Abschlussbericht

über die

Wissenschaftliche Bewertung einer Pilotanlage zur Herstellung von hochkonzentrierten Biodüngern aus anaerobem Gärsubstrat

durch das

Institut für Technologie und Biosystemtechnik
Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL)
Braunschweig

Projektförderung
durch das
niedersächsische Ministerium für den ländlichen Raum, Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (NML)

FKZ: 206.2-3234 / 1-5(3)

FAL - IDZ
-Bibliothek-
Bundesallee 50
38116 Braunschweig
07175

FAL-TEC
F8:
Weil Abs 4

Projektleiter: Dir.u.Prof. Dr.-Ing. P. Weiland
Bearbeiter: Dr.-Ing. E. Hassan

Braunschweig, März 2006

Vorwort

Zentrale Gemeinschaftsanlagen zur Erzeugung von Biogas gewinnen im Zuge des Ausbaus der erneuerbaren Energieproduktion aufgrund wirtschaftlicher Vorteile eine steigende Bedeutung. So führt die Errichtung großer Gemeinschaftsanlagen zu einer erheblichen Kostendegression beim Bau und Betrieb und bietet kleineren flächenarmen Betrieben die Möglichkeit, an der Wertschöpfung durch Energiebereitstellung teilzuhaben. Während kleinere Biogasanlagen die bei der Verstromung des Gases anfallende Wärme häufig zum Heizen der eigenen Wohn- und Betriebsgebäude nutzen können, stellt bei Zentralanlagen die sinnvolle Nutzung der anfallenden größeren Wärmemenge häufig ein Problem dar. Die umweltfreundlich produzierte Wärme muss teilweise vernichtet werden, da am Anlagenstandort keine Abnehmer für die anfallende Wärmemenge vorhanden sind, wodurch der Wirkungsgrad der Energieausbeute erheblich gemindert wird. Andererseits erfordert der Transport der anfallenden Gärreste einen erheblichen Einsatz an Kraftstoff, der die Wirtschaftlichkeit der Energieproduktion mindert und zur Emission klimaschädlicher Treibhausgase beiträgt.

Eine Möglichkeit die überschüssige Wärme ökologisch sinnvoll und wirtschaftlich zu nutzen besteht in der Eindampfung des Gärrückstands, wodurch ein wirtschaftlicher Transport auch über größere Entfernungen möglich wird. Die damit verbundene Aufkonzentrierung der Nährstoffe ist gleichzeitig für eine effizientere landwirtschaftliche Verwertung der flüssigen Gärprodukte als Dünger von Vorteil. Unter diesem Gesichtspunkt wurde von der BioEnergie-Konditionierungssysteme GmbH unter Beteiligung von 75 Landwirten im Jahr 2002 eine zentrale 3 MW Biogasanlage in Lüchow errichtet, bei der erstmals die Gärrückstände durch eine Vakuumeindampfung aufkonzentriert werden. Nach der Novellierung des EEG wurde die Anlage auf die alleinige Verarbeitung von nachwachsenden Rohstoffen umgestellt und zählt mit einer Verarbeitungskapazität von ca. 53.000 t/a derzeit zu den größten landwirtschaftlichen NaWaRo-Biogasanlagen in Deutschland.

Da dieser Lösungsansatz beispielhaft für andere Großbiogasanlagen sein kann, wurde das Modellvorhaben vom Niedersächsischen Ministerium für den Ländlichen Raum, Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (NML) finanziell gefördert. Um abgesicherte Daten über die Funktion, Leistung und Effizienz des Verfahrens zu erhalten, wurde das Institut für Technologie und Biosystemtechnik der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL) mit der wissenschaftlichen Begleitung des Vorhabens beauftragt.

Für die finanzielle Unterstützung der wissenschaftlichen Begleitforschung sei an dieser Stelle dem NML gedankt. Besonderer Dank gilt insbesondere auch dem Geschäftsführer der Bio-Energie-Konditionierungssysteme GmbH, Herrn Burkhard Heidler, der die Untersuchungen und Messungen vor Ort stets unterstützt hat und uneingeschränkte Einsicht in die betrieblichen Abläufe ermöglicht hat.

Braunschweig, im März 2006

Die Berichterstatter

Inhaltsverzeichnis

Verzeichnis der Tabellen II

Verzeichnis der Abbildungen III

1 Einleitung 1

2 Substrate 2

3 Anlagentechnik 5

4 Bewertung des Anlagenbetriebs 9

4.1 Verfahrenstechnische Probleme 9

4.2 Zusätzliche Optimierungsmaßnahmen 10

5 Stoffliche Bewertung 12

5.1 Trockensubstanz (TS) und organischer Trockensubstanz (oTS) 13

5.2 Gesamtstickstoff (Gesamt-N) 15

5.3 Ammonium-Stickstoff (NH_4-N) 16

5.4 Orthophosphat-Phosphor (PO_4-P) 17

5.5 Kalium (K) 18

5.6 Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB) 19

5.7 Biogaszusammensetzung 20

5.8 pH-Wert 21

5.9 Säurenkonzentration 22

6 Massenbilanzen 26

7 Energetische Bewertung 29

8 Eindampfung 33

9 Begleitende Laborversuche 37

9.1 Versuchsdurchführung 37

9.1.1 Diskontinuierliche Gärversuche 37

9.1.2 Quasi-kontinuierliche Versuche 39

9.1.3 Maisversuche mit unterschiedlichen Häcksellängen 40

9.1.3.1 Partikelgröße 40

9.1.3.2 Dichte 41

9.1.3.3 Schwimmschicht 41

9.2 Ergebnisse 41

9.2.1 Diskontinuierliche Gärversuche 41

9.2.2 Quasi-kontinuierliche Versuche 44

9.2.3 Maisversuche mit unterschiedlichen Häcksellängen 53

9.2.3.1 Partikelgröße 53

9.2.3.2 Dichte 55

9.2.3.3 Schwimmschicht 56

9.2.3.4 Methanausbeute 57

10 Zusammenfassung 59

Verzeichnis der Tabellen

Tabelle 1: Konzentration organischer Säuren im Kartoffelfruchtwasser 2
Tabelle 2: Stoffdaten der Substrate 4
Tabelle 3: Stoffdaten der Substratmischung während der Kartoffelkampagne 5
Tabelle 4: Stoffdaten der Substratmischung ohne Reststoffe der Stärkefabrik 5
Tabelle 5: Stoffdaten der Substratmischung bei unterschiedlichen Prozessverläufen während der Kartoffelkampagne 12
Tabelle 6: Stoffdaten der Substratmischung bei unterschiedlichen Prozessverläufen nach der Kartoffelkampagne 12
Tabelle 7: Maximal erzielbare Nährstoffkonzentrationen der Eindampfung 35
Tabelle 8: Einwaage für Gäransätze 38
Tabelle 9: Stoffdaten der untersuchten Substrate 38
Tabelle 10: Spezifische Methanproduktion 43

Verzeichnis der Abbildungen

Abbildung 1: Geplante und verwendete Substratmengen 3
Abbildung 2: Verwendete an Substratmengen 4
Abbildung 3: Verfahrensschema der Anlage Lüchow 6
Abbildung 4: Verlauf der 3-stufigen Eindampfungsanlage 8
Abbildung 5: Verfahrensschema der Anlage Lüchow (optimiert) 10
Abbildung 6 : Trockensubstanz der Prozessströme 13
Abbildung 7: Organischer Trockensubstanz der Prozessströme 14
Abbildung 8: Gesamtstickstoff (Gesamt-N) der Prozessströme 15
Abbildung 9: Ammonium-Stickstoff (NH_4-N) der Prozessströme 16
Abbildung 10: Phosphat-Phosphor (PO_4-P) der Prozessströme 17
Abbildung 11: Kalium (K) der Prozessströme 18
Abbildung 12: Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB) der Prozessströme 19
Abbildung 13: Methan- und Schwefelwasserstoffkonzentration in Biogas 20
Abbildung 14: pH-Werte der Substratmischung und Reaktorabläufe 21
Abbildung 15: Essigsäureäquivalent im Zulauf 22
Abbildung 16: Säurekonzentrationen in den Reaktoren 23
Abbildung 17: FOS/TAC-Werte in den Reaktoren 24
Abbildung 18: Organische Säuren-Konzentration (FOS) in den Reaktoren 25
Abbildung 19: Kalkreserve (TAC) in den Reaktoren 25
Abbildung 20: Schematische Darstellung der Massen-/Volumenbilanz der Biogasanlage 26
Abbildung 21: Massenströme der Inputstoffe und Gärprodukte 27
Abbildung 22: Füllstand im Gärsubstratlager 28
Abbildung 23: Methanertrag und Substratzufuhr 30
Abbildung 24: Schwefelwasserstoffkonzentration 31
Abbildung 25: Erzeugte und verbrauchte elektrische Energie 32
Abbildung 26: Substratzufuhr und Stromproduktion 33
Abbildung 27 : Trockensubstanz des Zu- und Ablaufes der Eindampfung 35
Abbildung 28: Zunahme der Nährstoffkonzentration im Gärprodukt durch Eindampfung 36
Abbildung 29: Methansummenkurve der Gärversuche - Mischung 42
Abbildung 30: Methansummenkurve der Gärversuche - Grassilage 43

Abbildung 31: Methanproduktivität der Mischung 1 45
Abbildung 32: FOS/TAC bei unterschiedlichen Raumbelastungen 46
Abbildung 33: Methanproduktivität der Mischung 2 47
Abbildung 34: FOS/TAC bei unterschiedlichen Raumbelastungen (Mischung 2) 48
Abbildung 35: Methanausbeute der Mischung in der Biogasanlage Lüchow 49
Abbildung 36: Methanproduktivität der Mischung 3 (thermophil) 50
Abbildung 37: Methanproduktivität der Mischung 3 (mesophil-thermophil) 51
Abbildung 38: Methanproduktivität der Mischung 3 (mesophil) 52
Abbildung 39: FOS/TAC-Wert (thermophil) 52
Abbildung 40: FOS/TAC-Wert (mesophil-thermophil) 53
Abbildung 41: Verteilungsdichte der Maissilage 54
Abbildung 42: Verteilungssumme der Maissilage 54
Abbildung 43: Dichte der Maissilage 55
Abbildung 44: Schwimmschicht – 10 Minuten nach Mischung 56
Abbildung 45: Schwimmschicht - Ein Tag nach Mischung (vor Rühren) 56
Abbildung 46: Schwimmschicht - Ein Tag nach Mischung (nach Rühren) 57
Abbildung 47: Methansummenkurve der Maissilage 58

1 Einleitung

Nach Einführung des Erneuerbaren Energien-Gesetzes (EEG 2000) nahm in Deutschland die Anzahl der Biogasanlagen, insbesondere in der Landwirtschaft, erheblich zu. Als Energieressourcen können Gülle bzw. Festmist und Energiepflanzen sowie organische Reststoffe aus dem Agrarbereich und der Lebensmittelindustrie zur Biogasproduktion genutzt werden.
In Lüchow, in Nachbarschaft zum Standort der AVEBE Kartoffelstärkefabrik Wendland/Prignitz GmbH, wurde Ende November 2002 die Vergärungsanlage der BioEnergie-Konditionierungssysteme GmbH in Betrieb genommen. In der Anlage wurden jährlich, neben Kartoffelfruchtwasser und Pülpe der Stärkefabrik, Mais und Gülle sowie Rohstoffe aus der landwirtschaftlichen Überproduktion, die von den an der Anlage beteiligten 75 Landwirten geliefert werden, zu Biogas vergoren. Nach Umstellung der Anlage ab Juli 2004 auf reinen NawaRo-Betrieb wurde die Verarbeitung der in der benachbarten Stärkefabrik anfallenden Reststoffe eingestellt. Seither werden in der Vergärungsanlage zusätzlich zu Maissilage und Gülle auch Roggen und Triticale zur Biogasproduktion eingesetzt.

Das vergorene Gärprodukt der Biogasanlage wird nach Abtrennung von Feststoffen durch ein thermisches Konditionierungsverfahren zu einem konzentrierten Biodünger aufbereitet. Das produzierte Biogas wird zuerst entschwefelt und dann durch Blockheizkraftwerke zu elektrischem Strom und thermischer Energie umgewandelt, wobei der Strom ins Netz eingespeist wird. Die anfallende Wärme wird vollständig für die Gärproduktkonditionierung genutzt.
Die gemeinsame Vergärung der industriellen Abfallstoffe aus der Kartoffelstärkeproduktion und der landwirtschaftlichen Rohstoffe sowie die Herstellung von konzentrierten Biodüngern aus den Gärrückständen stellt eine neuartige Verfahrenskette dar. Ziel der wissenschaftlichen Begleitung war es, dieses neuartige Verfahren im Praxismaßstab prozesstechnisch zu erproben und zu optimieren.
Entsprechend der Zielstellung des wissenschaftlichen Begleitprogramms informiert der vorliegende Bericht über den Ablauf und die Ergebnisse der stofflichen und energetischen Bewertung der Praxisanlage der BioEnergie-Konditionierungssysteme GmbH in Lüchow. Des Weiteren befasst sich der vorliegende Bericht mit Ergebnissen von Laborversuchen zum Gärverhalten der Substrate, die in der Biogasanlage Lüchow eingesetzt werden.

2 Substrate

Die Substratzufuhr ist abhängig von der Größe des Reaktors und von der Art und der Menge des Substrates. Es war geplant, in der Biogasanlage jährlich ca. 90.000 t Kartoffelfruchtwasser, 37.500 t Mais, 10.000 t Rohstoffe aus der landwirtschaftlichen Überproduktion, 8.000 t Schweinegülle, 5.500 t Rindergülle und 6.000 t Kartoffelpülpe zu verarbeiten. Das Kartoffelfruchtwasser und die Kartoffelpülpe wurden im Zeitraum vom 01.08.2003 bis 15.02.2004 (während der Kartoffelkampagne) eingesetzt und direkt aus der Stärkefabrik bezogen. Nach Beendigung der Kartoffelverarbeitungskampagne wurde für ca. 10 Wochen Kartoffelfruchtwasser aus einem Speicherbecken verwendet, welches zum Teil höhere Säurekonzentrationen aufweist (Tabelle 1). In der restlichen Zeit wurde die Substratmischung mit Kondensatwasser aus der Eindampfung gemischt, um die Trockensubstanz im Zulauf zur Biogasanlage niedrig zu halten. Der Anteil der Kartoffelpülpe wurde durch Maissilage ersetzt.

Tabelle 1: Konzentration organischer Säuren im Kartoffelfruchtwasser

Kartoffelfruchtwasser	Milchsäure	Ameisensäure	Essigsäure	Propionsäure
	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]
direkt aus der Stärkefabrik	10,58	1,54	4,26	2,77
Lagune *	11,92	1,46	4,66	3,93
ca. 6 Monate im Labor gelagert **	13,22	1,91	6,31	6,91

* täglich mit frischem Kartoffelfruchtwasser gefüllt
** Lagertemperatur = 4°C

Innerhalb des ersten Jahres (von Mai 2003 bis Mai 2004) wurden in der Anlage Lüchow ca. 54.372 t Kartoffelfruchtwasser, 7.295 t Kartoffelpülpe, 29.495 t Mais, 3.188 t Rohstoffe aus der landwirtschaftlichen Überproduktion, 7.342 t Schweinegülle und 7.879 t Rindergülle verarbeitet. Die Abweichung der verwendeten Mengen von den Planungsdaten ist in Abbildung 1 dargestellt. Die Abbildung zeigt, dass die verwendeten Substratmengen deutlich geringer waren als ursprünglich geplant. Der Hauptgrund dafür lag an der betriebsbedingten Reduzierung der Substratzufuhr, die auf unterschiedliche technische Störungen, wie z.B. BHKW-Reparatur, zurückzuführen ist.

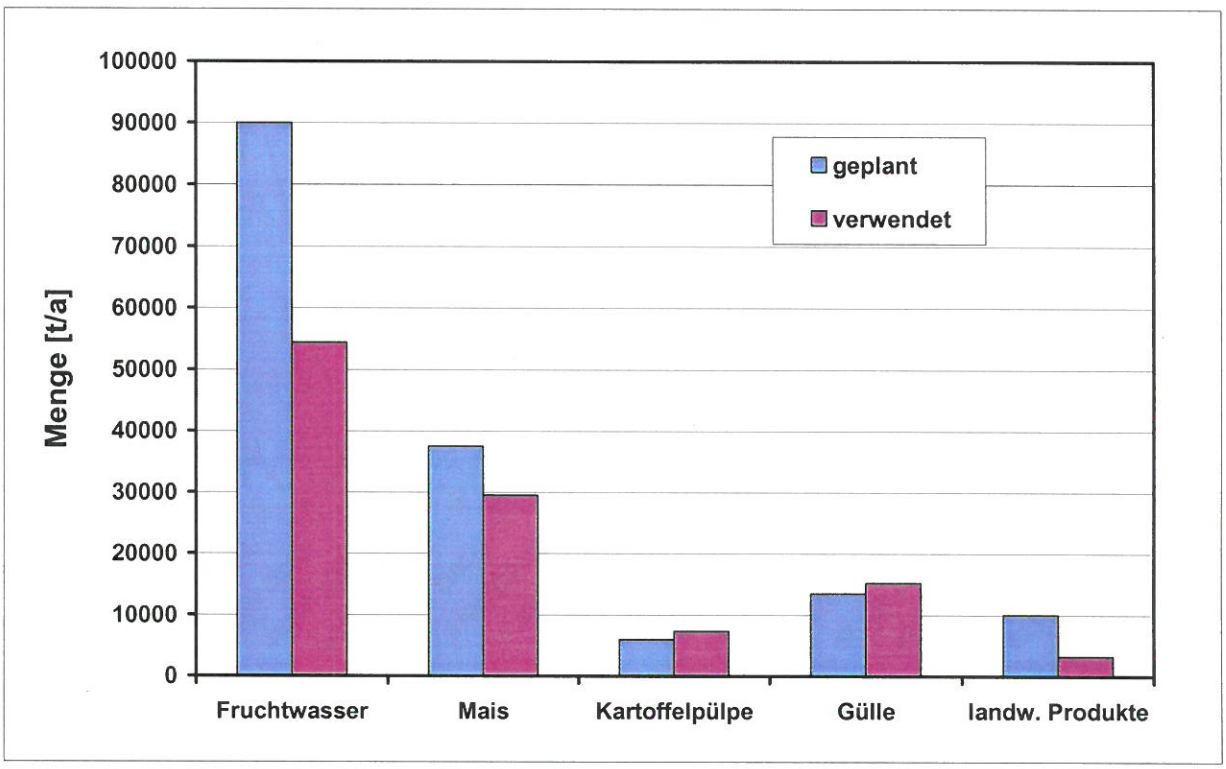

Abbildung 1: Geplante und verwendete Substratmengen

Nach Umstellung der Biogasanlage der BioEnergie-Konditionierungssysteme GmbH in Lüchow auf NawaRo-Betrieb werden seit Mitte Juli 2004 keine Abfälle mehr in der Anlage verarbeitet. Die Zufuhr von Kartoffelfruchtwasser, welches aufgrund seines niedrigen Trockensubstanzgehalts und seines hohen Anteils in der Mischung einen großen Einfluss auf die Verflüssigung der Substratmischung hatte, wurde eingestellt. Um den Trockensubstanzgehalt im Zulauf zur Biogasanlage weiterhin niedrig zu halten, wurde die Substratmischung aus Maissilage, Roggen, Triticale, Maiskörner und Gülle mit der in der Separation anfallenden flüssigen Phase des Gärrückstands gemischt.

Die Verteilung des Substrateinsatzes nach Umstellung der Anlage ist in Abbildung 1 dargestellt. Die Abbildung zeigt, dass die eingesetzten Substratmengen über den Bilanzierungszeitraum teilweise stark variieren.

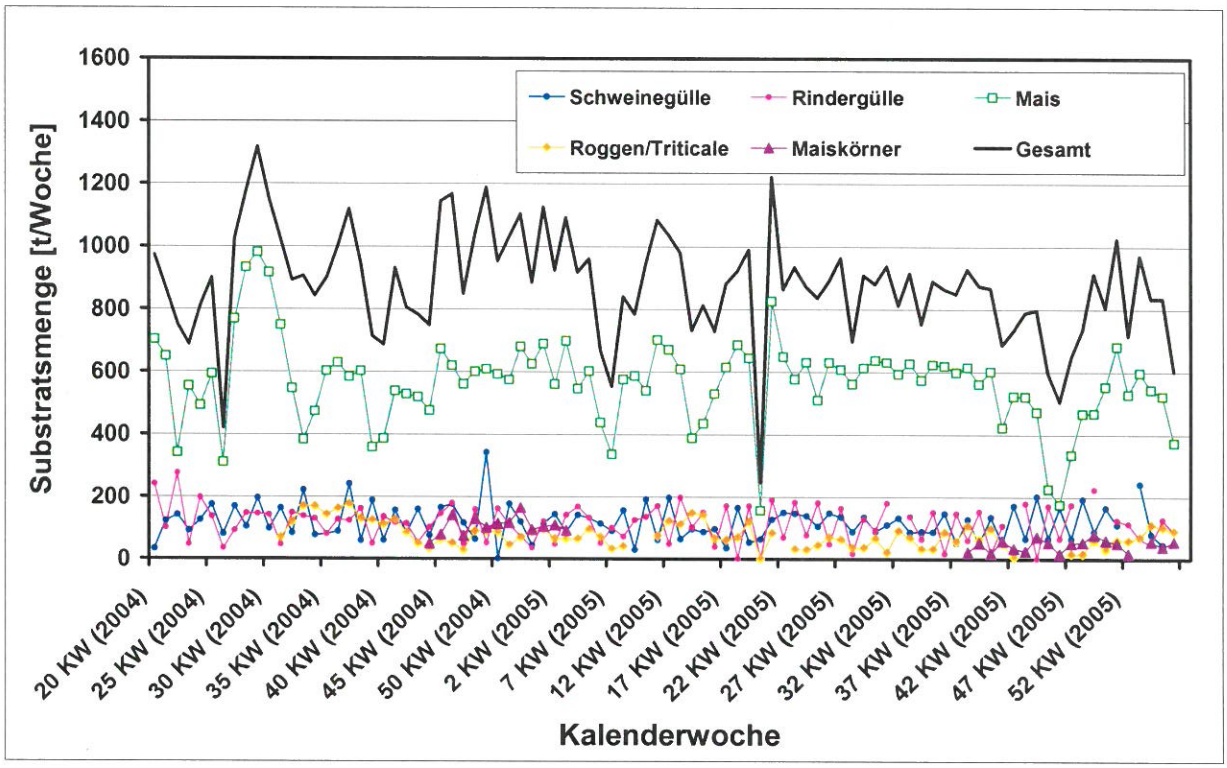

Abbildung 2: Verwendete an Substratmengen

Die wesentlichen Stoffdaten der verwendeten Substrate sind in Tabelle 1 aufgelistet. Die Ergebnisse stellen Stichproben der verwendeten Substrate dar.

Tabelle 2: Stoffdaten der Substrate

Substrat	TS	oTS	CSB	NH_4-N	Gesamt-N	PO_4-P	Kalium
	[% FM]	[% FM]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]
Fruchtwasser	3,93	2,67	48,38	2,11	3,32	0,57	6,08
Kartoffelpülpe	15,89	14,78	199,47	0,47	3,51	0,45	5,525
Maissilage	36,02	32,25	453,46	0,30	3,03	0,62	3,725
Maissilage *	27,98	26,6	368,26	0,39	3,73	0,78	4,62
Maiskörner	71,11	69,94	962,17	1,70	12,74	2,45	3,26
Hühnertrockenkot	38,76	25,6	502,08	18,86	26,92	7,29	12,7
Roggen	87,65	86,23	1211,66	0,37	14,68	2,54	4,95
Triticale	85,41	83,99	1195,36	0,39	19,15	2,86	4,5
Rindergülle	6,54	5,28	95,05	1,33	2,47	0,44	2,15
Schweinegülle	2,72	1,8	50,39	4,36	5,28	0,72	2,7

* = zeigt, dass sich die Zusammensetzung der gleichen Substrate unterscheiden

Die min., max. und mittleren Werte der Stoffdaten der Mischung im Vorlagebehälter während der Kartoffelkampagne und nach Umstellung der Biogasanlage auf NawaRo-Betrieb sind in Tabelle 3 bzw. 4 aufgelistet.

