Chemistry for Environmental Engineering and Science; ISBN 0-07-248066-1

[Amon et al. 2010] AMON, T., AMON, B., BAUER, A., DUBROVINA, O. et al.; Universität für Bodenkultur Wien (Hrsg. 2010): Endbericht Energie der Zukunft – Agrarische Rohstoffbasis zur Biogaserzeugung II

[Mähnert 2007] MÄHNERT, P.; Humboldt Universität Berlin (Hrsg. 2007): Dissertation – Kinetik der Biogasproduktion aus nachwachsenden Rohstoffen und Gülle