Tabelle 3: Stoffdaten der Substratmischung während der Kartoffelkampagne

Mischung im Vorlagebehälter	TS	oTS	CSB	NH_4-N	Gesamt-N	PO_4-P	K	pH
	[% FM]	[% FM]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[-]
Min. – Max.	4,2-13,2	3,2-10,3	53-157	0,5-1,7	1,9-5,7	0,2-3,6	1,7-4,9	4,0-6,4
Mittelwert	9,0	7,1	106	1,0	3,3	0,9	3,9	4,8

Tabelle 4: Stoffdaten der Substratmischung ohne Reststoffe der Stärkefabrik

Mischung im Vorlagebehälter	TS	oTS	CSB	NH_4-N	Gesamt-N	PO_4-P	K	pH
	[% FM]	[% FM]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[-]
Min. – Max.	7,5-14,6	6,4-12,2	98-189	0,6-2,2	2,0-4,9	0,4-1,3	1,6-3,6	3,9-6,6
Mittelwert	10,7	9,1	143,7	1,5	3,6	0,6	2,6	4,9

3 Anlagentechnik

Die Biogasanlage ist für die Verarbeitung von 430 bis 480 Tonnen Mischsubstrat pro Tag geplant. In Abbildung 3 sind die wesentlichen Verfahrensschritte (vor der Optimierung) dargestellt. Die von den Landwirten angelieferte Maissilage und die biogenen Rohstoffe werden zunächst in eine **Kippmulde** abgeladen. Danach werden sie über eine Förderschnecke in den 200 m³ großen **Mischbehälter** transportiert und dort mit dem von der Stärkefabrik kommenden Kartoffelfruchtwasser, der angelieferten Gülle sowie der Pülpe mit Hilfe eines Rührwerks gemischt.

Das Kartoffelfruchtwasser wurde direkt von der AVEBE Kartoffelstärkefabrik in den Mischbehälter gepumpt. Aus dem Mischbehälter wird das Substrat von einer Pumpe mit Schneidwerk in den 1700 m³ großen abgedeckten **Vorlagebehälter** gepumpt. Der abgedeckte Vorlagebehälter ist zur Überbrückung von Wochenenden und Feiertagen für 4-5 Tage Verweilzeit ausgelegt. Dieser Behälter ist mit drei schnelllaufenden Tauchmotorrührwerken ausgestattet, die für eine Homogenisierung des Mischsubstrates sorgen sollen.

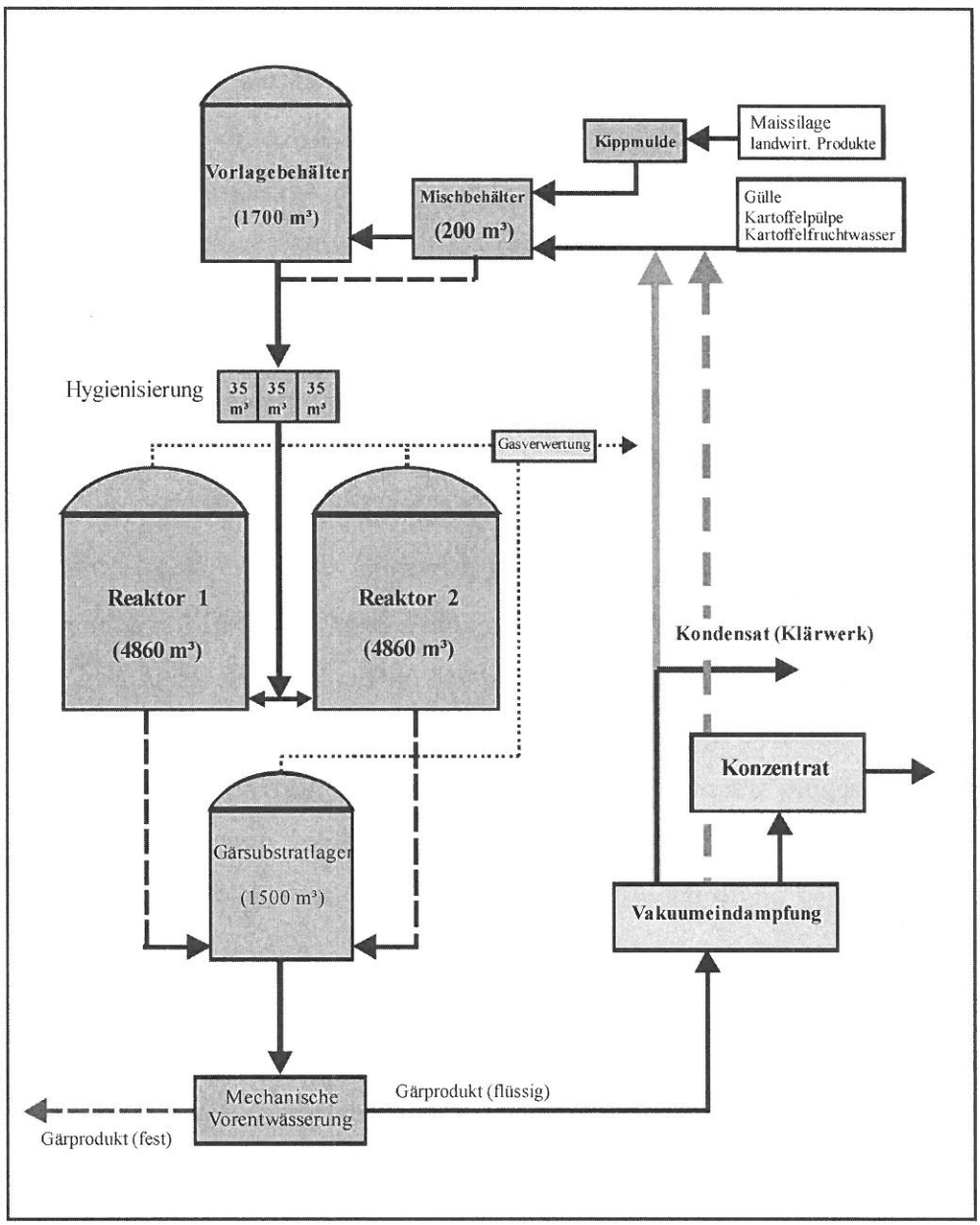

Abbildung 3: Verfahrensschema der Anlage Lüchow

Das Substrat wird aus dem Vorlagebehälter durch Spiralrohrwärmetauscher (ca. 20 m^3/h) zur **Hygienisierung** zunächst in drei 35 m^3 große und diskontinuierlich betriebene Hygienisierungstanks gepumpt und nach der Pasteurisierung bei 70°C*1h in die zwei **Biogasreaktoren** (je 4860 m^3) eingespeist. Diese Reaktoren werden einstufig unter mesophilen Temperaturbedingungen bei 38°C betrieben. Die Reaktoren sind mit einem langsam laufenden Zentralrührwerk ausgestattet, das für eine Homogenisierung des Substrats sorgt und ein Absetzen von Feststoffen weitgehend verhindert. Die Methanreaktoren sind für eine hydraulische Verweilzeit von ca. 20 Tagen ausgelegt. Das abgebaute Substrat wird anschließend in ein **Gärsubstratlager** (Ausgasbehälter) mit Gaspuffer (1500 m^3) gepumpt, der an das Gasverwertungssystem angeschlossen ist, um die Restgasbildung zu erfassen.

Das gebildete Biogas wird über einen 40 m^3 großen Gasspeicher einer externen biologischen **Entschwefelungsanlage** (S & H GmbH & Co.) zugeführt, um die Schwefelwasserstoffkonzentration (H_2S) auf weniger als 400 ppmv zu reduzieren. Aus der Entschwefelung gelangt das Gas über den Ausgasbehälter mit integriertem Gaspuffer in die Gastrocknung. Das getrocknete Biogas wird nach der Verdichtung in den **Blockheizkraftwerken** (BHKW) Type für die Erzeugung elektrischer und thermischer Energie verbrannt. Zu Beginn waren zwei BHKW's (PRO2 TBG 620 F16 und F12) in Betrieb. Ihre installierte elektrische Leistung beträgt 1.360 + 1.020 KW und die thermische Leistung 1.700 + 1.200 KW. Seit Ende Juli 2003 läuft das gemietete dritte BHKW mit einer elektrischen Leistung von 1.048 KW und einer thermischen Leistung von 1.236 KW. Mitte Februar 2004 wurde das dritte eigene BHKW (PRO2 TBG 620 F12) installiert, welches gegen das gemietete BHKW ausgetauscht wurde. Dieses hat eine elektrische Leistung von 1.022 kW und eine thermische Leistung von 1.236 kW. Die gewonnene elektrische Energie wird in das öffentliche Stromnetz eingespeist. Ein geringer Teil der bei der Verstromung anfallenden Wärme wird als Prozesswärme für die Methanreaktor verwendet. Die verbleibende Wärme wird in der Eindampfung verwendet. Überschüssiges oder minderwertiges Gas wird über eine Fackel verbrannt (max. Volumenstrom = 1.300 m^3/h).

Der Ablauf der Biogasanlage wird zur Abtrennung der Feststoffe einer mechanischen **Entwässerungsanlage** zugeführt. In 2 Pressschnecken-Separatoren (FAN, PSS) erfolgt die Entwässerung. Die flüssige Phase wird zur Eindampfung gepumpt, für die Zwischenlagerung der festen Phase gibt es ein Feststofflager. Die **Eindampfungsanlage** (AQUA SYSTEMS) besteht aus einer Vorentgasung, einer 3-stufigen Vakuumeindampfung, einem Restbrüdenkondensator, zwei Substratvorwärmern sowie einem Kühlturm mit Umwälzpumpe. Durch die dreistufige Verdampfung wird das Substrat von Stufe zu Stufe weiter aufkonzentriert.

Das von Feststoffen weitestgehend befreite Gärprodukt (Flüssigphase der Entwässerung) wird zuerst der Vorwärmstufe sowie der Vorentgasung zugeführt. Der Vorwärmer wird mit Brüden aus der Dritte Stufe und abgekühltem Warmwasser der ersten Eindampfstufe erwärmt. Das vorgewärmte Gärprodukt wird in der ersten Stufe umgewälzt und in einem Plattenwärmetauscher auf Siedetemperatur erhitzt. Hier erfolgt die Erhitzung durch die Abwärme der BHKW's. In der Verdampferkammer werden Brüden und Flüssigkeit getrennt. Die Brüden der ersten Stufe dienen zur Erhitzung der Umwälzlösung der nächsten Stufe. Das verbleibende Konzentrat wird der zweiten Stufe zugeführt. Die Funktionsweise der dritten Verdampfstufe entspricht der Zweiten, nur das die Brüden der dritten Stufe in einem durch den Kühlturm gekühlten Wärmetauscher niedergeschlagen werden. Das Konzentrat der dritten Stufe gelangt in den Konzentratbehälter. Anfallendes Kondensat wird in die Kläranlage geleitet.

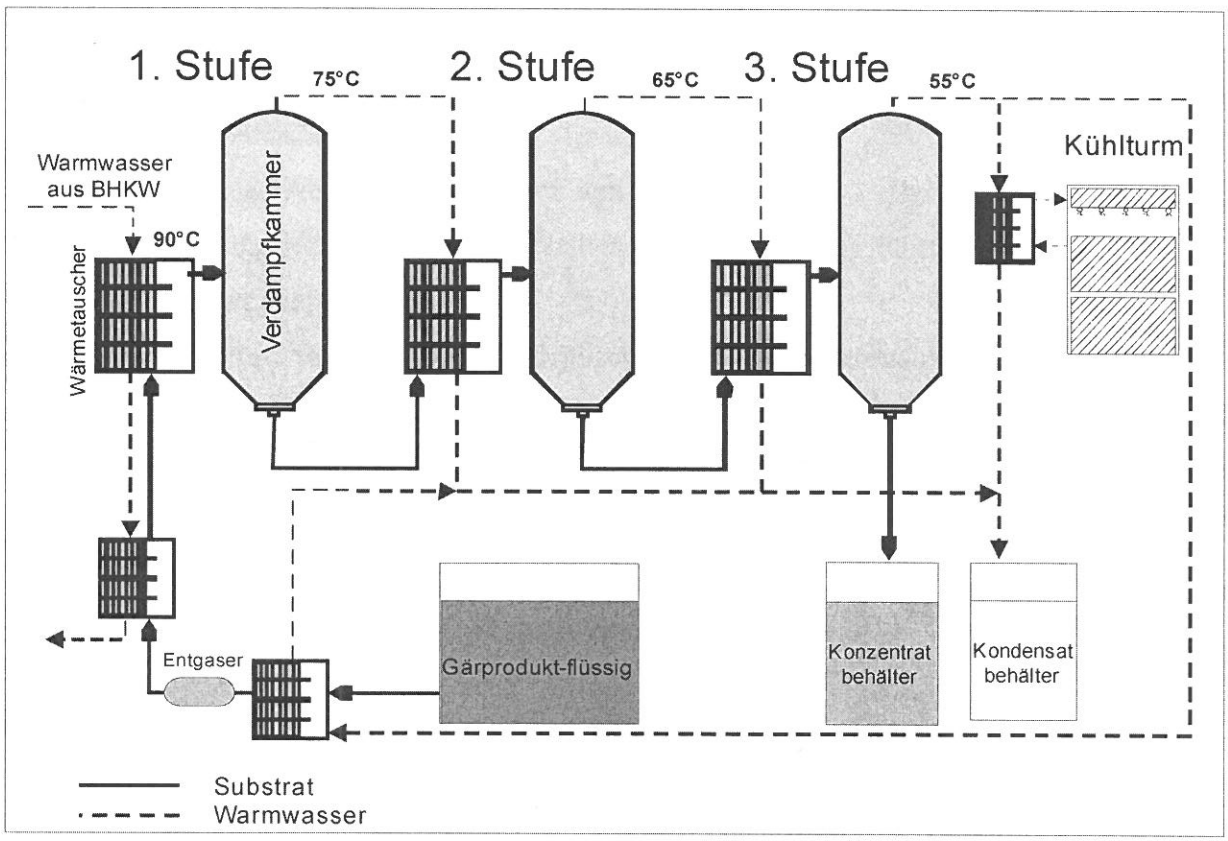

Abbildung 4: Verlauf der 3-stufigen Eindampfungsanlage

4 Bewertung des Anlagenbetriebs

4.1 Verfahrenstechnische Probleme

In der Anlage Lüchow traten innerhalb des Berichtszeitraumes mehrere Probleme und Störungen auf, die durch verschiedene Maßnahmen bzw. durch das Ersetzen der entsprechenden Anlagenkomponenten behoben werden konnten.

Wesentliche Probleme und Störungen waren (inkl. Maßnahmen zur Problembeseitigung):

- Verstopfung von Rohrleitungen (z.B. von der Hygienisierung zu den Reaktoren, vom Annahmebehälter zum Vorlagebehälter, usw.); Reinigung und Spülen der Rohrleitungen.
- Verstopfung in der biologischen Entschwefelungsanlage; Spülen der Anlage.
- Risse in Rührwerkswellen in Reaktor 1 und 2; die eingerissene Rührwerkswelle von Reaktor 1 wurde ausgetauscht und die von Reaktor 2 nachgeschweißt.
- Probleme am BHKW; Wechseln der Zylinderköpfe.
- Verstopfung der Abgaswärmetauscher von BHKW 1 und 2. Bei der Reinigung wurde Korrosion festgestellt, die zum Ausschalten der Eindampfung führten; Montage von zwei neuen Abgaswärmetauschern.
- Verstopfung im Bereich der mechanischen Gärproduktentwässerung (starke MAP-Ablagerungen); Austauschen der Schnecke und Siebe der FAN-Separationsanlage.
- Anstieg in der Konzentration der organischen Säuren im Reaktor 1 und 2; Reduzierung der Einspeisung.
- Starke Gasentwicklung im nicht gasdichten Vorlagebehälter (1.700 m^3); Außerbetriebnahme des Vorlagebehälters; direkte Einspeisung in die Reaktoren aus dem 200 m^3 Annahmebehälter.
- Schwimmschicht im Vorlagebehälter; 3 zusätzliche Tauchrührwerke wurden installiert.
- Bei der Reinigung der Entschwefelung stieg die H_2S-Konzentration an; Dosierung von Eisen-II-Chlorid im Annahmebehälter, um den H_2S-Grenzwert von 700 ppmv einzuhalten.
- Starke Schaumbildung in den Reaktoren; Anfangs Zugabe von 2000 Liter Entschäumungsmittel in den Reaktorzulauf, danach regelmäßige Verwendung von Rapsöl.
- Viskositätsprobleme in den Reaktoren; Einsatz von Enzymen (Shearzyme 500L).

Zusätzlich zu der Lösung der aufgetretenen Probleme wurden zur Optimierung des Anlagenbetriebs und der Stoffumsatzleistung weitere Maßnahmen durchgeführt. Die wesentlichen Verfahrensschritte mit den zusätzlichen Optimierungsmaßnahmen sind in Abbildung 5 dargestellt. Anfangs hat sich im Misch- und Vorlagebehälter eine Schwimmschicht gebildet. Zum Lösen dieses Problems wurde der Rührwerkmotor (30 kW)im Mischbehälter durch einen größeren Motor (45 kW) ersetzt, um die Eingangssubstrate besser zu durchmischen.

4.2 Zusätzliche Optimierungsmaßnahmen

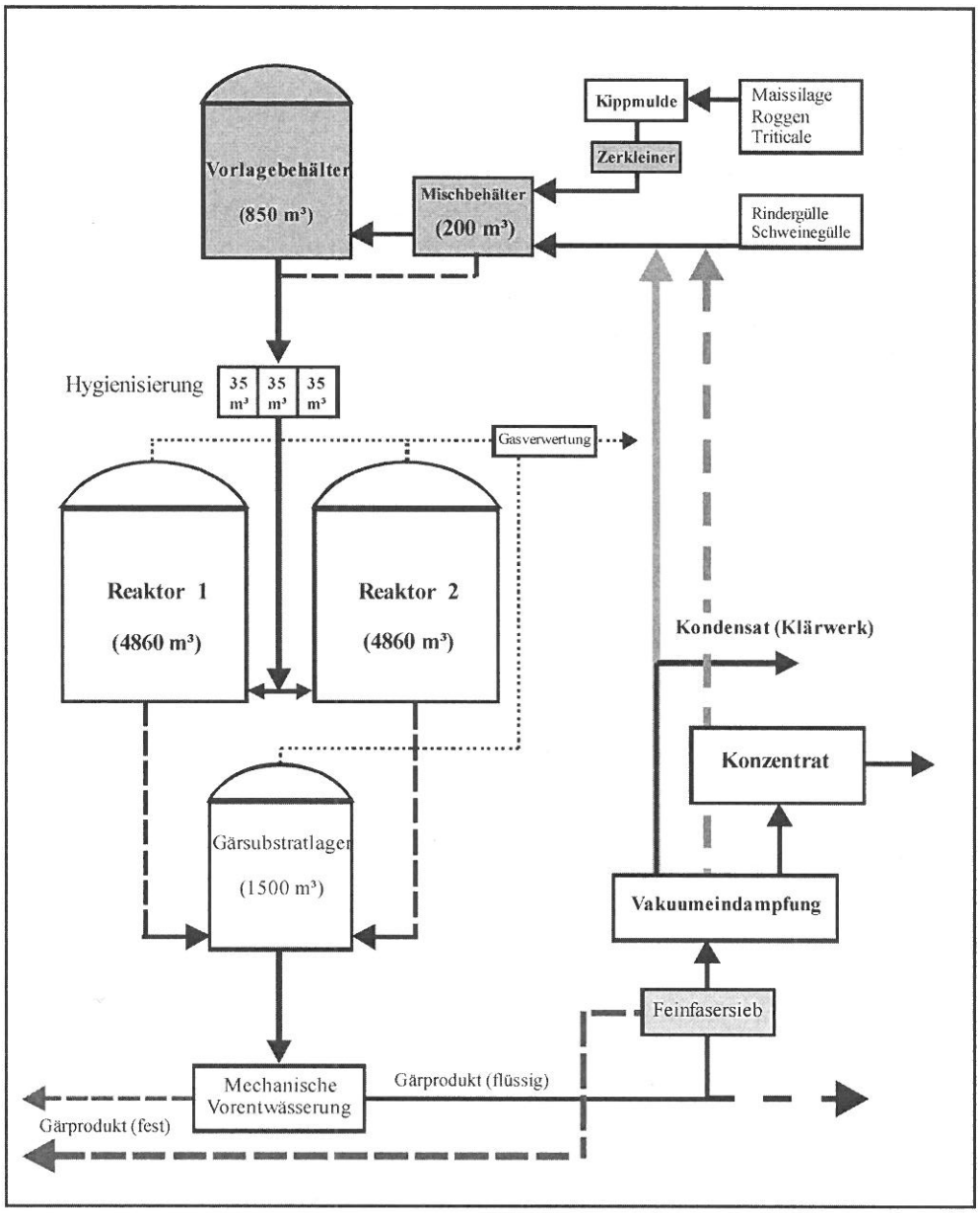

Abbildung 5: Verfahrensschema der Anlage Lüchow (optimiert)

Zur Vermeidung von häufig aufgetretenen Verstopfungen (Rohrleitungen, Pumpen, usw.), die meistens auf große Maispartikel zurückzuführen waren, wurde von den Rohstofflieferanten ab der Ernte (2004) nur klein gehäckselte Maissilage angenommen (optisch bewertet). Außerdem wurden Ende Juli 2003 zwei Zerkleinerer (ALLWEILER Mazeratoren, je 30 KW) in die Rohrleitung zwischen Annahme und Vorlagebehälter montiert, um die Maissilage zu zerkleinern. Diese Zerkleinerer wurden später aufgrund ihrer nicht zufriedenstellenden Funktion durch GRUBER-Zerkleinerer mit einer Leistung von 20 t/h (110 kW) ersetzt. Die angelieferte Maissilage und die übrigen biogenen Rohstoffe werden zunächst in eine Annahmeschütte abgeladen. Danach werden sie über die Förderschnecke in den 200 m³ großen Mischbehälter transportiert. Für den Betrieb des neu installierten Zerkleinerers waren weitere Maßnahmen notwendig. Zusätzlich zur der Verlängerung der Förderschnecke wurden Schubboden und Steinfänger eingebaut.

Um den hohen Energieverbrauch (110 kW) des GRUBER-Zerkleinerers, der zwischen der Förderschnecke der Annahmeschütte und dem Mischbehälter installiert ist, zu reduzieren, wurden in der Anlage über den Zeitraum vom 10. bis 22. Oktober 2004 ca. 1.000 t fein gehäckselter Mais ohne Nachzerkleinerung verarbeitet. Die angelieferte Maissilage wurde direkt in den 200 m³ großen Mischbehälter eingebracht. Die übrigen nachwachsenden Rohstoffe (Roggen und Triticale) wurden zunächst in die Annahmeschütte befördert. Danach erfolgte der Transport über die Förderschnecke in den Mischbehälter. Die Verarbeitung des durch spezielle Erntetechnik fein gehäckselten Maises in der Anlage zeigte im Vergleich zu dem Vorort nachträglich zerkleinerten Mais keine Unterschiede.

Nach der Außerbetriebnahme des nicht gasdichten Vorlagerbehälters erfolgte die Einspeisung in die Reaktoren zunächst direkt aus dem 200 m³ Annahmebehälter, der eine Verweilzeit von nur 14 Stunden hat. Dies erforderte, dass die Anlage im Schichtdienst (7 Tage, 24 Stunden) betrieben wurde. Um Schwankungen in der Mischungszusammensetzung, die den Gärprozess stark beeinflussen, zu vermeiden, wurde ein neuer gasdichter Vorlagebehälter (850 m³) gebaut (Abbildung 5), wodurch zusätzlich der Arbeitszeitaufwand für die Substratkonditionierung reduziert werden konnte.

Um Verstopfungen bei der Eindampfung zu vermeiden, wurde ein Feinfasersieb mit 0,2 mm Maschenweite (G. LARSSONS MEKANISKA VERKSTAD AB) vor dem Zulauf zur Eindampfung eingebaut. Geplant ist weiterhin der Einbau eines Wärmemengenzählers, um den Energiebedarf der Eindampfung für die Energiebilanzierung zu ermitteln.

5 Stoffliche Bewertung

Im Zuge der fachlichen Begleitung wurden vom Institut für Technologie und Biosystemtechnik der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL) die Eigenschaften des Mischsubstrates der Anlage in Lüchow bei den unterschiedlichen Prozessverläufen regelmäßig untersucht, um die stoffliche Bewertung der gesamten Anlage durchführen zu können. Mit den durchgeführten Laboranalysen erfolgte die Bestimmung des Trockensubstanzgehalts (TS), des organischen Trockensubstanzgehalts (oTS), des Ammonium-Stickstoffs (NH_4-N), Gesamt-Stickstoffs (Gesamt-N), Phosphat-Phosphors (PO_4-P) und Kaliums (K) sowie des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB). Die durchschnittlichen Stoffdaten der Substratmischung bei unterschiedlichen Prozessverläufen während der Kartoffelkampagne sind in Tabelle 5 aufgelistet. In Tabelle 6 sind die durchschnittlichen Stoffdaten der Substratmischung nach Umstellung der Biogasanlage auf NawaRo-Betreib zusammengefasst.

Außerdem wurden die flüchtigen organischen Säuren im Reaktorzulauf und in den Reaktorabläufen mittels HPLC ermittelt, um eine Aussage über den Verlauf und die Stabilität des Prozesses zu bekommen. Die stoffliche Bewertung der Eindampfung wird separat im Kapitel 8 beschrieben.

Tabelle 5: Stoffdaten der Substratmischung bei unterschiedlichen Prozessverläufen während der Kartoffelkampagne

Substrat	TS [% FM]	oTS [% FM]	CSB [g/kg]	NH_4-N [g/kg]	Gesamt-N [g/kg]	PO_4-P [g/kg]	K [g/kg]
Reaktorzulauf	9,0	7,1	105,7	1,0	3,3	0,9	3,8
Reaktorablauf 1	3,9	2,4	35,9	1,9	3,2	0,5	4,1
Reaktorablauf 2	4,0	2,5	36,6	1,9	3,2	0,5	4,0
Entw. (flüssig)	3,1	1,7	28,3	1,8	2,9	0,4	3,7
Entw. (fest)	22,8	20,0	258,0	2,8	5,9	2,5	3,7

Tabelle 6: Stoffdaten der Substratmischung bei unterschiedlichen Prozessverläufen nach der Kartoffelkampagne

Substrat	TS [% FM]	oTS [% FM]	CSB [g/kg]	NH_4-N [g/kg]	Gesamt-N [g/kg]	PO_4-P [g/kg]	K [g/kg]
Reaktorzulauf	10,8	9,2	142,0	1,4	3,6	0,6	2,6
Reaktorablauf 1	5,4	3,8	58,1	1,9	3,9	0,6	2,8
Reaktorablauf 2	5,4	3,9	57,9	1,9	3,9	0,6	2,8
Entw. (flüssig)	4,0	2,6	45,0	1,9	3,6	0,5	2,8
Entw. (fest)	26,2	22,4	323,6	2,4	5,9	3,2	2,6

5.1 Trockensubstanz (TS) und organischer Trockensubstanz (oTS)

Die Trockensubstanz (TS) und die organische Trockensubstanz (oTS) sind wichtige Parameter zur Charakterisierung der Substrate. Der Trockensubstanzgehalt ist für die Handhabung des Substrates von größter Bedeutung, da er die Pumpfähigkeit bestimmt. Über die organische Trockensubstanz wird die Raumbelastung für einen Reaktor definiert. Abbildung 6 zeigt den Verlauf des TS-Gehaltes, analog dazu ist in Abbildung 7 der Verlauf des oTS-Gehaltes dargestellt.

Beide Abbildungen zeigen, dass die Biogasreaktoren bis zur 44 KW (2003) mit einem niedrigeren als dem geplanten Trockenmassegehalt (> 10 % oTS) betrieben wurden. Hier ist anzufügen, dass es aufgrund der aufgetretenen Probleme (Verstopfung, Schwimmdecke, usw.) erforderlich war, die Reaktoren mit einem niedrigeren TS-Gehalt zu betrieben.

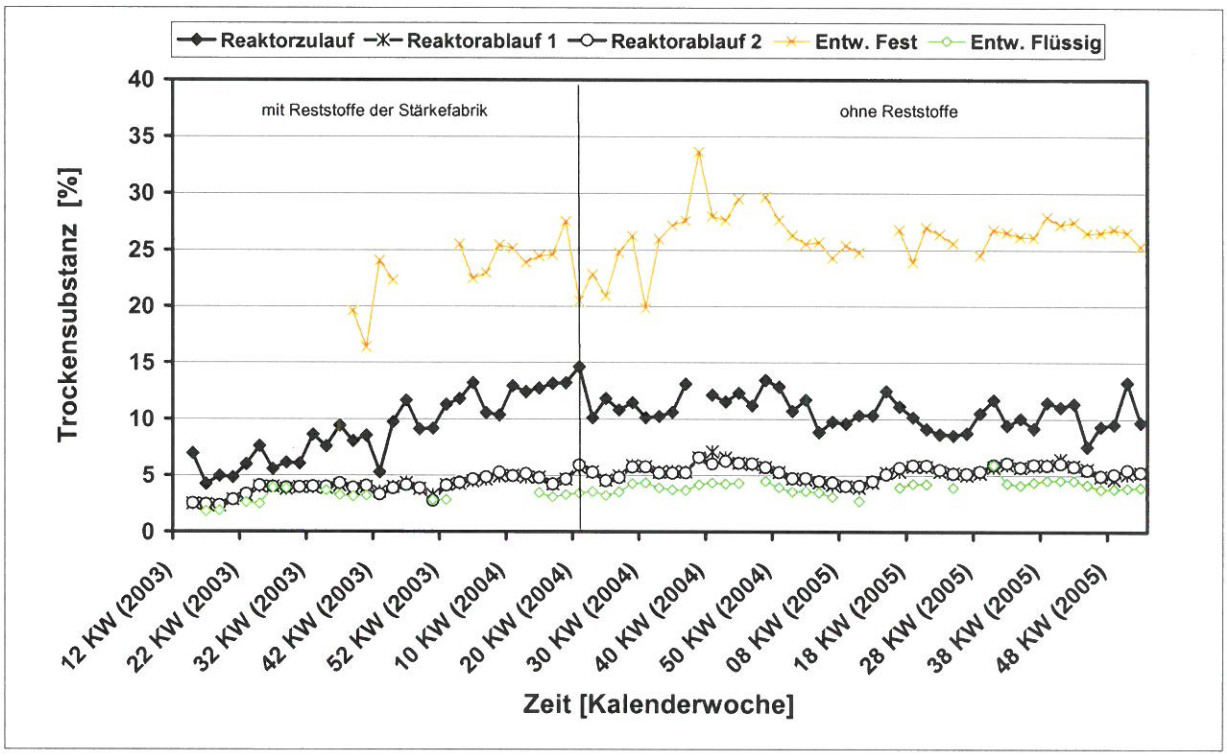

Abbildung 6 : Trockensubstanz der Prozessströme

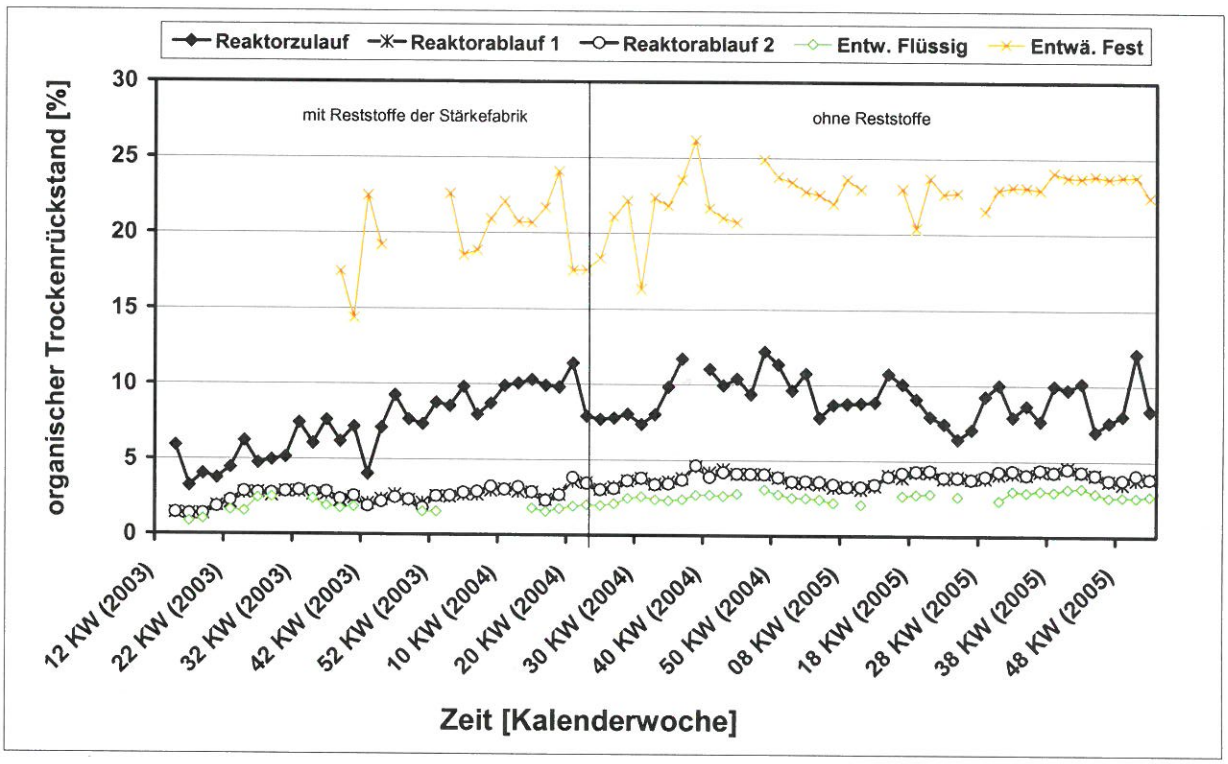

Abbildung 7: Organischer Trockensubstanz der Prozessströme

Mit der Inbetriebnahme des neues Zerkleinerers ab der 44 KW (2003) konnten die bei hohem TS-Gehalt aufgetretenen Probleme gelöst werden und die Reaktoren mit dem geplanten organischen Trockensubstanzgehalt von > 10 % TS betrieben werden.

Der erneut niedrige Trockensubstanz ab der 20 KW (2005), sowie Schwankungen in den Trockensubstanzwerten sind auf die variierenden Mengen der Substratmischung und auf wechselnde Mischungsverhältnisse der einzelnen Substrate zurückzuführen. Die niedrigen oTS-Werte im Reaktorablauf zeigen, dass die organischen Substanzen der Reaktorzulaufs im Reaktor sehr weitestgehend abgebaut werden.

Der oTS-Gehalt des Zulaufs zum Verdampfer (Entwässerung-Flüssig) zeigt gegenüber dem Reaktorablauf einen niedrigeren Wert. Dies ist auf die Abtrennung der festen Stoffe durch die mechanische Entwässerung zurückzuführen. Die abgetrennten Feststoffe (Entwässerung-Fest) weisen einen TS-Gehalt von 23-33 % auf und sind stapelfähig.

5.2 Gesamtstickstoff (Gesamt-N)

Die Menge an Gesamtstickstoff im Reaktor setzt sich aus dem Ammonium-Stickstoff und dem organisch gebundenen Stickstoff zusammen. Außer bei der Entnahme von Biomasse wird bei der Vergärung kein Stickstoff aus dem Reaktor freigesetzt.

In Abbildung 8 sind die gemessenen Gehalte an Gesamt-Stickstoff dargestellt. Die Abweichung der Gesamt-N-Werte des Zulaufes ist auf die unterschiedliche Substratmenge und –zusammensetzung der Gärsubstrate zurückzuführen. Die Abbildung zeigt fernerhin einen leichten Unterschied der Ergebnisse zwischen dem Reaktorzulauf und den Reaktorabläufe. Da der Gesamt-Stickstoff, der über die Substrate in den Reaktoren gelangt, nur über die Flüssigphase ausgetragen wird, stellt sich ein konstanter Wert ein. Der leichte Unterschied der Ergebnisse zwischen dem Zulauf und den Abläufen auf die wechselnde Zusammensetzung der Substratmischung und Inhomogenitäten im Reaktor zurückzuführen.

Die höhere Gesamt-N-Gehalte der abgetrennten Feststoffe und die niedrigeren Gesamt-N-Gehalte der separierten Flüssigphase sind auf den höheren bzw. niedrigeren oTS-Gehalt zurückzuführen.

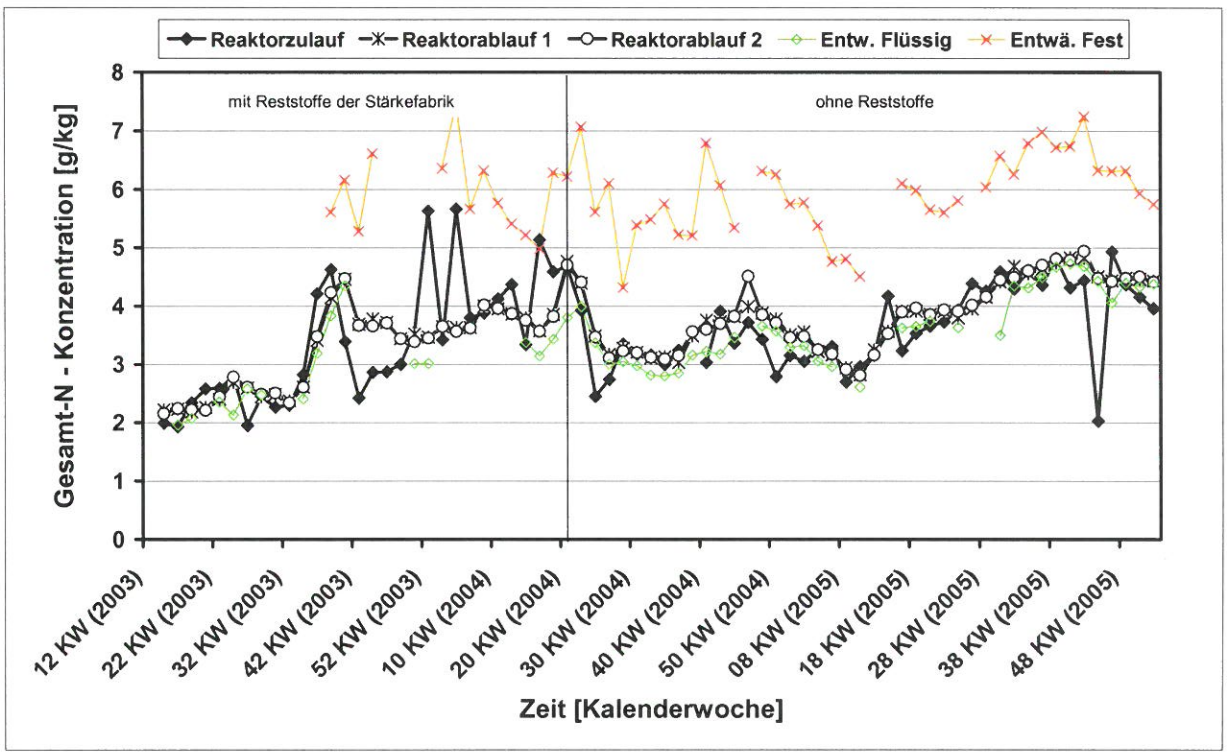

Abbildung 8: Gesamtstickstoff (Gesamt-N) der Prozessströme

5.3 Ammonium-Stickstoff (NH_4-N)

Der Anteil an Ammonium-Stickstoff stellt einen wichtigten Parameter für die Beurteilung eines Anaerobprozesses und die Düngewirkung des Gärrückstandes dar. Zum einen stellt NH_4-N den unmittelbar pflanzenverfügbaren Stickstoffanteil dar, zum anderen wirkt undissoziiertes Ammoniak (NH_3) hemmend auf Methanbakterien. Bei der Vergärung werden die organischen Stickstoffverbindungen teilweise zu Ammonium-Stickstoff umgesetzt.

In Abbildung 9 sind die gemessenen Gehalte an Ammonium-Stickstoff (NH_4-N) aufgetragen. Die erwartete höhere Konzentration an Ammonium-Stickstoff der Reaktorabläufe verglichen mit der eingebrachten Substratmischung zwischen der 6. KW 2005 und 22. KW 2005 ist nicht deutlich zu erkennen. Dies liegt an der wechselnden Zusammensetzung der Substratmischung sowie an Schwankungen in der Substratmenge der Mischung. Während der Kartoffelkampagne (32. KW 2003 bis 22. KW 2004) war die Umsetzung von organischen Stickstoffverbindungen zu NH_4-N effektiver (bessere Düngewirkung). Da im Zulauf zum Verdampfer keine weitere Mineralisierung von organisch gebundenem Stickstoff stattfindet, sind diese NH_4-N-Konzentrationen gleichzusetzen mit den Ablaufwerten der beiden Reaktoren.

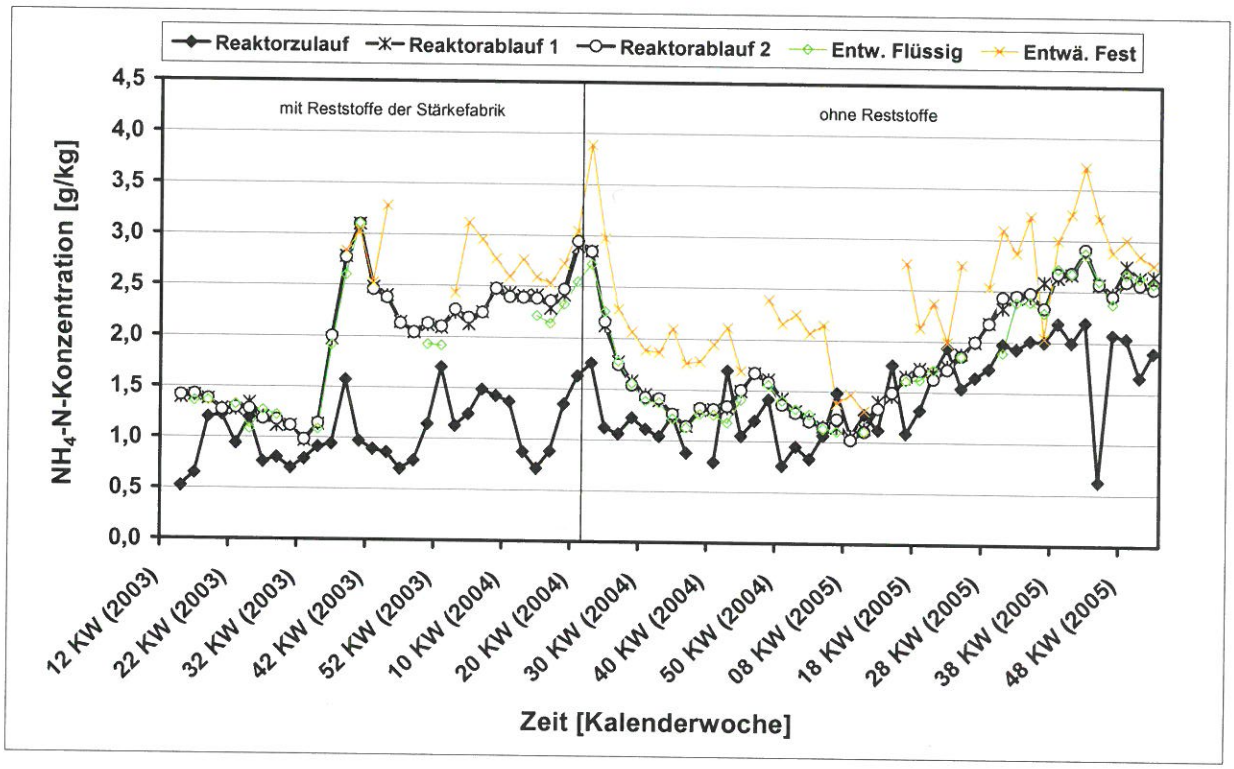

Abbildung 9: Ammonium-Stickstoff (NH_4-N) der Prozessströme

5.4 Orthophosphat-Phosphor (PO_4-P)

PO_4-P stellt neben Stickstoff einen wichtigen Nährstoff für die Mikroorganismen dar und bestimmt fernerhin den Düngewert des Gärrückstands. In Abbildung 10 sind die PO_4-P-Konzentrationen der verschiedenen Anlagenstufen in Abhängigkeit von der Kalenderwoche dargestellt. Da beim anaeroben Abbau von Biomasse kein Phosphor entweicht, wird die Ablaufkonzentration an PO_4-P von dem zugeführten Substrat bestimmt. Im Allgemeinen zeigt der Verlauf der Kurven in Abbildung 10 diesen Zusammenhang. In der Zeit von der 46. KW 2003 bis zur 18. KW 2004 lagen die PO_4-P-Gehalte des Reaktorzulaufes oberhalb der Ablaufkonzentrationen. Dies ist auf die zugegebene Menge an Fleischknochenmehl, das hohe PO_4-P-Konzentration aufweist, zurückzuführen.

Die stabilen PO_4-P-Konzentrationen des Reaktorzulaufs in Gegensatz zum Gesamt-Stickstoffgehalt finden sich in den stabilen PO_4-P-Konzentrationen des Reaktorablaufs wieder. Die höheren PO_4-P-Gehalte der abgetrennten Feststoffe und die niedrigeren PO_4-P-Gehalte der separierten Flüssigphase sind auf den höheren bzw. niedrigeren TS-Gehalt zurückzuführen. Die Ergebnisse der Feststoffabtrennung bestätigen, dass die Phosphatverbindungen überwiegend in fester Form vorliegen.

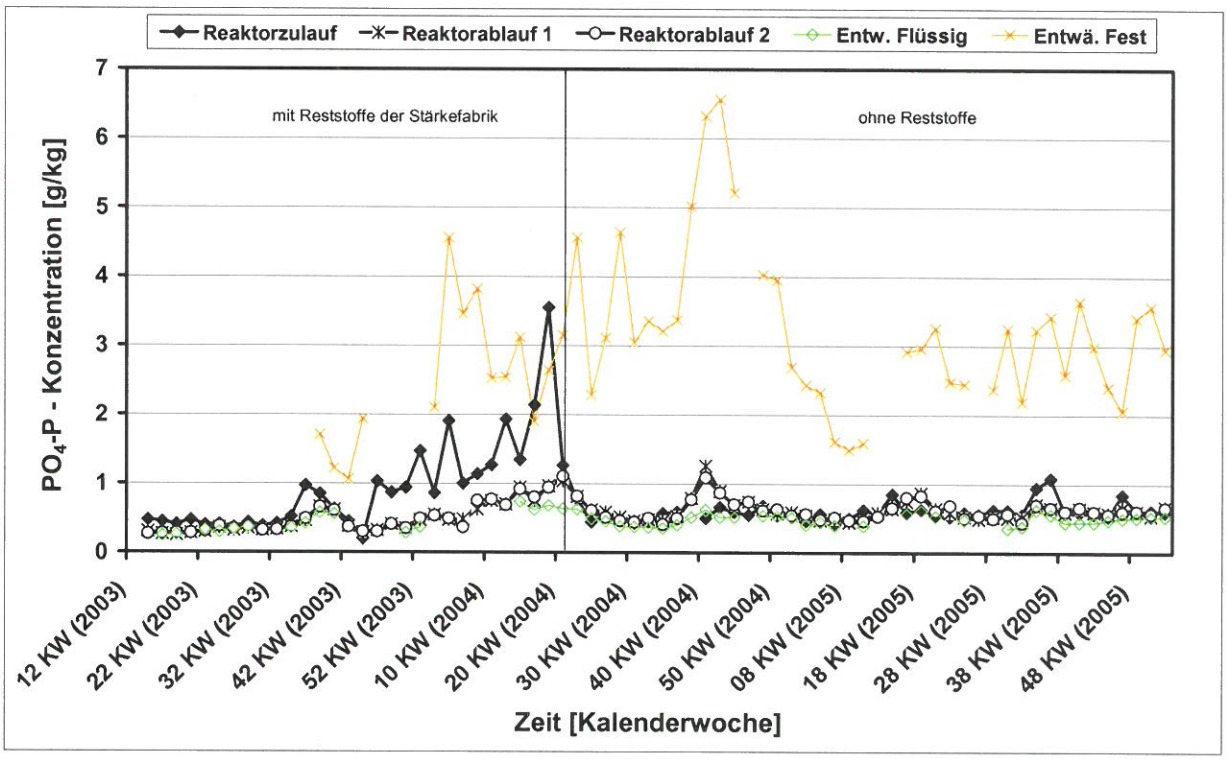

Abbildung 10: Phosphat-Phosphor (PO_4-P) der Prozessströme

5.5 Kalium (K)

Kalium stellt neben PO_4-P und Stickstoff einen weiteren wichtigen Pflanzennährstoff dar. Kalium liegt überwiegend gelöst vor und ist leicht für die Pflanze verfügbar. Während der Vergärung in einer Biogasanlage bleibt das Kalium vollständig erhalten.

In Abbildung 11 sind die K-Konzentrationen der verschiedenen Anlagenstufen in Abhängigkeit von der Kalenderwoche dargestellt. Die Abweichung der Kalium-Werte des Zulaufes ist auf die unterschiedliche Substratmenge und –zusammensetzung der Gärsubstrate zurückzuführen. Ursache für die hohe Kaliumkonzentration während der Kartoffelkampagne (32. KW 2003 bis 22. KW 2004) war der hohe K-Gehalt des Fruchtwassers, das einen hohen Anteil an der Substratmischung hatte.

Trotz des hohen TS-Gehalts der abgetrennten Feststoffe (Entwässerung-Fest) bestätigen die im Verhältnis nicht höheren Kaliumwerte, dass Kalium überwiegend gelöst in der flüssigen Phase nach der Separation vorliegt.

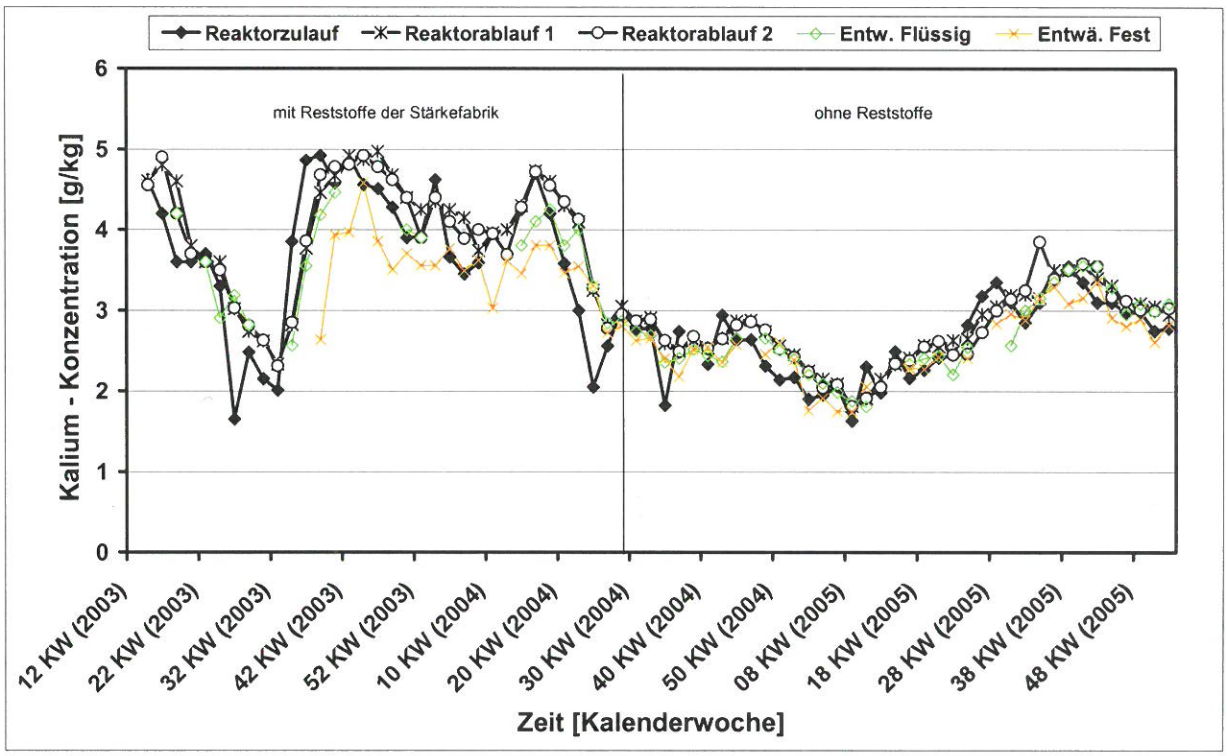

Abbildung 11: Kalium (K) der Prozessströme

5.6 Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)

Der chemische Sauerstoffbedarf (CSB), der als Maß für den Gehalt organischer Stoffe im Substrat angesehen werden kann, ist in Abbildung 12 dargestellt. Die Ergebnisse in Abbildung 12 zeigen große Schwankung der CSB-Werte des Zulaufs, die auf wechselnde Mischungen der einzelnen Substrate sowie auf Schwankungen in der Substratmenge der Mischung zurückzuführen sind.

Die niedrigen CSB-Werte der Reaktorabläufe in Relation zum Reaktorzulauf zeigen, dass die organische Substanz im Reaktor bis zu 73 % abgebaut wird. Aufgrund der unrepräsentativen Proben während des Beprobungszeitraums (alle zwei Wochen) konnte kein hinreichend genauer Abbaugrad errechnet werden. Der mittlere Abbaugrad beträgt 62 %. Die niedrigeren CSB-Werte der separierten Flüssigphase sind auf die Abtrennung der Feststoffe durch die mechanische Entwässerung zurückzuführen.

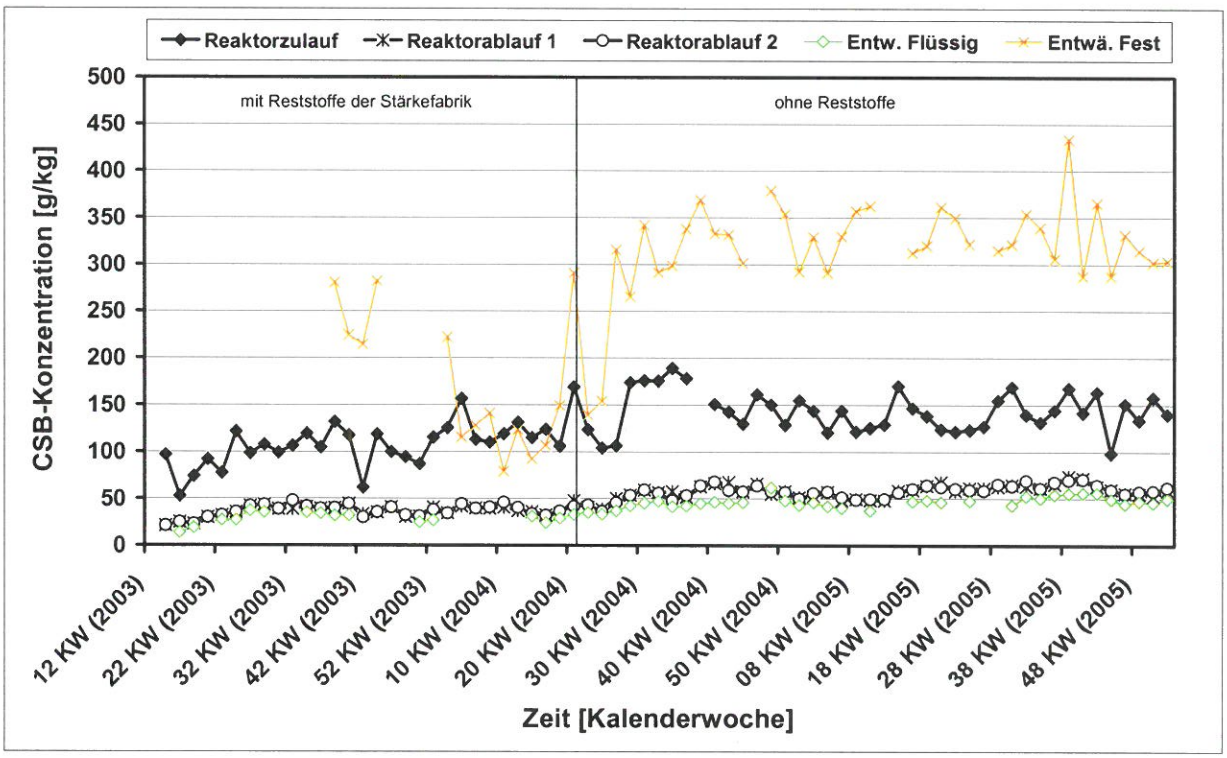

Abbildung 12: Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB) der Prozessströme

5.7 Biogaszusammensetzung

Die Biogaszusammensetzung ist von der Substratzusammensetzung und den Substrateigenschaften abhängig. Biogas besteht überwiegend aus Methan (CH_4), Kohlenstoffdioxid (CO_2) und geringen Anteilen von Schwefelwasserstoff (H_2S) sowie anderen leicht flüchtigen Komponenten. Der Energiegehalt des Biogases ist direkt vom Methangehalt abhängig. Der Anteil an Schwefelwasserstoff im Biogas ist sowohl für den Gärprozess als auch für den Betrieb der BHKW's sehr wichtig. In Abbildung 13 sind die Methan- und Schwefelwasserstoffgehalte dargestellt.

Während des Berichtszeitraums weist die Biogaszusammensetzung schwankende Werte auf. In der Kartoffelkampagne lagen der CH_4-Gehalt bei 59 Vol.-% und der H_2S-Gehalt aufgrund des hohen Schwefelgehalts in Kartoffelfruchtwasser bei 1600 ppmv. Nach Einstellung der Verarbeitung von Kartoffelfruchtwasser lag der H_2S-Gehalt im Rohgas unter dem vom Hersteller vorgeschriebenen Grenzwert (< 700 ppmv) und der CH_4-Gehalt bei dem zu erwartenden Anteil von ca. 55 Vol.-%. Der geringe Anstieg des Methangehaltes im Juni und November 2005 ist eine Folge des Abbaues von angereichten organischen Säuren (siehe Abbildung 15).

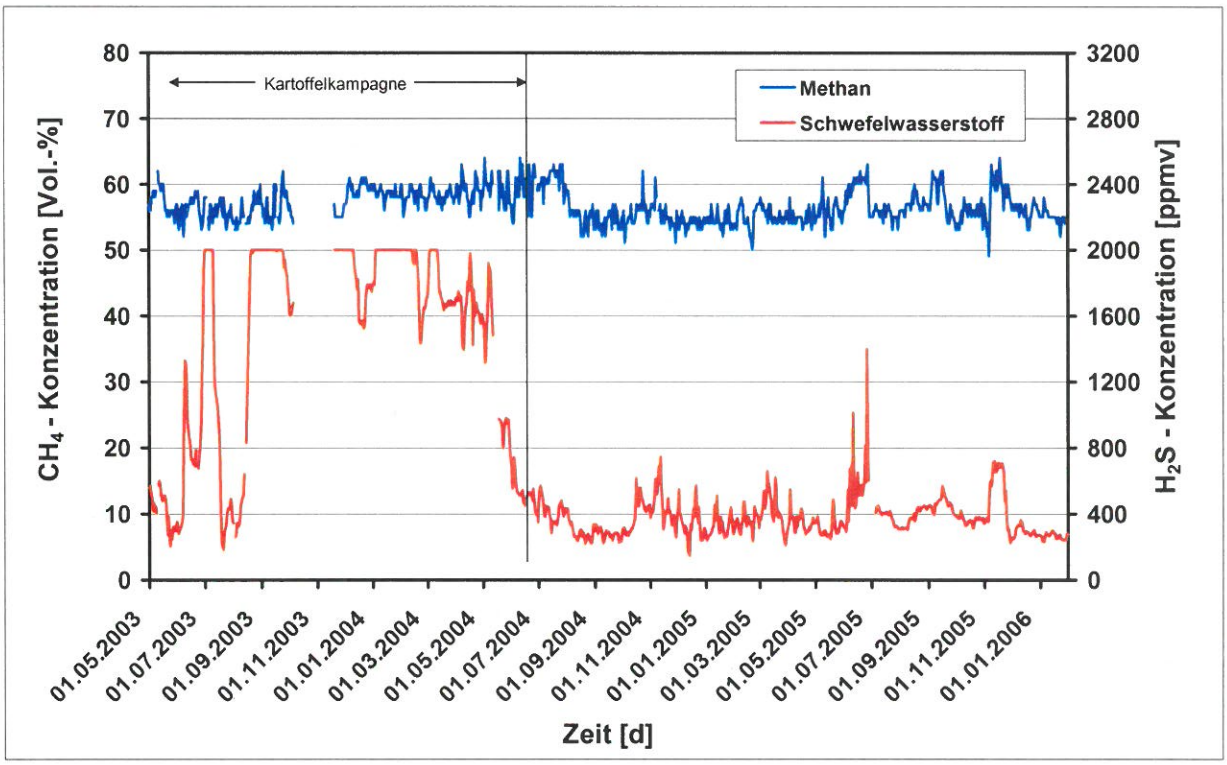

Abbildung 13: Methan- und Schwefelwasserstoffkonzentration in Biogas

5.8 pH-Wert

Der pH-Wert des Reaktorinhalts ist für die Lebensbedingungen der Mikroorganismen entscheidend, da deren Stoffwechselaktivität bei ungünstigen pH-Werten gehemmt wird. Wird der gesamte Abbauprozess in einer Stufe durchgeführt, so liegt der optimale pH-Wert zwischen 6,8 und 7,9. Durch Maissilage und Kartoffelfruchtwasser, die niedrige pH-Werte aufweisen, sinkt der pH-Wert der Substratmischung auf Werte < 6 und weist eine hohe Konzentration an organischen Säuren auf.

Da der pH-Wert der Substratmischung unterhalb des optimalen pH-Bereichs anaerober Bakterien liegt, wurden die pH-Werte ständig kontrolliert, um sicherzustellen, dass keine Hemmung durch zu niedrige pH-Werte verursacht wird. In Abbildung 14 ist der Verlauf der pH-Werte der Substratmischung und des Ablaufs beider Reaktoren über der Zeit dargestellt. Im Reaktor bildet sich in Abhängigkeit von den Inhaltsstoffen des Substrates ein Puffersystem aus, welches dafür sorgt, dass eine Verschiebung des pH-Wertes bei Schwankungen des Säure- oder Basengehaltes begrenzt wird.

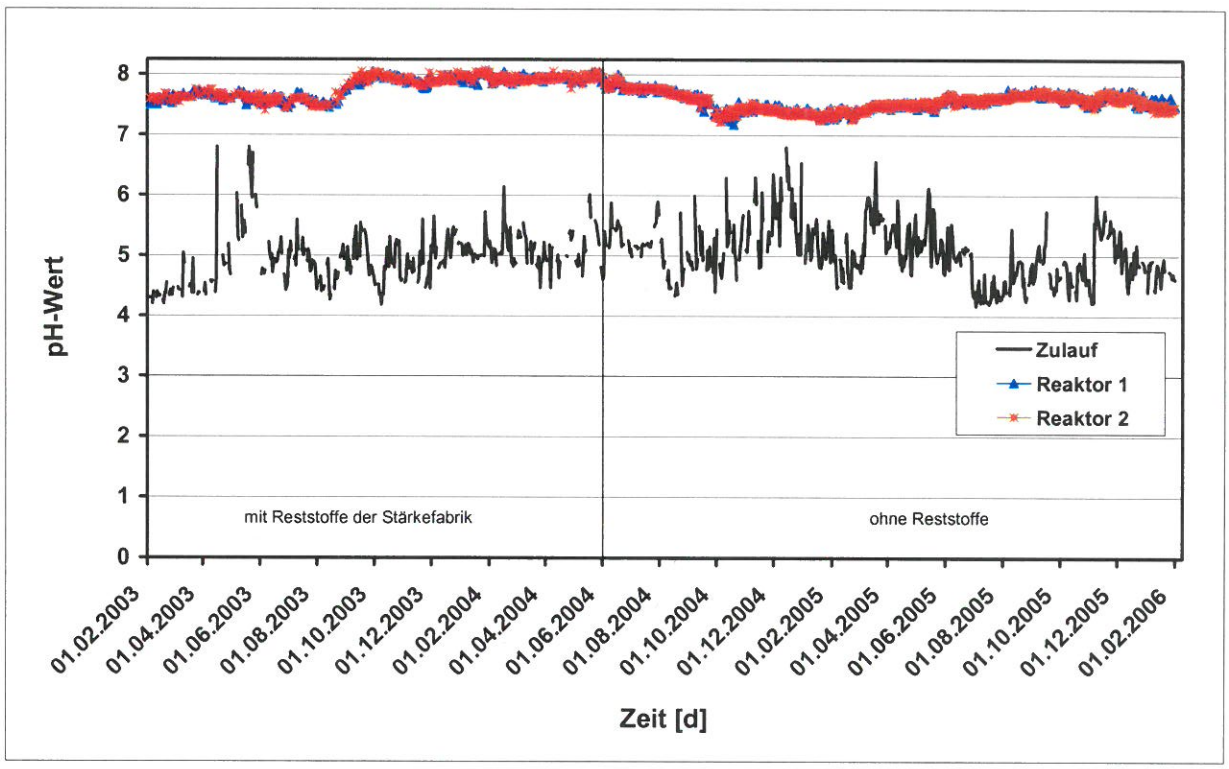

Abbildung 14: pH-Werte der Substratmischung und Reaktorabläufe

5.9 Säurenkonzentration

Die Art und Konzentration der einzelnen organischen Säuren (Säurespektrum) im Reaktor, die eine Aussage über den Verlauf und die Stabilität des Prozesses ermöglichen, werden laboranalytisch durch Hochdruck-Flüssigkeitschromatograhie (HPLC) bestimmt. Da die Substratmischung eine hohe Konzentration an organischen Säuren aufweist, war es ebenfalls notwendig, die einzelnen organischen Säuren im Reaktorzulauf zu erfassen. Die Summe der organischen Säuren wird als Essigsäureäquivalent berechnet. In Abbildung 15 ist die berechnete Essigsäurekonzentration (Essigsäureäquivalent) der Substratmischung dargestellt. Die Abbildung zeigt, dass Änderung der Menge und Art der Maissilage (auch Kartoffelfruchtwasser während der Kartoffelkampagne) deutlich die Essigsäurekonzentration beeinflusst hat. Die Änderung der Säurekonzentration des Zulaufes kann sich negativ auf das anaerobe Milieu im Reaktor auswirken und erfordert bei hoher Raumbelastung eine sorgfältige Prozesskontrolle.

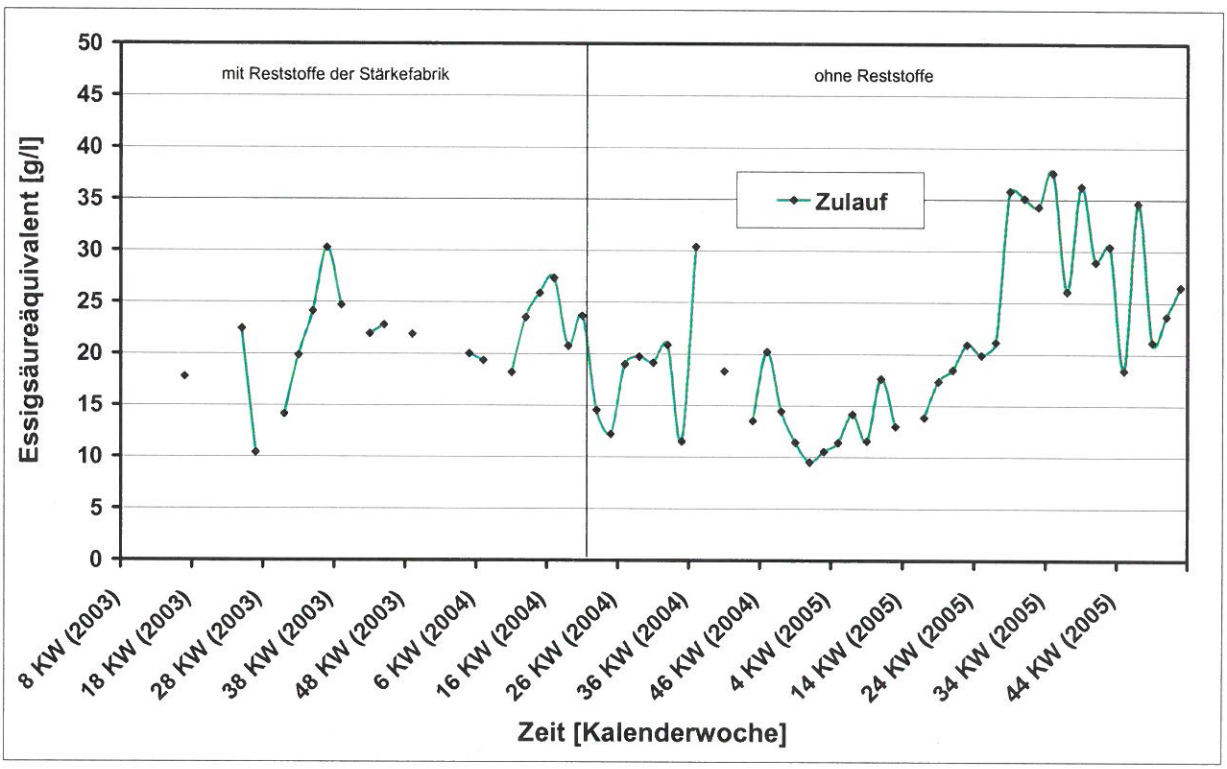

Abbildung 15: Essigsäureäquivalent im Zulauf

Wichtig bei der anaeroben Vergärung ist, dass das Gleichgewicht zwischen Säureproduktion und Säureverbrauch gehalten werden kann. Die Essigsäure- und die Propionsäurekonzentrationen sind Indikatoren zur Beurteilung der Prozessstabilität im Reaktor. Die Ergebnisse der ermittelten Säurekonzentrationen für Reaktor 1 und Reaktor 2 sind in Abbildung 16 dargestellt.

Bis zur 2. KW (2005) lagen in den Reaktorabläufen nur geringe Säurenkonzentrationen vor. Die steigende Tendenz der Essigsäurekonzentration ab der 14. und 32. KW 2005 ist dadurch zu erklären, dass sich die Bakterien nicht schnell genug an die veränderten Belastungszustände anpassen konnten. Diese Anreicherung deutet auf eine beginnende Hemmung der Methanogenese hin. Um die Akkumulation der organischen Säuren zu verhindern, musste die Einspeisung reduziert werden. Diese Maßnahme war erfolgreich. Das Verhältnis flüchtiger organischer Säuren (FOS) zur Kalkreserve (TAC) dient zur Beurteilung der Prozessstabilität im Reaktor.

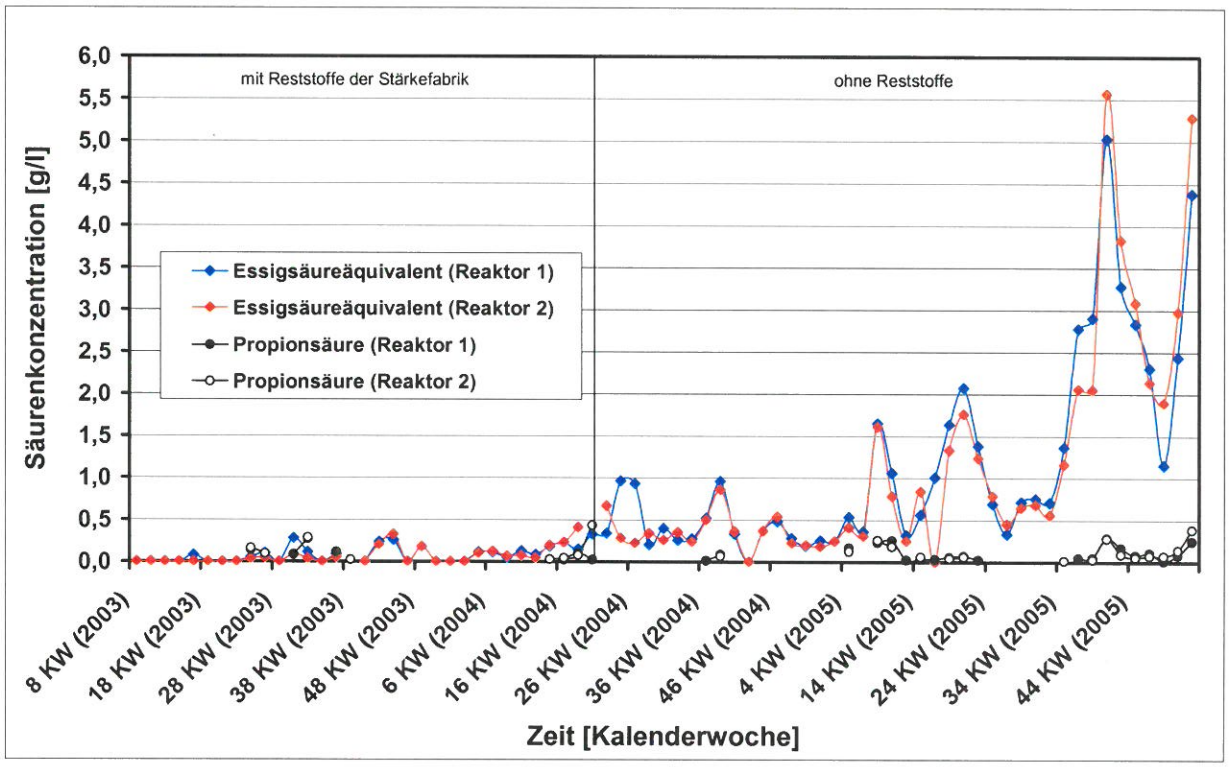

Abbildung 16: Säurekonzentrationen in den Reaktoren

Die Bestimmung des FOS/TAC–Wertes dient dazu, auf schnellem Wege die Situation der Biologie in einem Reaktor zu erfassen, um die Abbauleistung der Mikroben beurteilen zu können. Bei einem FOS/TAC–Wert, der geringer ist als 0,3 ist die Biologie im Reaktor intakt und der Abbau nicht gehemmt. In Abbildung 17 und 18 sind die FOS/TAC-Werte bzw. FOS-Werte in den Reaktoren dargestellt. Eine Anreicherung der organischen Säuren (FOS) (Ameisensäure, Essigsäure, Propionsäure, Milchsäure und Buttersäure) führt zu einer Hemmung des Prozesses. Der Kurvenverlauf beider Abbildungen bestätigt die Ergebnisse in Abbildung 16.
In einem stabilen System wird ein Abfall des pH-Wertes bei einem Anstieg der Konzentration an organischen Säuren verhindert, solange eine ausreichend hohe Säure-Pufferkapazität (Carbonatpuffer) vorhanden ist. In diesem Fall gewinnt der TAC, der die Pufferkapazität des Systems charakterisiert, an Bedeutung. In Abbildung 19 sind die TAC-Werte aufgetragen. Die Abbildung zeigt, dass der anaerobe Prozess während der Kartoffelkampagne durch das Kartoffelfruchtwasser besser gepuffert war.

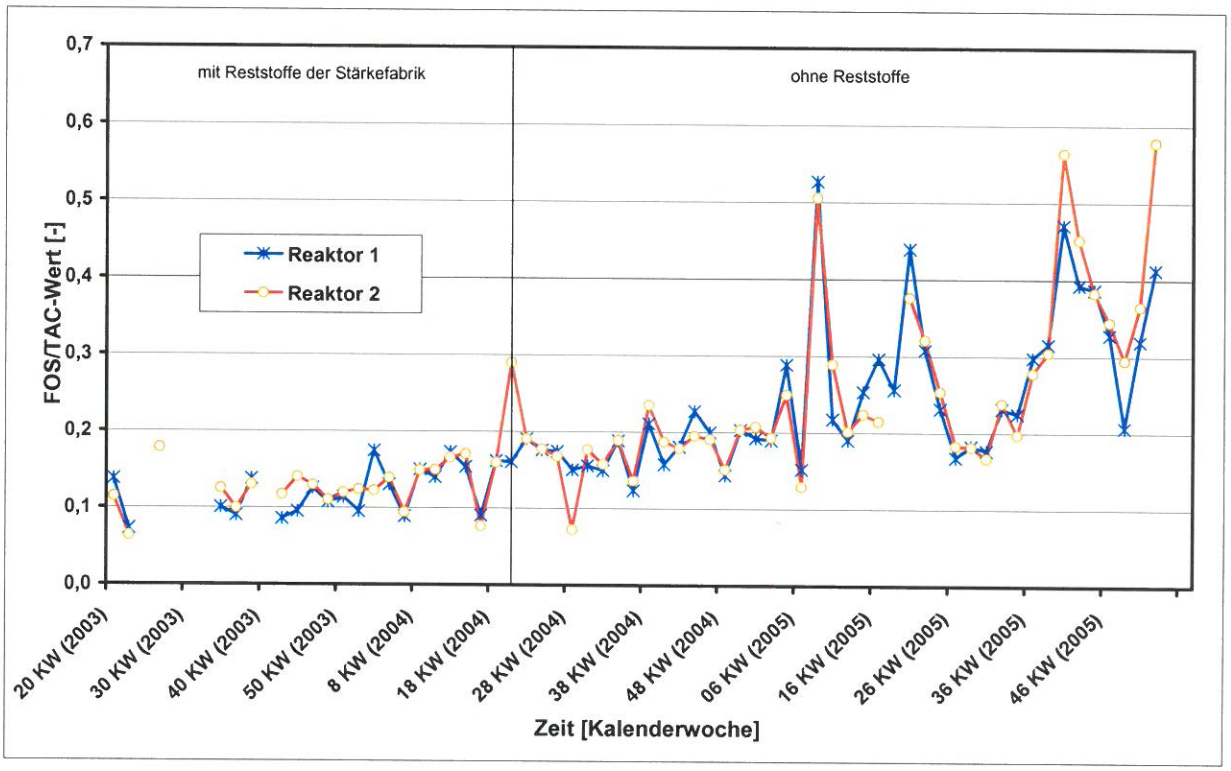

Abbildung 17: FOS/TAC-Werte in den Reaktoren

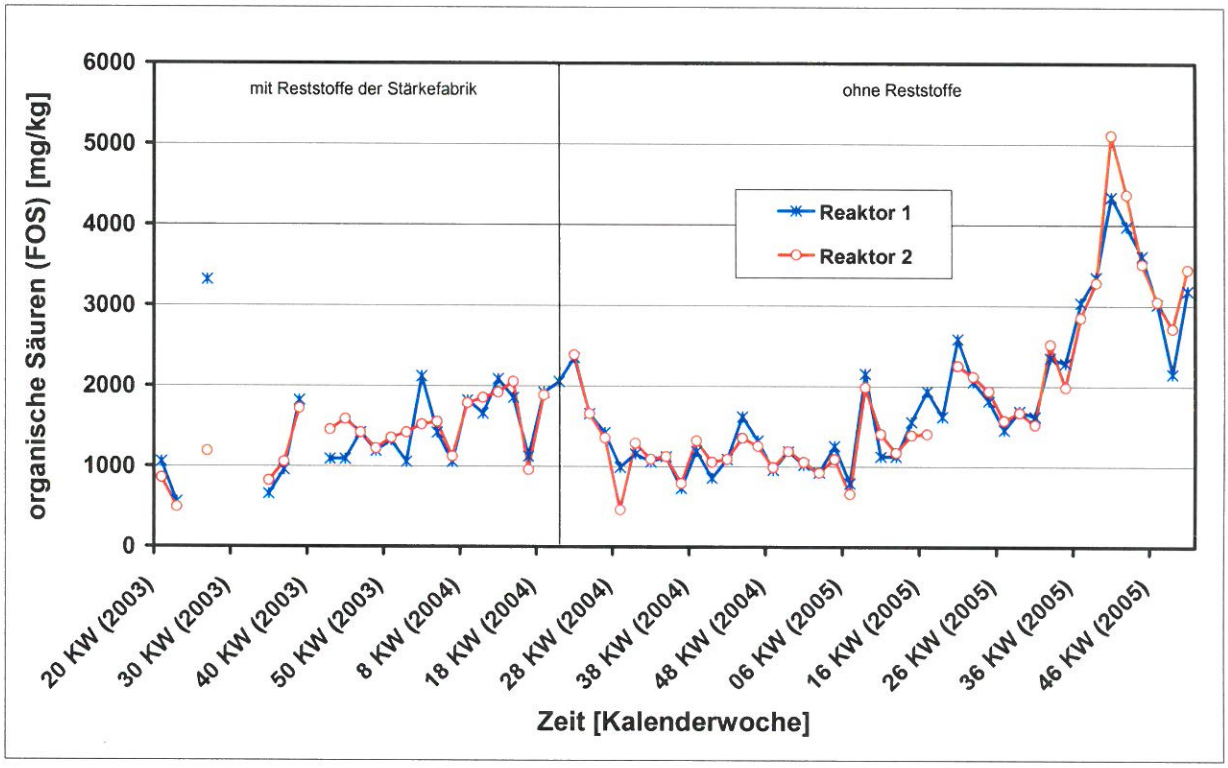

Abbildung 18: Organische Säuren-Konzentration (FOS) in den Reaktoren

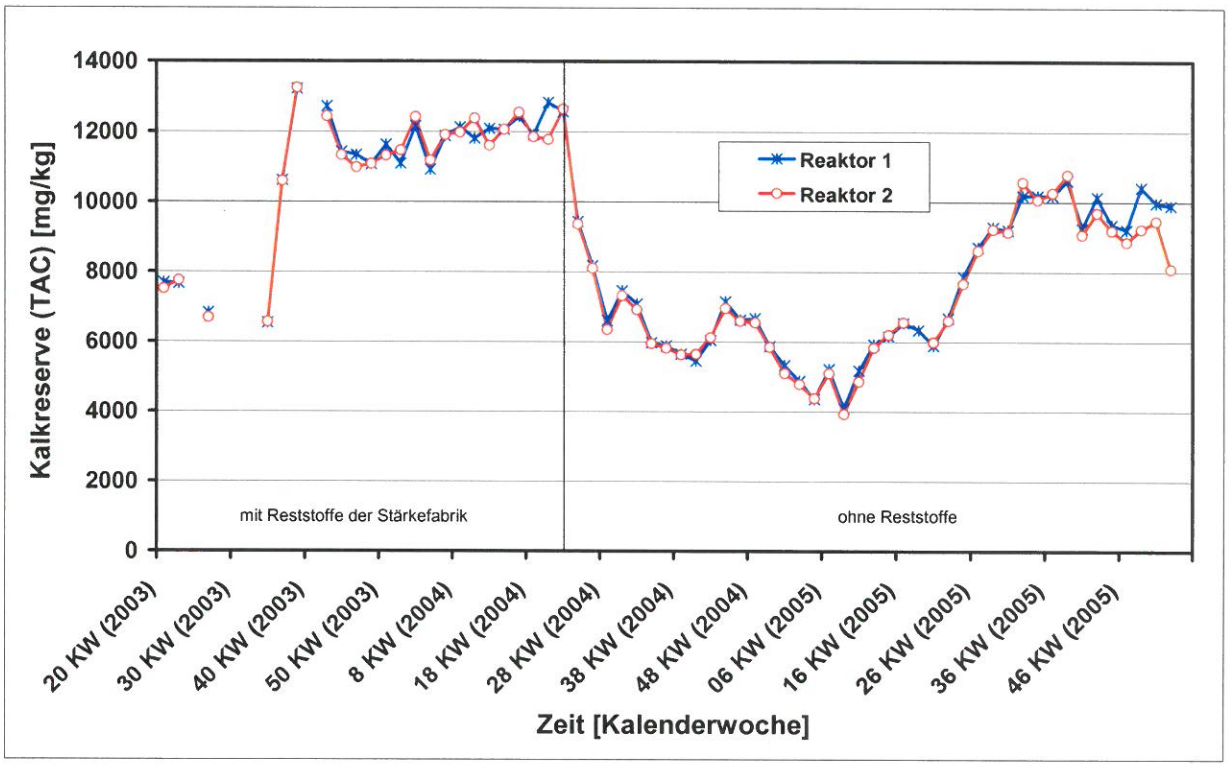

Abbildung 19: Kalkreserve (TAC) in den Reaktoren

6 Massenbilanzen

Das Mischsubstrat für die Biogasproduktion durchläuft eine Vielzahl verschiedener Verfahrensabschnitte (vom Annahmebehälter bis zur Eindampfung des Gärrestes), die jede für sich unterschiedliche Auswirkungen auf die Massenstromverhältnisse haben. Gemäß den Basis Planungsdaten, wonach die energetische Nutzung von insgesamt etwa 157.000 Tonnen (t) Mischsubstrat jährlich angedacht war, soll nach der mechanischen Entwässerung etwa 84 % des vergorenen Mischsubstrates (ca. 125.000 t/a) der Vakuumeindampfung zugeführt werden. Die resultierenden Produkte der Eindampfung sollen zu ca. 25 % aus Konzentrat mit hoher Nährstoffkonzentration und zu ca. 75 % aus einem nährstoffarmen Kondensat bestehen.

Zur Beurteilung der Anlage wurde eine quantitative Bilanzierung (Massenbilanz) der Input- und Outputströme durchgeführt. Die Massenbilanzierung (In- und Output) wird in einer graphischen Darstellung in Abbildung 20 und 21 verglichen. Abbildung 20 zeigt die Input und Outputströme für die Biogasanlage, wohingegen die Abbildung 21 die Input- und Outputströme für die gesamte Anlage darstellt.

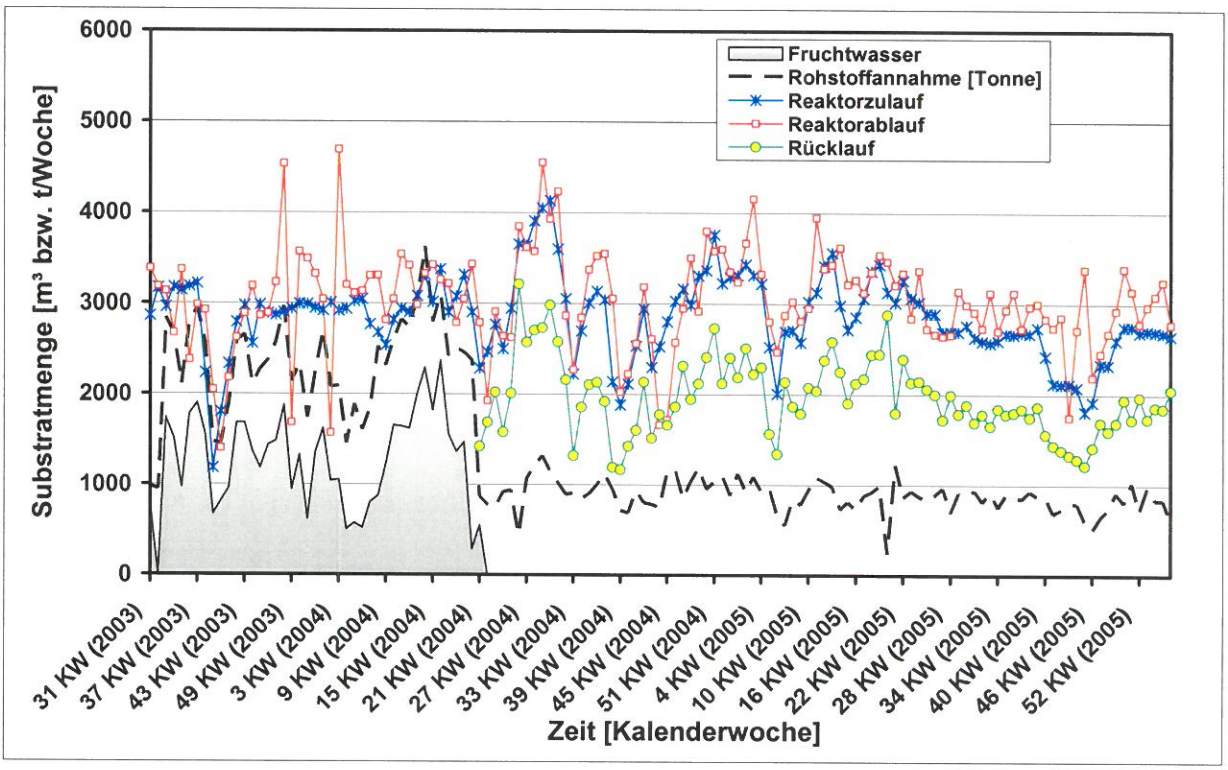

Abbildung 20: Schematische Darstellung der Massen-/Volumenbilanz der Biogasanlage

Wegen des anaeroben Abbaus im Reaktor sollte der Ablauf des Reaktors im Vergleich zum Zulauf einen niedrigeren Wert aufweisen. Dies konnte wegen des Temperaturunterschiedes in den Messstellen (Abbildung 20) nicht erkannt werden. In Abbildung 20 ist klar zu erkennen, dass während der Kartoffelkampagne die angelieferten Rohstoffmengen stark von den verarbeiteten Kartoffelfruchtwassermengen beeinflusst wurden. Beide Kurven laufen parallel zueinander. Nach Einstellung des Kartoffelfruchtwassers wurde der Reaktorzulauf stark vom Rücklauf des Gärproduktes beeinflusst. Der prozentuale Anteil des Gärproduktes beträgt ca. 70 % des Reaktorzulaufes. Dennoch führte die Schwankung im Rücklauf zu einer gleichartigen Schwankung im Reaktorzulauf Daraus resultierten negative Einflüsse auf die Gärprozessstabilität, die durch teilweise stark differierende Inputmengen der frischen Substrate noch verstärkt wurden (hohe organischen Säuren; Abbildung 16).

Nach Einstellung der Zugabe von Fruchtwasser aus der Stärkefabrik sollte die Anmaischung der angelieferten Substrate mit Kondensat aus der Eindampfung erfolgen. In der Zeit, in der die Eindampfung aus technischen Gründen nicht betrieben werden konnte, wurde das Kondensat durch separiertes Gärprodukt ersetzt, dessen Gehalt an suspendierten Feststoffen durch die Feinsiebung stark vermindert wurde.

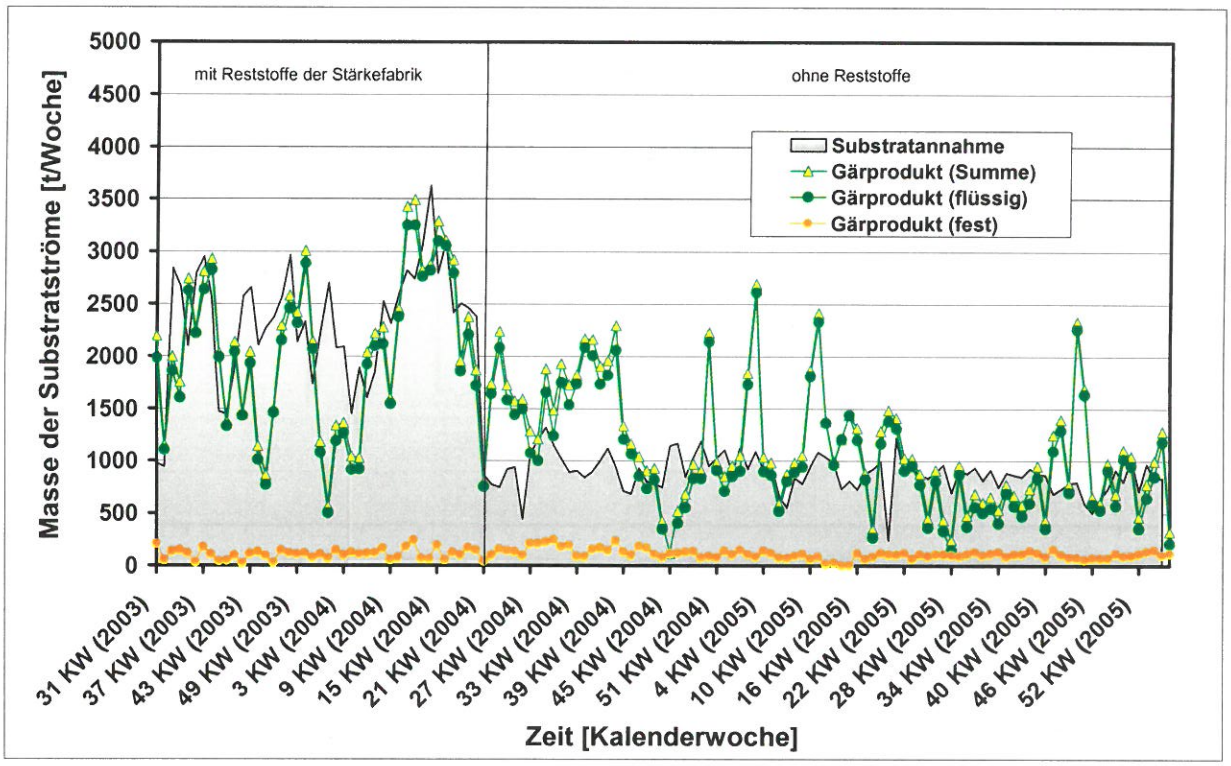

Abbildung 21: Massenströme der Inputstoffe und Gärprodukte

Die Menge an zurückgeführtem Gärprodukt in der Substratmischung wurde nicht durchgängig dokumentiert. Der Kurvenverlauf des Rücklaufes in Abbildung 20 stellt die rechnerischen Werte (Reaktorzulauf – frische Rohstoffe) dar. Hierdurch kommt es in Abbildung 20 zu einem niedrigeren Verlauf der Rohstoffkurve als in der Reaktorzulaufkurve.

Es ist zu erwarten, dass die Massenströme der eingesetzten Rohstoffe und die Summe der Gärprodukte in Abbildung 21 parallel zueinander verlaufen. Die Substratinputmengen waren nach Einstellung der Kartoffelfruchtwasserverarbeitung verhältnismäßig stabil und schwankten um 1000 t/Woche. Im Gegensatz dazu zeigte die Summenkurve der Gärprodukte große Schwankungen. Die Substratinputkurve verläuft im Zeitraum der 22. – 39. KW(2004) deutlich unter der Gärrückstandsummenkurve. Der Grund dafür ist in erster Linie die nicht dokumentierte Menge an frischem Wasser (alternativ Kondensat), das für das Anmaischen verwendet wurde.

Darüber hinaus hat die starke Schwankung im Füllstand des Gärproduktlagers (100 % - 30 %) ebenfalls die Menge der erfassten Gärprodukte beeinflusst (Abbildung 22). Weiterhin konnte die anfallende Menge an Entschwefelungsabwasser im Gärproduktlager bei der Bilanzierung aus technischen Gründen nicht mit einbezogen werden.

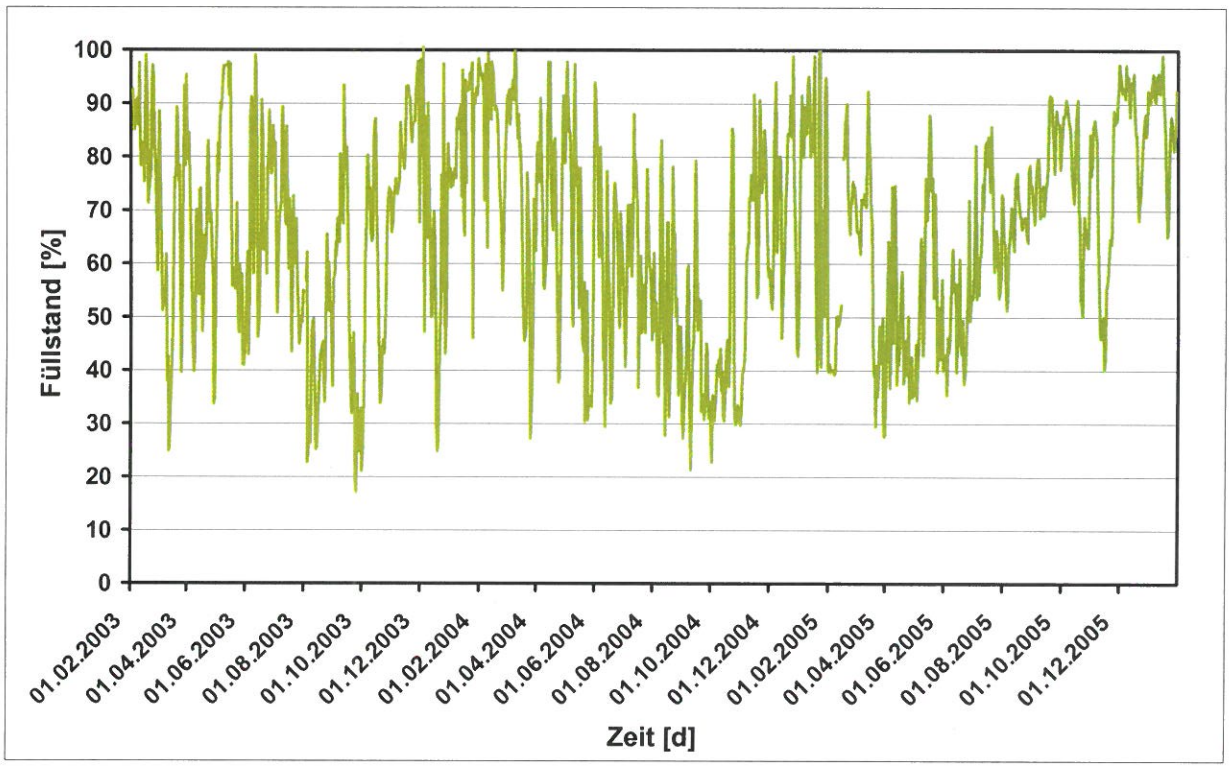

Abbildung 22: Füllstand im Gärsubstratlager

Die verarbeitete Menge an Rohstoffen (Input) innerhalb des Berichtszeitraums beträgt 175.870 Tonnen, wobei die Gärrückstandmenge (Output) 189.843 Tonnen beträgt. Die Differenz lässt sich vor allem durch die zugeführte Menge an Anmaischwasser erklären, die aus technischen Gründen nicht dokumentiert werden konnte. Der Mengenanteil des festen Gärrückstands am gesamten Output ist, trotz der hohen Nährstoffkonzentration, sehr gering und stellt nur 7,7 % des Reaktorablaufes dar (16 % geplant).

7 Energetische Bewertung

Für die energetische Bewertung der Anlage stellt die Verbrennung von Biogas im BHKW zur Produktion von elektrischer und thermischer Energie das zentrale Beurteilungskriterium dar. Ein entscheidender Faktor für die Höhe der Biogasproduktion bzw. Methanproduktion ist die Substratzufuhr und -zusammensetzung. Abbildung 23 zeigt das Verhältnis zwischen dem Methanertrag und der Substratzufuhr.

Während des Berichtzeitraums blieb die Masse und Zusammensetzung der zugeführten Substrate nicht konstant und schwankte im Durchschnitt um 415 Tonnen pro Tag. Die starke Reduzierung der Substratzufuhr in der zweiten Hälfte des Septembers 2003 war notwendig, um die produzierte Gasmenge aufgrund der Reparatur am BHKW 2 zu verringern. Die Erhöhung des Methanertrags ab Februar 2004 ist auf den höheren Anteil der Maissilage in der Substratmischung zurückzuführen. Die deutliche Abnahme im Methanertrag in der zweiten Maihälfte 2004 ist auf die Reduzierung in der Substratzufuhr zurückzuführen, die aufgrund des stark angestiegenen Gehalts an organischen Säuren durchgeführt wurde.

Die starke Reduzierung der Substratzufuhr Anfang August 2004, Mitte September 2004 und in der zweiten Hälfte des Oktobers 2004, die negative Einflüsse auf den Methanertrag hatten, waren notwendig, um die technischen Probleme der Biogasanlage zu beheben. Der hohe Methanertrag zwischen der 44. KW 2004 und 3. KW 2005 ist die Folge des Einsatzes von Maiskörnern.

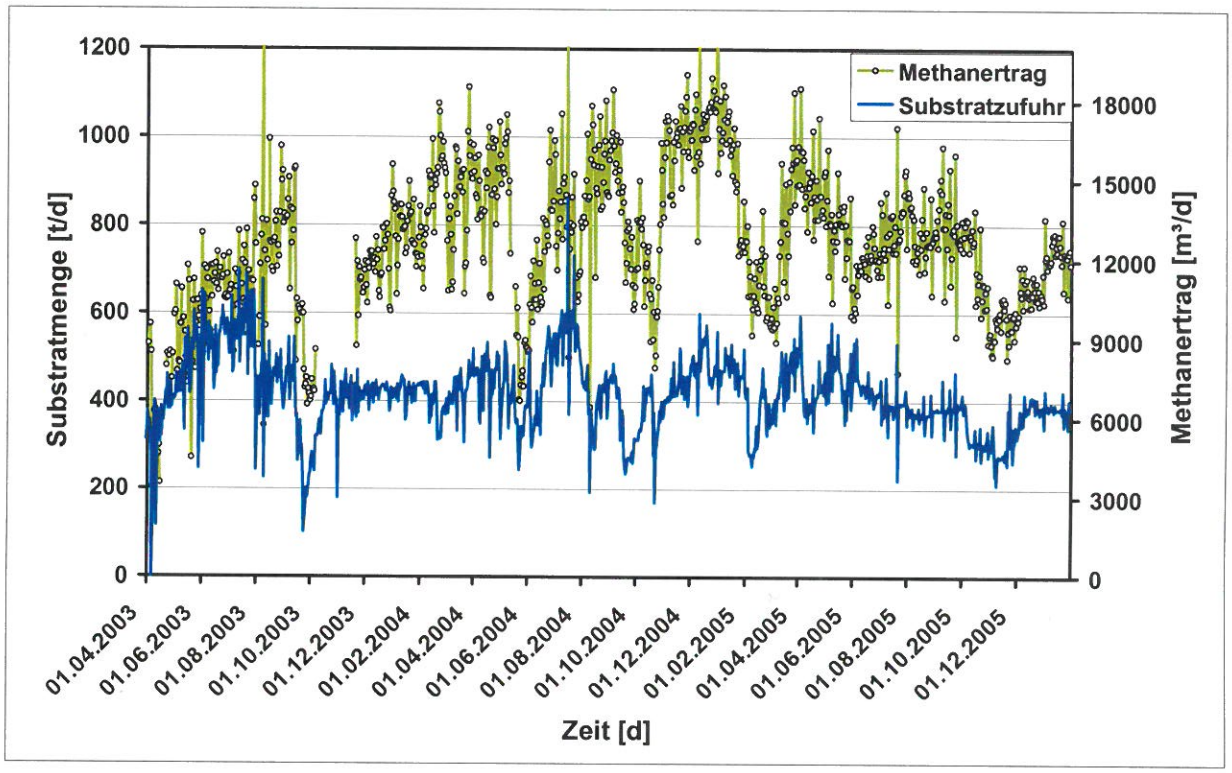

Abbildung 23: Methanertrag und Substratzufuhr

Der hohe Methanertrag in der ersten Aprilhälfte 2005, trotz der Abnahme der Substratzufuhr, ist auf den höheren Anteil an Roggen in der Substratmischung zurückzuführen. Die Reduzierung der Substratzufuhr Anfang Oktober 2005, die negativen Einfluss auf den Methanertrag hatte, war notwendig, um angereicherte organische Säuren abzubauen. Der mittlere Methangehalt des Biogases lag bei dem zu erwartenden Anteil von 54 Vol.- %.

Ein weiterer wichtiger Parameter bei der energetischen Bewertung ist der Anteil an Schwefelwasserstoff (H_2S) im Biogas. Laut BHKW-Hersteller kann eine H_2S-Konzentration von > 700 ppmv zu Korrosionsproblemen führen. In Abbildung 24 ist der Schwefelwasserstoffanteil im Rohgas und im biologisch entschwefelten Gas dargestellt.
Die Abbildung zeigt, dass die Entschwefelung überwiegend sehr effektiv arbeitete und die H_2S-Konzentrationen des entschwefelten Gases (Reingas) unter den vom Hersteller vorgeschriebenen Grenzwerten lag.

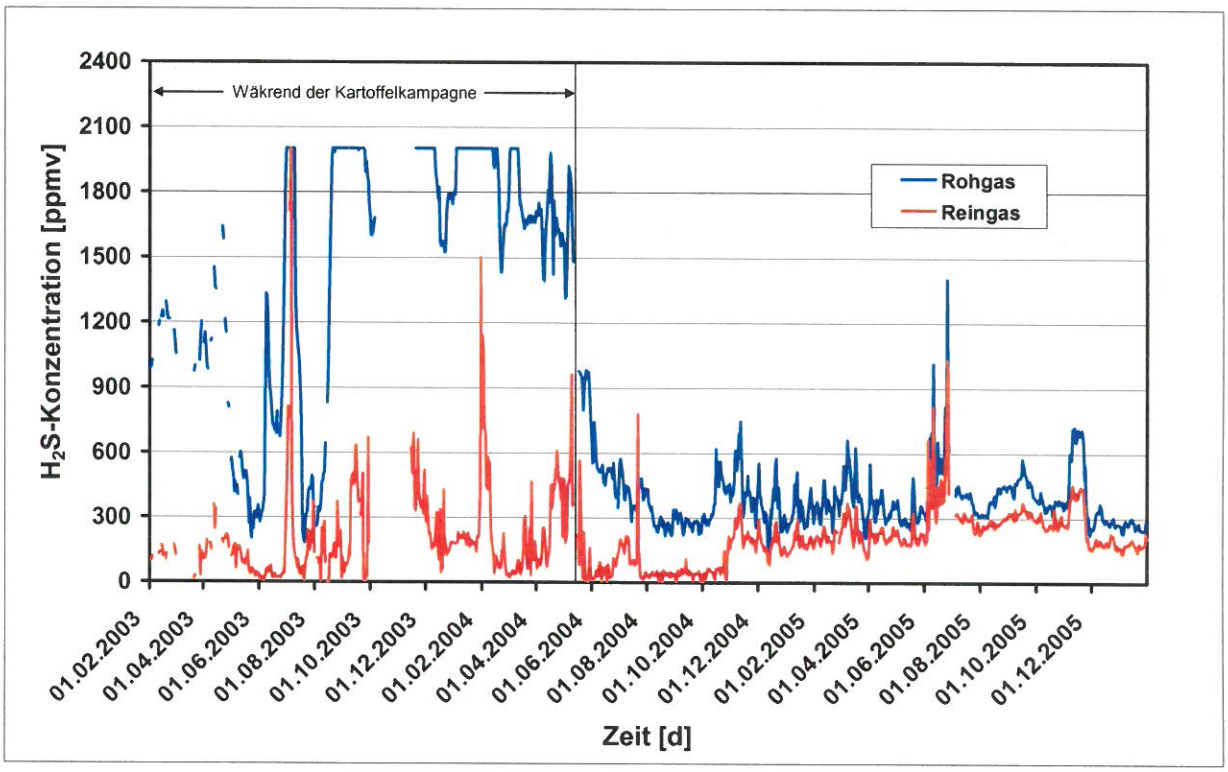

Abbildung 24: Schwefelwasserstoffkonzentration

Die hohe H_2S-Konzentration im Rohgas Anfang Juli 2003 ist vermutlich auf die in der Eindampfung verwendete Schwefelsäure (2 Tonnen in zwei Tagen) zurückzuführen. Der Eindampfungsablauf (Konzentrat) wurde in dieser Zeit in den Mischbehälter gepumpt. Die hohe H_2S-Konzentration im Reingas ist wahrscheinlich auf eine Verstopfung der Entschwefelung zurückzuführen.

Die hohe H_2S-Konzentration im Rohgas, in der Zeit von Ende August 2003 bis Anfang Mai 2004, ist auf die in der Substratmischung verwendete große Menge an Kartoffelfruchtwasser zurückzuführen, die einen hohen Gehalt an Schwefelverbindungen enthält. An Stellen, wo die Messwerte den maximalen Wert des Messgerätes von 2000 ppmv überschreiten, wird stattdessen der Maximalwert angenommen. Ursache für den starken Anstieg des H_2S-Gehaltes im Reingas Anfang Februar 2004 war eine Verstopfung in der Entschwefelungsanlage. Die H_2S-Konzentration des entschwefelten Gases (Reingas) lag bei einem Wert von 250 ppmv.

Nach der Verbrennung des produzierten Biogases im BHKW wird die gewonnene elektrische Energie in das öffentliche Stromnetz eingespeist. Die erzeugte elektrische Energie und der Eigenverbrauch der Anlage sind in Abbildung 25 aufgetragen. Die Abbildung zeigt, dass der zurückgekaufte Strom bis zu 10 % der Eigenproduktion betragen kann (in der Winterperiode bis zu 13 %). Hauptverbraucher sind die Rührwerke und der zuletzt neu installierte Zerkleinerer, der eine installierte Leistung von 110 kW hat.
Die unterschiedliche Energieproduktion ist auf wechselnde Zusammensetzung und Menge der Substratzufuhr zurückzuführen. Abbildung 26 zeigt den Zusammenhang zwischen Substratzufuhr und Stromproduktion. Eine Berechnung der spezifischen Methanausbeute war infolge der häufig wechselnden Zusammensetzung des Substrates nicht möglich.

Aufgrund fehlender Wärmemengenzähler kann eine Bilanzierung der thermischen Energieverwertung nicht vorgenommen werden. Der Hauptteil der thermischen Energie aus dem Abgas und Kühlwasser der BHKW's wird als Eigenbedarf in der Eindampfung verbraucht.

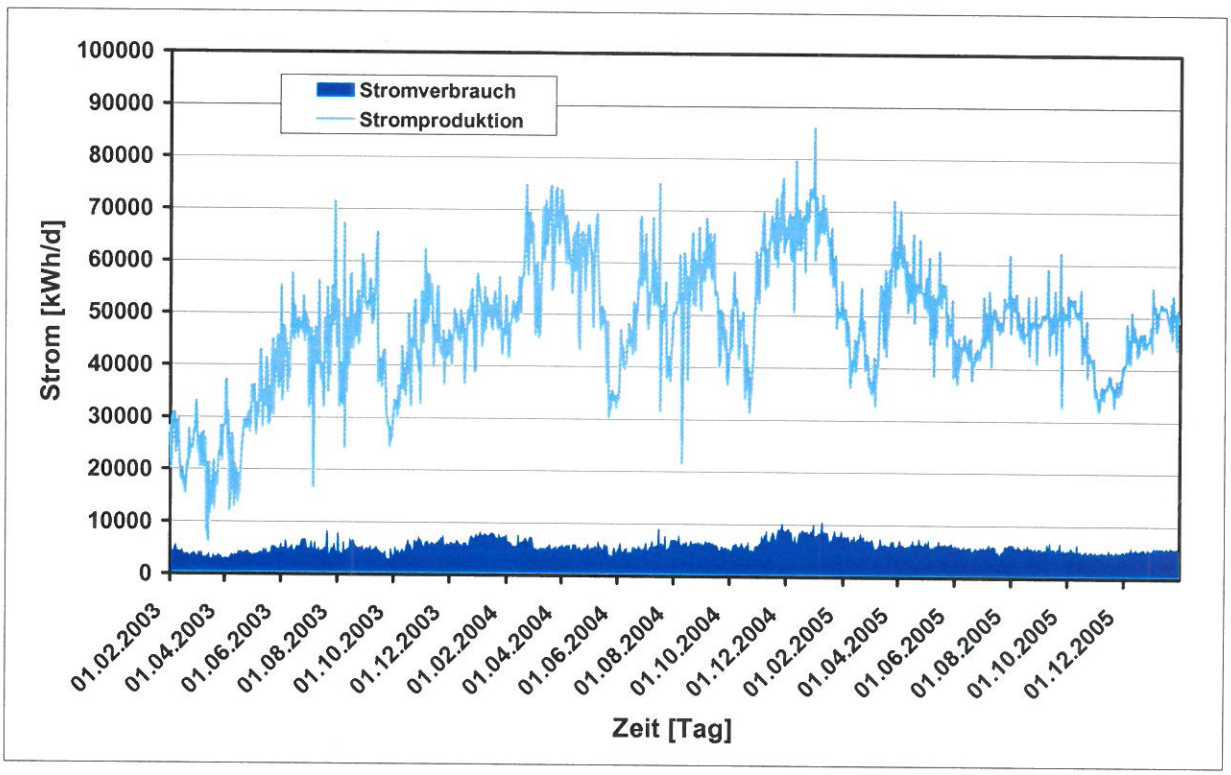

Abbildung 25: Erzeugte und verbrauchte elektrische Energie

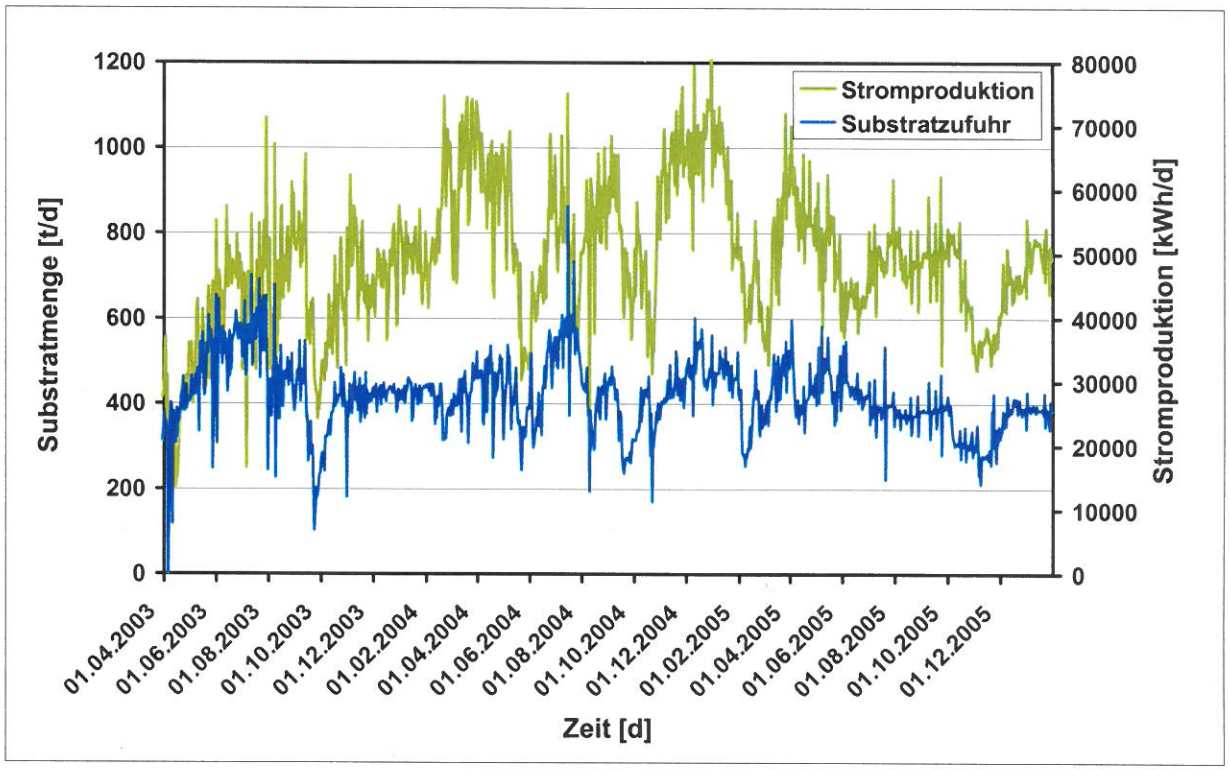

Abbildung 26: Substratzufuhr und Stromproduktion

8 Eindampfung

In der Biogasanlage Lüchow hat das Gärprodukt einen Trockenmassegehalt von 5 %, was einem Wassergehalt von ca. 95 % entspricht. Um die entstehende Menge an Gärprodukt (Düngesubstrat) zu reduzieren (Reduzierung des Lager- und Transportaufwands), muss der Wasseranteil vermindert werden. In der Anlage Lüchow wird das aus dem Ausgasbehälter kommende vergorene Substrat in der 3-stufigen Verdampfung auf ca. 90°C erwärmt. Vor der Eindampfung wird das Gärprodukt durch den Einsatz von Schneckenpressenseparatoren mechanisch entwässert, um die Feststoffe zu entfernen, die Verstopfungen verursachen würden.

Die flüssige Phase der Entwässerung wird zunächst vorgewärmt und entgast und dann der ersten Verdampferstufe zugeführt. Dort wird das Substrat umgewälzt und in einem Plattenwärmetauscher auf Siedtemperatur erhitzt. Das Gärprodukt wird durch die dreistufige Eindampfung von Stufe zu Stufe weiter aufkonzentriert (Abbildung 4).

Der Wärmebedarf der Eindampfung beträgt ca. 3,2 MW. Hierfür wird etwa 80 % der von den BHKW's produzierten Wärmeenergie (überschüssige Wärmeenergie) benötigt.

Während des Berichtszeitraums lief die Eindampfung aufgrund aufgetretener Probleme und vielfältiger Störungen nur kurze Zeit. Aus diesem Grund konnten nur wenige Betriebsdaten aufgenommen und nur wenige Proben analysiert werden. Zeiträume in denen nicht eingedampft wurde, waren in erster Linie bedingt durch unzureichende Wärmebereitstellung durch die BHKW's, bzw. durch Außerbetriebnahme der Entwässerung.
Um die Störungen und Probleme, die durch Verstopfungen und Ablagerungen auftraten zu vermeiden, wurde Anfang September 2003 zusätzlich ein Feinfasersieb (Maschenweite 0,2 mm) nach der Feststoffseparierung (Entwässerung) und vor der Eindampfung eingebaut (Abbildung 5). Gleichzeitig waren die Abgaswärmetauscher von BHKW 1 bzw. 2, welche die Wärme (ca. 3,2 MW) für die Eindampfung bereitstellen, häufig verstopft. Zudem waren Anfang März 2004 die Abgaswärmetauscher infolge von Korrosion defekt, weshalb die Eindampfung abgeschaltet werden musste.

Nach Einbau des Feinfasersiebes konnten Verstopfungen und Ablagerungen bei der Eindampfung vermieden werden. Nach Austausch der defekten Abgaswärmetauscher im November 2004 konnte die Eindampfung wieder in Betrieb genommen werden. Im März 2005 musste die Eindampfung abgeschaltet werden, da nicht genügend Wärme für die Eindampfung zur Verfügung stand. Abbildung 27 zeigt den Trockenrückstand des Gärproduktes vor (Zulauf-Verdampfer) und nach (Konzentrat) der Eindampfung.
Die Abbildung zeigt, dass während der sehr kurzen Betriebsdauer der Eindampfung die Verfahrensziele erreicht werden konnten. Das Konzentrat weist gegenüber dem Zulauf zur Eindampfung eine etwa 4-fach höhere Feststoffkonzentration auf, wohingegen das Kondensat durch sehr niedrige Restgehalte an organischen Verbindungen und Mineralsalzen gekennzeichnet ist. Die Schwankungen in den Konzentratwerten sind auf die Schwankung der zur Verfügung stehenden Wärmemenge und auf die wechselnde Volumenstrommenge des Substratzulaufes zurückzuführen.
Bei stabilem Betrieb der Eindampfung kann eine Reduzierung des Lager- und Transportaufwandes von bis zu 78 % erreicht werden (Tabelle 7).

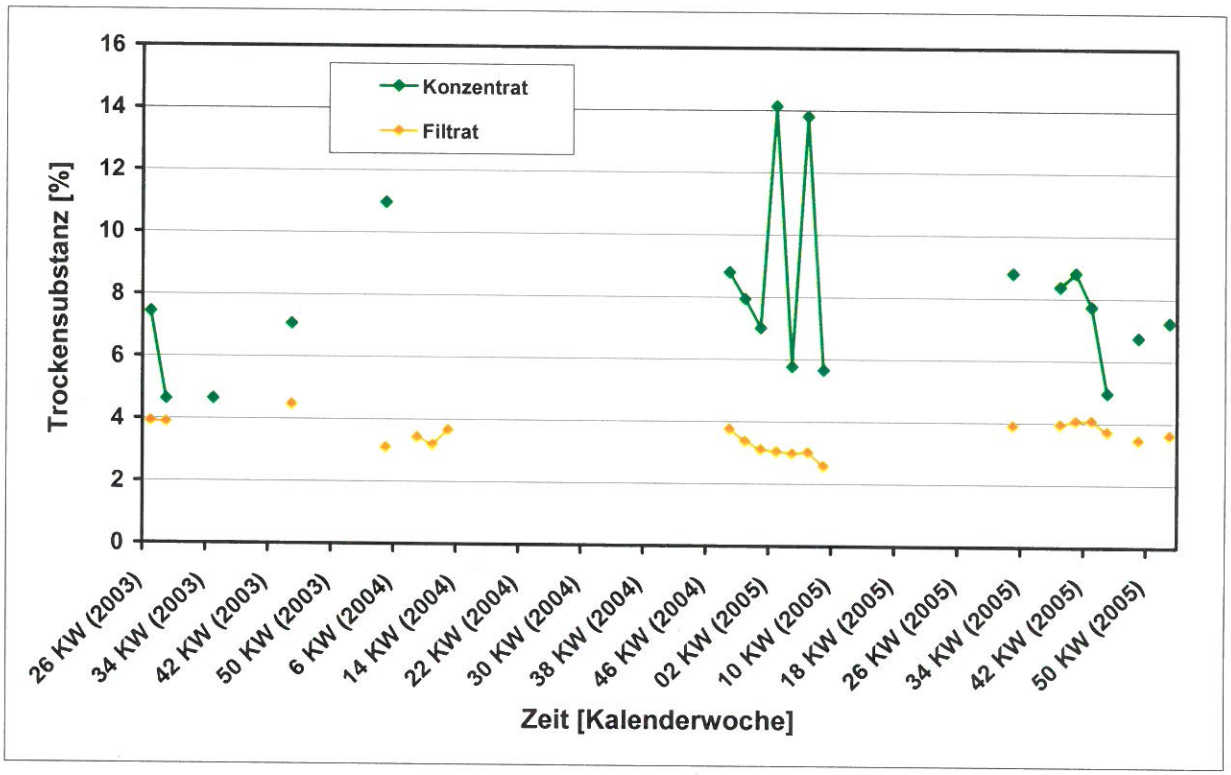

Abbildung 27 : Trockensubstanz des Zu- und Ablaufes der Eindampfung

Tabelle 7: Maximal erzielbare Nährstoffkonzentrationen der Eindampfung

Substrate	TS	oTS	CSB	NH_4-N	Gesamt-N	PO_4-P	K
	[% FM]	[% FM]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]
Zulauf-Verdampfer	3,1	2,2	40,1	1,06	2,9	0,39	1,96
Konzentrat	14,1	10,3	144,6	4,15	10,8	1,37	6,70
Kondensat	0,02	0,02	0,00	0,003	0,02	0,005	0,005

Durch die Reduzierung des Wasseranteils steigt die Nährstoffkonzentration im Konzentrat, wodurch die Anwendungseigenschaften des Gärprodukts als organischer Dünger wesentlich verbessert werden. Außerdem zeigt die Ausbringung einer geringeren Menge von Biodüngern weitere wirtschaftliche und ökologische Vorteile. In Abbildung 28 sind die Konzentrationserhöhungen der wesentlichen Nährstoffe nach der Eindampfung dargestellt. Das Kondensat ist durch sehr niedrige Restgehalte an organischen Verbindungen und Mineralsalzen gekennzeichnet.

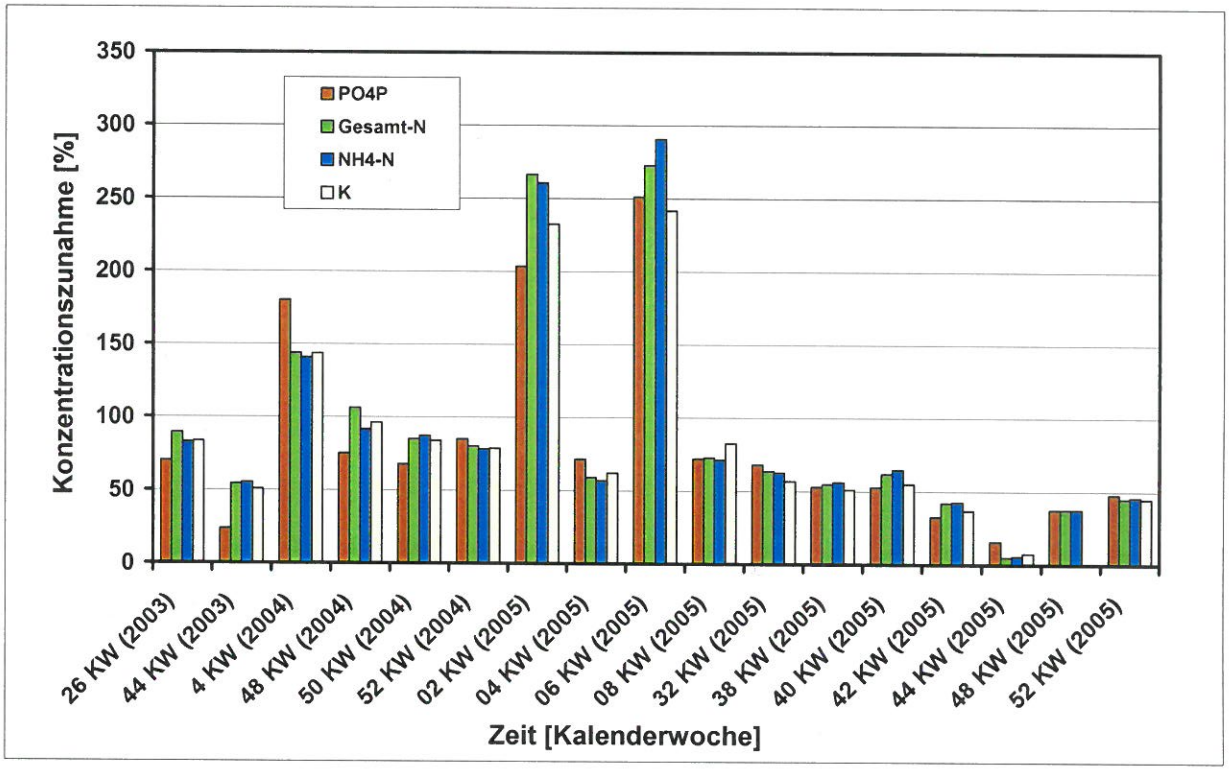

Abbildung 28: Zunahme der Nährstoffkonzentration im Gärprodukt durch Eindampfung

9 Begleitende Laborversuche

Im Rahmen der Projektbegleitung wurde am Institut für Technologie und Biosystemtechnik zur Bewertung der Substrate eine Reihe von Laboruntersuchungen durchgeführt. Es wurden diskontinuierliche Gärversuche sowie quasi-kontinuierliche Gärversuche durchgeführt.
Für die diskontinuierlichen Gärversuche wurden die gleichen Substrate bzw. Substratmischungen eingesetzt, die in der Anlage in Lüchow benutzt werden. Da in der Biogasanlage neben anderen Kosubstraten aus der landwirtschaftlichen Produktion vor allem neue Sorten von Gras und Grassilage eingesetzt wurden, dienten die diskontinuierliche Gärversuche vor allem zur Beurteilung der Eingangssubstrate.
Für die quasi-kontinuierlichen Gärversuche wurde die gleiche Mischung wie in der Biogasanlage in Lüchow eingesetzt. Es wurden fernerhin quasi-kontinuierliche Gärversuche durchgeführt, um den Einfluss der unterschiedlichen Prozesstemperatur auf den Gärprozess zu überprüfen.

Außerdem wurde eine gehäckselte Maissorte mit verschiedenen Häcksellängen im Bezug auf Schüttdichte, Partikelgröße und Methanausbeute (diskontinuierliche Gärversuche) untersucht. Die Laborversuche dienen zur Reduzierung der Risiken, die beim Betrieb der Anlage-Lüchow vermieden werden sollen.

9.1 Versuchsdurchführung

9.1.1 Diskontinuierliche Gärversuche

Die diskontinuierlichen Gärversuche geben Auskünfte über die Abbaubarkeit der Substrate, den zeitlichen Verlauf des Abbaus und die erzielbare Menge an Biogas bzw. Methangas. Für die diskontinuierlichen Versuche kamen Gärgefäße mit einem Volumen von 30 Liter aus Glas zur Anwendung. Die Reaktoren wurden mit einer Mischung aus Substrat und Impfschlamm gefüllt und mit Hilfe eines Glasdeckels gasdicht verschlossen. Die Reaktoren wurden täglich durchgemischt und die Biogasmenge und –zusammensetzung gemessen.

Das Verhältnis zwischen Impfschlamm und Substrat wird auf Basis des organischen Trockensubstanz berechnet (Tabelle 8). Die Mischung setzt sich aus 54 % Fruchtwasser, 19 % Maissilage, 19 % Pülpe und 8 % Gülle zusammen, was der Substratmischung der Anlage während der Kartoffelkampagne entspricht.

Tabelle 8: Einwaage für Gäransätze

Reaktor	Substrat	Impfschlamm [g]	Substrate [g]
G1	Mischung	18.760	1.240
G2	Maissilage	19.569	430
G3	Fruchtwasser	15.753	4.255
G4	Pülpe	19.085	916
G5	Gülle	17.630	2.372
G6	Grassilage	19.600	400
G7	Gras	19.500	500
G8	Impfschlamm	20.000	-

Der Impfschlammansatz diente zur Ermittlung der Eigengasproduktion durch den Impfschlamm selbst. Diese Gasmenge wird von der Gasproduktion der übrigen Ansätze abgezogen, um die substratspezifische Gasproduktion zu erhalten. Zum Animpfen wurde ausgefaulter Klärschlamm aus der Kläranlage Gifhorn verwendet. Tabelle 9 gibt eine Übersicht über die wesentlichen Stoffdaten der einzelne Substrate und der Mischung.

Tabelle 9: Stoffdaten der untersuchten Substrate

Substrat	CSB	TS	oTS
	[g/kg]	[% FM]	[% FM]
Mischung	128,4	11,5	10,1
Maissilage	453,5	36,1	32,3
Fruchtwasser	42,3	3,7	2,63
Kartoffelpülpe	199,5	15,9	14,8
Gülle	95,1	6,5	5,3
Grassilage	681,02	63,65	58,27
Gras	385,96	30,32	28,62

9.1.2 Quasi-kontinuierliche Versuche

Die quasi-kontinuierlichen Versuche wurden in Rührkesselreaktor mit einem Volumen von 20 l durchgeführt. Den Reaktoren wurde täglich eine bestimmte Substratmenge zugeführt und die gleiche Menge entnommen. Um den Eintritt von Sauerstoff in den Reaktor zu verhindern, erfolgten die Entnahme der Biomasse und das Zuführen von Substrat durch ein Tauchrohr, das sich unterhalb der Flüssigphasenoberfläche befand. Die Durchmischung des Reaktorinhaltes erfolgte über ein mit einer Zeitschaltuhr gesteuertes Rührwerk.
Diese Versuche dienen zur Ermittlung des anaeroben Abbauverhaltens der Substratmischung bei verschiedenen Raumbelastungen und Prozesstemperaturen. Für die Versuche wurde die gleiche Mischung wie in der Biogasanlage in Lüchow verwendet. Für die ersten und zweiten Versuchreihen wurden die Mischungen mit dem in Lüchow geplanten Mischverhältnis (54 % Fruchtwasser, 19 % Maissilage, 19 % Pülpe und 8 % Gülle) verwendet. Für die nachfolgenden Versuche wurden alle zwei Woche frische Mischung aus Lüchow eingesetzt.

Es wurden fernerhin drei Versuche mit unterschiedlichen Prozesstemperaturen durchgeführt; thermophil, mesophil und mesophil-thermophil (im mesophilen Temperaturbereich gestartet und bei konstanter Raumbelastung die Temperatur bis zum thermophilen Bereich erhöht).
Bei den thermophilen quasi-kontinuierlichen Versuchen wurden die Reaktoren zu Beginn mit thermophilem Impfschlamm gefüllt. Bei den mesophilen und mesophil-thermophilen quasi-kontinuierlichen Versuchen wurden die Reaktoren mit Reaktorablauf der Anlage Lüchow gefüllt. Anschließend wurde den Reaktoren unter stufenweiser Steigerung der Raumbelastung Substrat zugeführt.

Abweichend von den Bedingungen in Lüchow, wo die Substratzufuhr in die Reaktoren kontinuierlich (jede Stunde) erfolgt, wurde den Versuchreaktoren nur einmal täglich eine bestimmte Substratmenge zugeführt und dann die Menge entnommen, die notwendig war, um eine einheitliche Füllung der Reaktoren sicherzustellen.
Die gebildete Gasmenge und ihre Zusammensetzung wurden täglich in speziellen Gasbeuteln aufgefangen und gemessen.

9.1.3 Maisversuche mit unterschiedlichen Häcksellängen

Der frisch gehäckselte Mais wurde zuerst in 9 Silierbehälter (je 200 Liter) gefüllt. Die 9 Proben unterscheiden sich hinsichtlich ihrer Häcksellänge. Mit einem 380 kg schweren Gewicht wurde der Mais im Fass verdichtet, um eine für das Silieren ausreichende Dichte zu erreichen. Das dabei entstehende freie Volumen wurde solange mit Mais gefüllt und gepresst, bis die Fässer voll waren.

Anschließend wurden die Behälter verschlossen und siliert. Nach Ablauf der geplanten Lagerungsdauer (45 Tage) wurden die Behälter gewogen und geöffnet. Für die Bestimmung von Partikelgröße, Schwimmschicht und Methanausbeute wurden von jedem Behälter Proben aus einer Tiefe von ca. 25 cm entnommen.

Die unterschiedlichen Maisproben werden in 3 Gruppen eingeordnet. In jeder Gruppe werden 3 unterschiedliche Schnittlängen untersucht. Die Gruppen unterscheiden sich in ihrer Differenzdrehzahl (Corn Cracker) bei der Häckselung. In diesem Bericht wird nur die Gruppe mit der höchsten Differenzdrehzahl (CC) diskutiert. Die 3 unterschiedlichen Schnittlängen werden hier als Fein-, Mittel- und Langschnitt bezeichnet.

9.1.3.1 Partikelgröße

Mit Hilfe der Siebanalyse können die Partikelgrößen der Maissilage bzw. deren Größenverteilung quantitativ erfasst werden. Da die Maissilageproben unregelmäßig geformte Teilchen haben, nutzt man die hier eingesetzte Messmethode (Siebanalyse) in erste Linie dafür, den Unterschied zwischen den Partikelgrößen der Maisproben festzustellen.

Bei der Siebanalyse wurde ein Siebsatz bestehend aus 5 Sieben (Maschenweite 2, 4, 6,3, 8 und 10 nach DIN 4187) und ein Auffangboden verwendet. Die Maissilageprobe (100 g) wurde auf das oberste Sieb gegeben und die Vibrationssiebmaschine für die Dauer von 3 Minuten bei konstanter Frequenz betrieben.

9.1.3.2 Dichte

Die Dichte des gehäckselten Maises hat ein einen wesentlichen Einfluss auf die erforderliche Silofläche und Transportmenge. Je größer die Dichte ist, umso kleiner wird die Silofläche und umso größer wird die Masse pro Transport. Die Dichte wurde aus dem Verhältnis von Maismasse zu Behältervolumen (kg/m³) bestimmt.

9.1.3.3 Schwimmschicht

Die Bildung einer Schwimmschicht im Reaktor hat negativen Einfluss auf den Vergärungsprozess (z.B. erschwerter Gasaustritt, Inhomogenität). Um die Auswirkung der Maispartikelgröße auf die Schwimmschichtbildung zu untersuchen, wurde das Aufschwimmen der Maissilage in Flüssigkeiten nach unterschiedlichen Zeitabständen untersucht. Als Flüssigkeit wurde Impfschlamm benutzt, um die Versuche möglichst praxisnah durchzuführen. Es wurde separierter Impfschlamm benutzt, damit Unterschiede optisch erkennbar wären.
Die Maisproben (je 100 g) wurden in 500 ml Glasbechern zusammen mit 400 ml Impfschlamm eingefüllt und danach gerührt. Die Schwimmschichten wurden eine Minute nach dem Rühren, 24 Stunden ohne Rühren und 24 Stunden nach dem Rühren optisch kontrolliert.

9.2 Ergebnisse

9.2.1 Diskontinuierliche Gärversuche

Die beiden Gärversuche der Substratmischung werden in Abbildung 29 als Methansummenkurve dargestellt. Hierbei ist die vom Impfschlamm gebildete Methanmenge bereits abgezogen. Im ersten Bereich (Einlaufphase) deutet der Kurvenverlauf darauf hin, dass die Bakterien eine gewisse Zeit benötigen, um sich an das Milieu anzupassen.

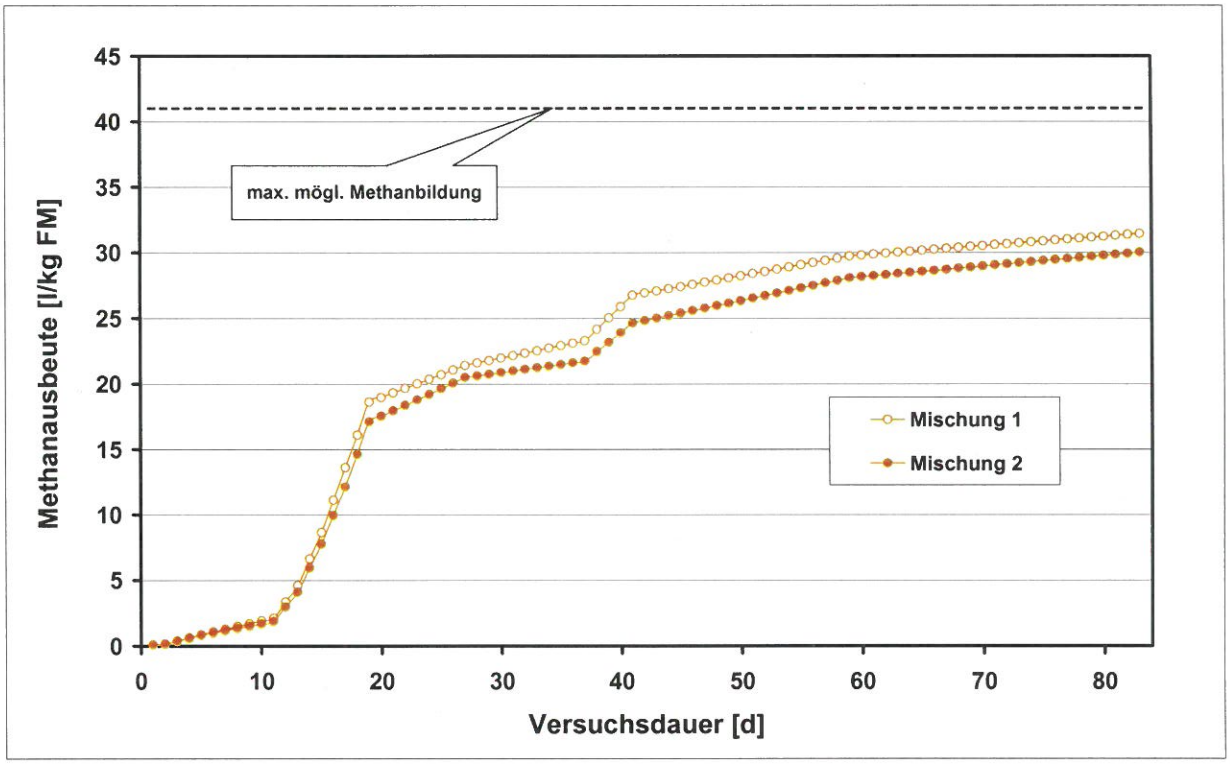

Abbildung 29: Methansummenkurve der Gärversuche - Mischung

Ab dem 11. Versuchstag sind die Bakterien an das Milieu angepasst und setzen zuerst die leicht abbaubaren Substanzen und dann die schwer abbaubaren Substanzen zu Methan um. Nach einer stöchiometrischen Berechnung ergibt sich, dass ein Volumen von ca. 0,32 l Methan dem Abbau von einem Gramm CSB entspricht. Die theoretisch maximal mögliche Methanmenge, die bei vollständigem Abbau der Mischung gebildet würde, liegt bei 41 l je kg Mischsubstrat. Die tatsächlich gebildete Methanmenge liegt bei etwa 32 l je kg Mischung; es wird ein Abbaugrad von ca. 76 % erreicht. Der nicht horizontale Kurvenverlauf zu Versuchende in Abbildung 29 zeigt, dass die maximal mögliche Methanmenge im Untersuchungszeitraum (82 d) nicht erreicht wurde.

Die ermittelte Methanproduktion der einzelnen Substrate und der aus dem CSB-Wert errechnete Abbaugrad ist in Tabelle 10 dargestellt.

Tabelle 10: Spezifische Methanproduktion

Substrat	spez. Methanproduktion [l/kg FM)]	CSB-Abbaugrad [%]
Maissilage	90,1	62,1
Fruchtwasser	9,9	73,3
Pülpe	48,1	76,4
Rindergülle	12,6	42,0

Die beiden Gärversuche Grassilage und Gras werden in Abbildung 30 als Methansummenkurve dargestellt, wobei die Kurven jeweils aus den Doppelansätzen gemittelt wurden. Die in der Abbildung aufgeführten Methanmengen beinhalten keinen Impfschlammanteil.

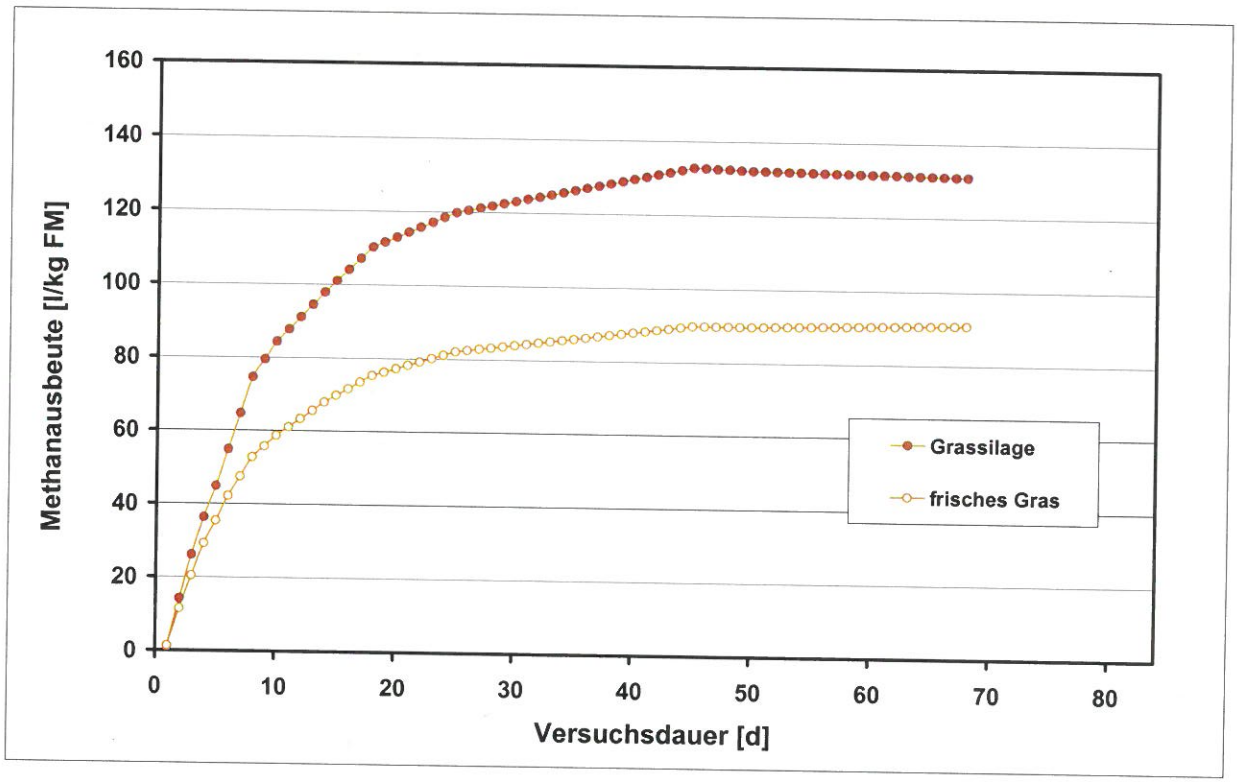

Abbildung 30: Methansummenkurve der Gärversuche - Grassilage

Gleich nach Ansetzen der Versuche zeigt der Kurvenverlauf der Substrate eine steigende Tendenz. Dieser Verlauf deutet darauf hin, dass der Impfschlamm aktiv war und die leicht abbaubaren Substanzen in dieser Phase abgebaut wurden. Der langsame Anstieg der Methansummenkurve ab dem 18. Versuchstag weist auf den Abbau von schwer abbaubaren Substanzen hin.

Die theoretisch maximal mögliche Methanmenge, die sich bei vollständigem Abbau der Substrate bilden würde, beträgt 217 l je kg Grassilage und 123 l je kg Gras. Die tatsächlich gebildete Methanmenge liegt bei etwa 130 l je kg Grassilage und 90 l je kg Gras und entspricht damit einem CSB-Abbaugrad von ca. 60 % für Grassilage und ca. 73 % für Gras.
Die Ergebnisse der beiden Versuche zeigen, dass die Verarbeitung von Grassilage und frischem Gras in einer Großanlage aus energetischer Sicht empfohlen werden kann, wobei die Gefahr einer Schwimmschicht, die sich bei der Vergärung bilden kann, bei einer Übertragung auf große Anlagen als beachtet werden muss.

9.2.2 Quasi-kontinuierliche Versuche

Die Methanproduktivität und die Raumbelastung der Mischung 1 (54 % Fruchtwasser, 19 % Maissilage, 19 % Pülpe und 8 % Gülle) sind in Abbildung 31 über der Versuchszeit aufgetragen. Die Methanproduktivität der Mischung steigt kontinuierlich mit steigender Raumbelastung und erreicht bei konstanter Raumbelastung einen konstanten Wert. Bis zu einer Raumbelastung von B_R = 3 g oTS/l*d läuft das System stabil, jedoch zeigt sich bei einer Raumbelastung von B_R = 4 g oTS/l*d ab dem 38. Versuchstag eine Abnahme der Methanproduktivität bei konstant zugegebener Substratmenge, was als Zeichen für eine Überlastung des Systems gedeutet werden kann. Diese Aussage bestätigt der FOS/TAC-Kurvenverlauf in Abbildung 32. Das Verhältnis flüchtiger organischer Säuren (FOS) zur Kalkreserve (TAC) charakterisiert die Prozessstabilität im Reaktor. Sie dient dazu, auf schnellem Wege die Situation der Biologie in einem Reaktor zu bewerten.

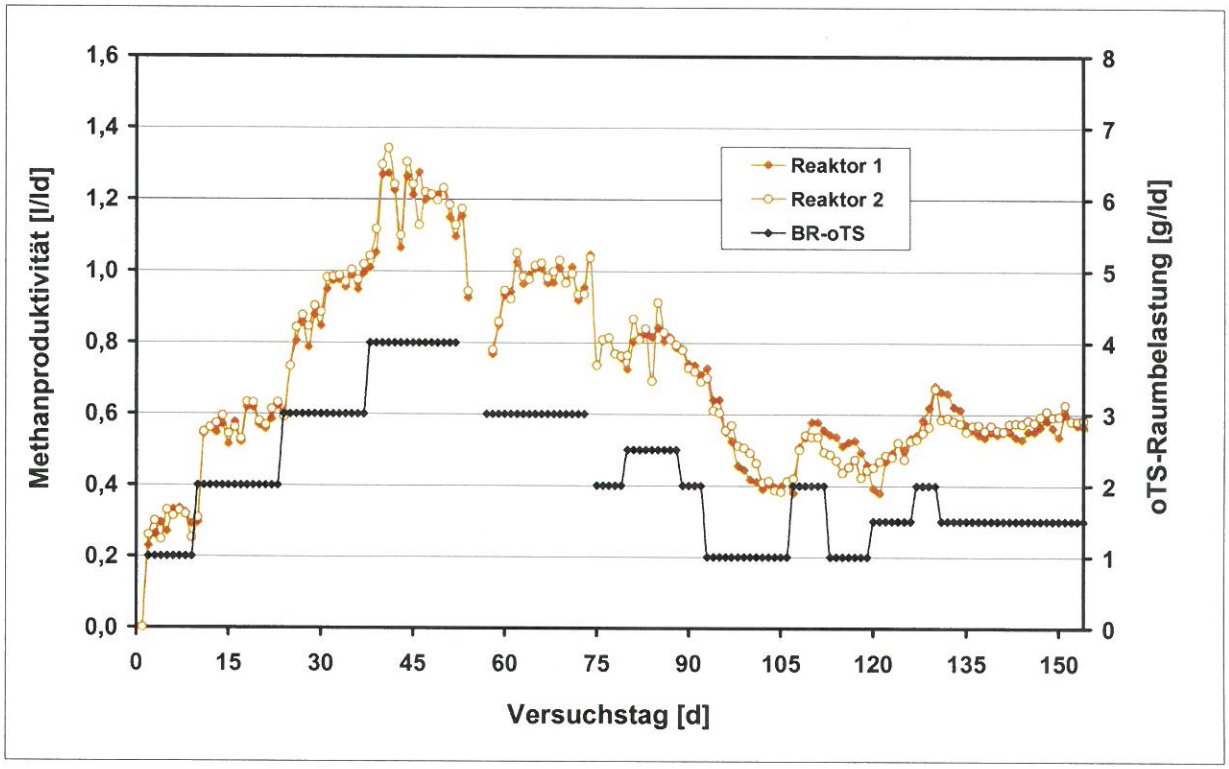

Abbildung 31: Methanproduktivität der Mischung 1

Die instabile Methanproduktivität bei 4 g oTS/l*d Raumbelastung kann an dem Raumbelastungssprung von 3 auf 4 g oTRS/l*d liegen. Andererseits hat sich später herausgestellt, dass durch die lange Lagerzeit höhere Konzentrationen an organischen Säuren, insbesondere an Propionsäure vorlagen (Vergleich Tabelle 1), was zu einer Hemmung der Methanbakterien geführt haben könnte. Als Gegenmaßnahme wurde die Zugabe von Substrat unterbrochen.

Nach einer Fütterungspause von 4 Tagen wurden die Reaktoren weiter betrieben. Zunächst wurde mit einer Raumbelastung von B_R = 3 g oTS/l*d begonnen, was jedoch zu einer erneuten Überlastung des Systems führte, was sich auch aus den hohen FOS/TAC-Werten der entsprechenden Raumbelastung in Abbildung erkennen lässt. Als Maßnahme wurde die Raumbelastung zunächst stufenweise reduziert, um die im System angereicherten Säurekonzentrationen abzubauen. Bei der anschließenden Steigerung der Raumbelastung kam es allerdings schnell zu einem erneuten Zusammenbruch der Reaktorbiologie.

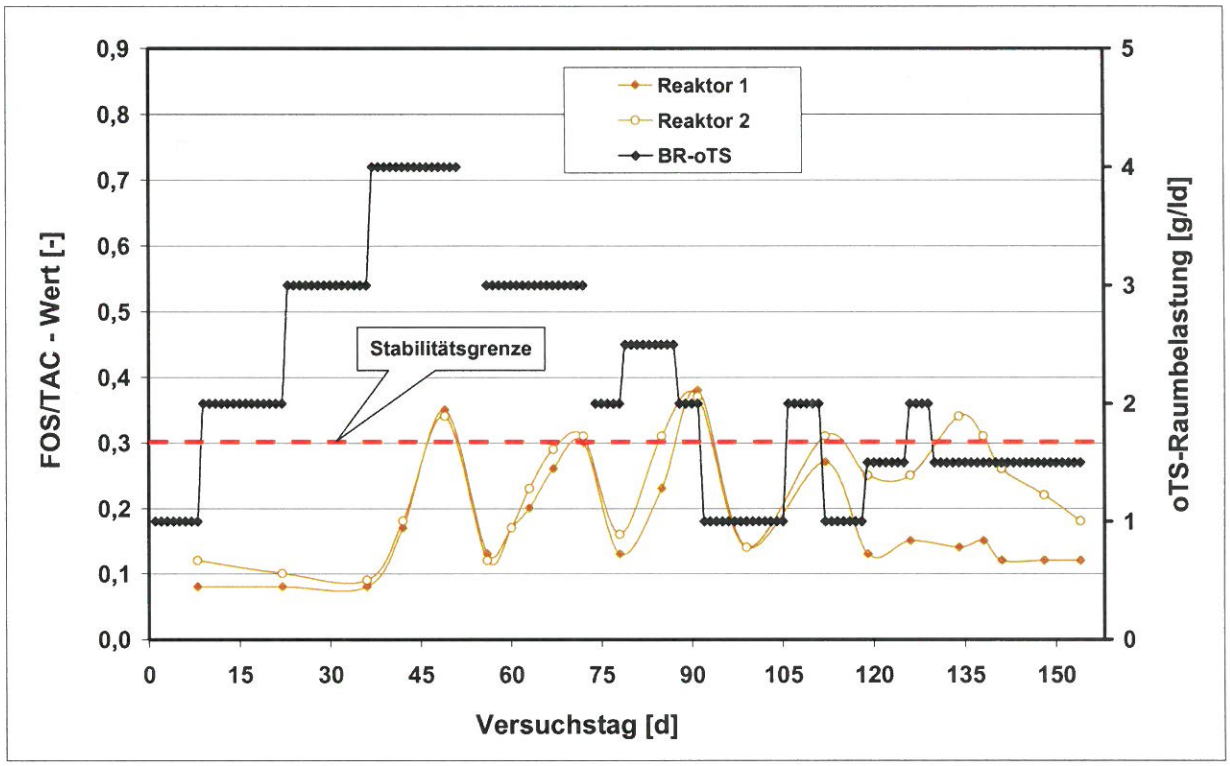

Abbildung 32: FOS/TAC bei unterschiedlichen Raumbelastungen

Um einer vollständigen Abbau der akkumulierten Säuren zu erreichen, wurden die Reaktoren in einem erneuten Versuch mit einer konstanten Raumbelastung von B_R = 1,5 g oTS/l*d über einen langen Zeitraum (25 d) betrieben. Die stabile Methanproduktivität sowie der sinkende FOS/TAC-Wert in Abbildung 32 deuten darauf hin, dass sich der Vergärungsprozess dadurch stabilisiert hat.

In der ersten Versuchsreihe wurden große Mengen von frischem Kartoffelfruchtwasser für die gesamte Versuchsdauer gelagert und gleichzeitig ein Teil in der Mischung verwendet. Bei der Lagerung bei 4°C stiegen die organische Säurenkonzentration des Kartoffelfruchtwassers und insbesondere die Propionsäure an (Tabelle 1). Die höhere Konzentration an organischen Säuren wurde als Grund für den instabilen Gärprozess der ersten Versuchsreihe vermutet (siehe 1. Zwischenbericht). Zur Vermeidung dieser Probleme und zur Absicherung der Versuchsergebnisse wurde eine zweite Versuchsreihe (Mischung 2) durchgeführt, in der die Mischung nur mit frischem Kartoffelfruchtwasser (alle 14 Tage erneuert) bereitet wurde. Außerdem wurde bei diesen Versuchen die Raumbelastung langsamer gesteigert, insbesondere oberhalb von B_R = 3 g oTS/l*d.

Die Methanproduktivität und die Raumbelastung der Mischung der zweiten Versuchsreihe sind in Abbildung 33 über der Versuchszeit dargestellt. Mit steigender Raumbelastung steigt die Methanproduktivität der Mischung bis zu einer Raumbelastung von B_R = 4.5 g oTS/l*d kontinuierlich an. Ab einer Raumbelastung von B_R = 4,75 g oTS/l*d (78. Versuchstag) nimmt die Methanproduktivität bei konstanter Substratmenge ab, was auf eine Überlastung des Systems hingedeutet.

Diese Aussage wird durch den Anstieg des FOS/TAC auf Werte > 0,3 bestätigt (Abbildung 34). Der konstant niedrige FOS/TAC-Wert in Abbildung 34 deutet darauf hin, dass der Vergärungsprozess bis zu einer Raumbelastung von 4,75 oTS/l*d (Maximale Raumbelastung) stabil verläuft.

Wird der FOS/TAC-Kurvenverlauf dieser Versuchsreihe mit dem FOS/TAC-Kurvenverlauf der ersten Versuchsreihe verglichen, bestätigt sich, dass die in der ersten Versuchsreihen aufgetretene Prozessüberlastung durch eine zu schnelle Steigerung der Raumbelastung sowie durch die Benutzung von gelagertem Kartoffelfruchtwasser verursacht wurde.

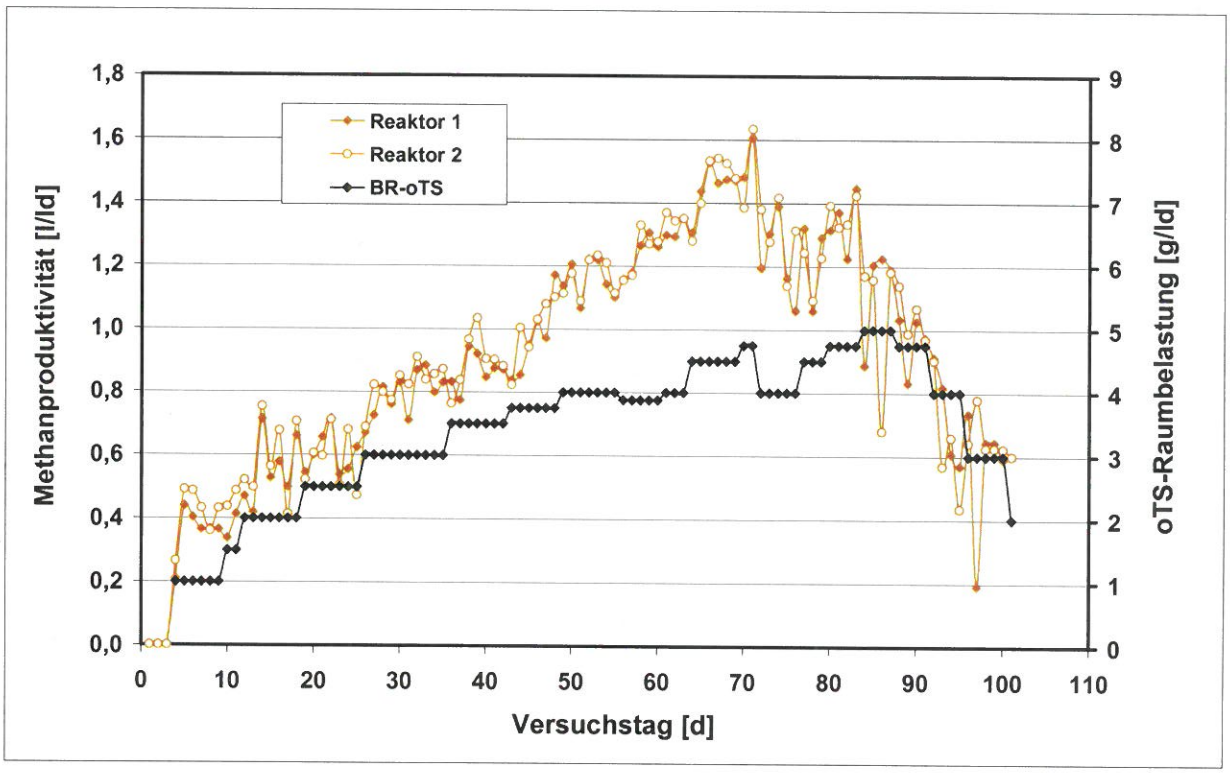

Abbildung 33: Methanproduktivität der Mischung 2

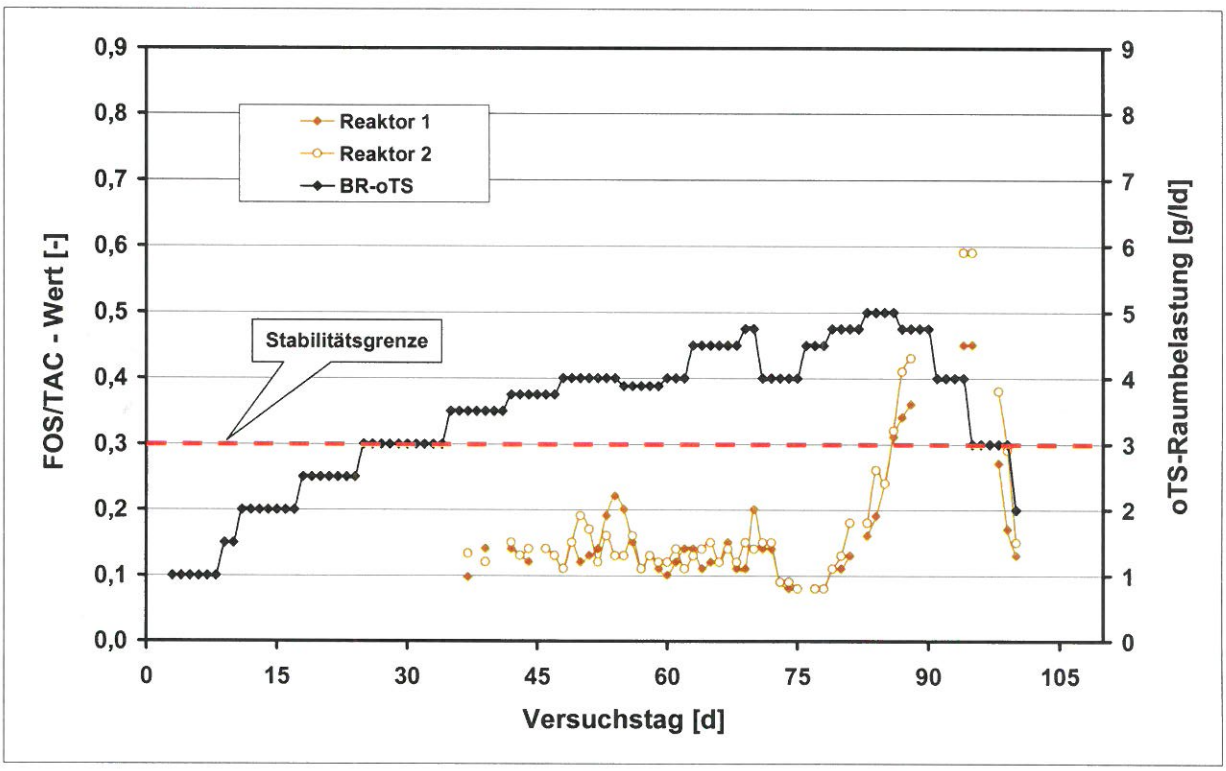

Abbildung 34: FOS/TAC bei unterschiedlichen Raumbelastungen (Mischung 2)

Die Methankonzentration lag während des gesamten Versuchs konstant bei 55 Vol.-%. Aus der Substratmischung der quasi-kontinuierlichen Versuche kann ca. 330 m^3 Methan pro Tonne organische Trockensubstanz produziert werden. Die Methanausbeute der Substratmischung in der Biogasanlage Lüchow schwankt um diesen Wert (Abbildung 35), weil das dort vorliegende Substrat im Gegensatz zum Laborversuch nie exakt dieselbe Zusammensetzung hinsichtlich der Menge der einzelnen Substratbestandteile hat.

Ein Vergleich der Raumbelastung der Laborversuche der ersten Mischung mit der Raumbelastung der Praxisanlage in nicht sinnvoll, da während des Betrachtungszeitraums die Menge und Zusammensetzung der Substratzufuhr nicht konstant blieb.

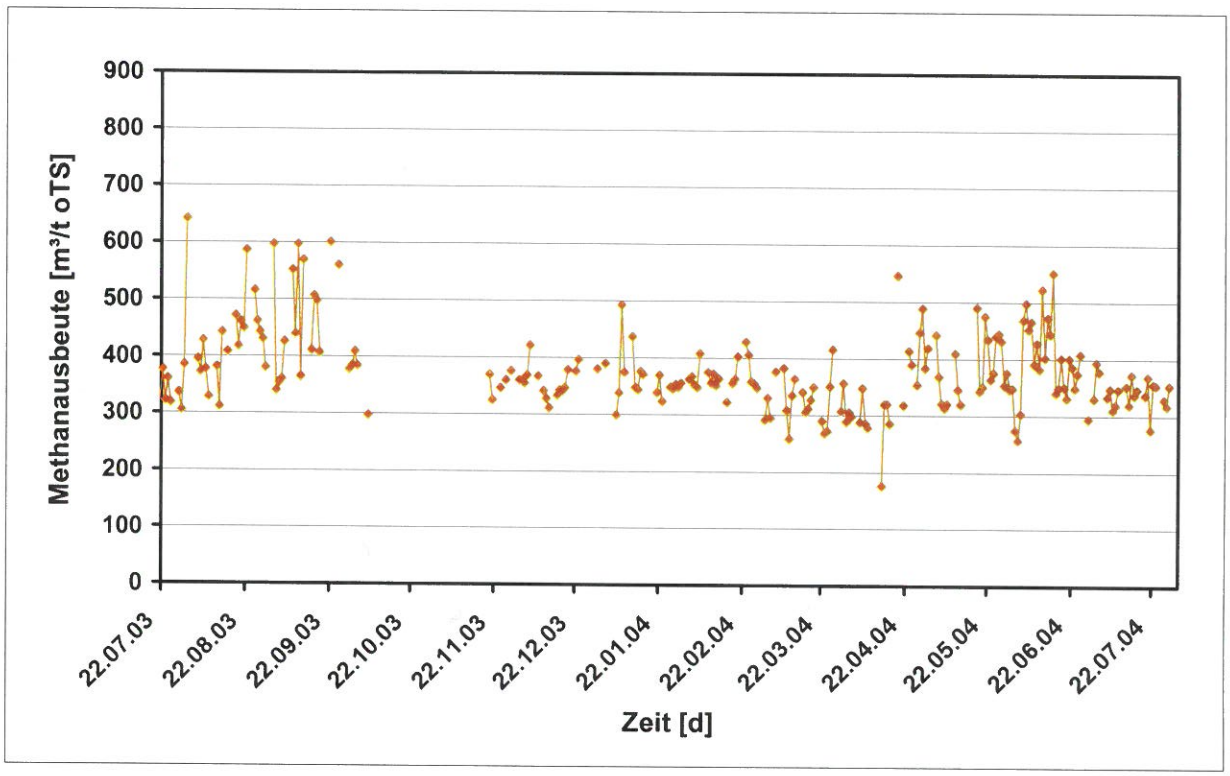

Abbildung 35: Methanausbeute der Mischung in der Biogasanlage Lüchow

Die Methanproduktivität der thermophilen, mesophil-thermophilen und mesophilen Versuche (3. Versuchreihe) in Abhängigkeit von der Raumbelastung über der Versuchszeit ist in Abbildungen 36, 37 und 38 dargestellt. Um die Abbauleistung der Bakterien im Reaktor zu charakterisieren, wurde das Verhältnis flüchtiger organischer Säuren (FOS) zum totalen anorganischen Kohlenstoff (TAC) verwendet. Eine Anreicherung der FOS (Ameisensäure, Essigsäure, Propionsäure, Milchsäure und Buttersäure) führt zu einer Hemmung des Prozesses. Ein FOS/TAC-Wert > 0,3 deutet auf eine Überlastung des Prozesses hin. Die Ergebnisse des FOS/TAC-Wertes sind in Abbildungen 39 und 40 aufgetragen.

Die Methanproduktivität der Mischung bei thermophiler Temperatur in Abbildung 36 zeigt, dass die Bakterien lange Zeit brauchten, um sich an das Milieu anzupassen. Aufgrund des hohem FOS/TAC-Wert (Abbildung 39) konnte die Raumbelastung für lange Zeit nicht über 1 g oTS/l*d gesteigert werden.

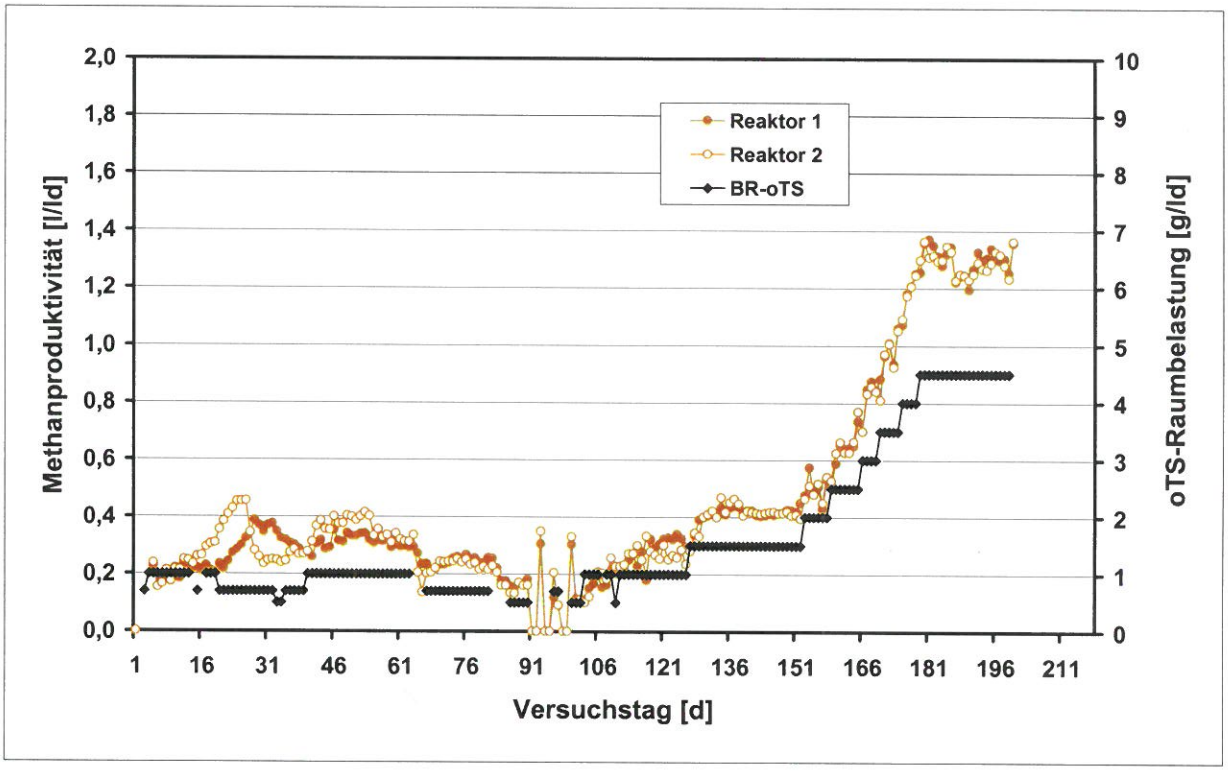

Abbildung 36: Methanproduktivität der Mischung 3 (thermophil)

Auf der anderen Seite konnte bei den mesophil-thermophilen Versuchen (Mesophilbereich) innerhalb von 40 Tagen eine Raumbelastung von B_R = 4 g oTS/l*d erreicht werden, ohne den Gärprozess zu überlasten. Diese Aussage bestätigt der niedrige FOS/TAC-Wert (< 0,2) in Abbildung 40. Eine andere Erklärung dafür ist, dass das Startmaterial (Reaktorablauf von der Anlage Lüchow) der mesophil-thermophilen und mesophilen Versuche aktiver als der thermophile Impfschamm war.

Die mesophil-thermophilen Versuche (Mesophilbereich) wurden bei Raumbelastung 4 g oTS/l*d weiter betrieben bis die Methanproduktivität konstant war. Dann wurde die Temperatur ab dem 50. Versuchtag bei konstanter Raumbelastung in kleinen Schritten erhöht (0,3 Grad/Tag). Die Senkung der Methanproduktivität zwischen dem 53. und 66. Versuchtag ist auf die neue Substratmischung (neue Charge) zurückzuführen. Ab dem 85. Versuchtag (47 °C) sank die Methanproduktivität stark und deutet aufgrund des hohen FOS/TAC-Wert in Abbildung 40 auf eine Hemmung hin. Der Grund hierfür ist vermutlich die Umstellung von mesophiler auf thermophiler Prozesstemperatur.

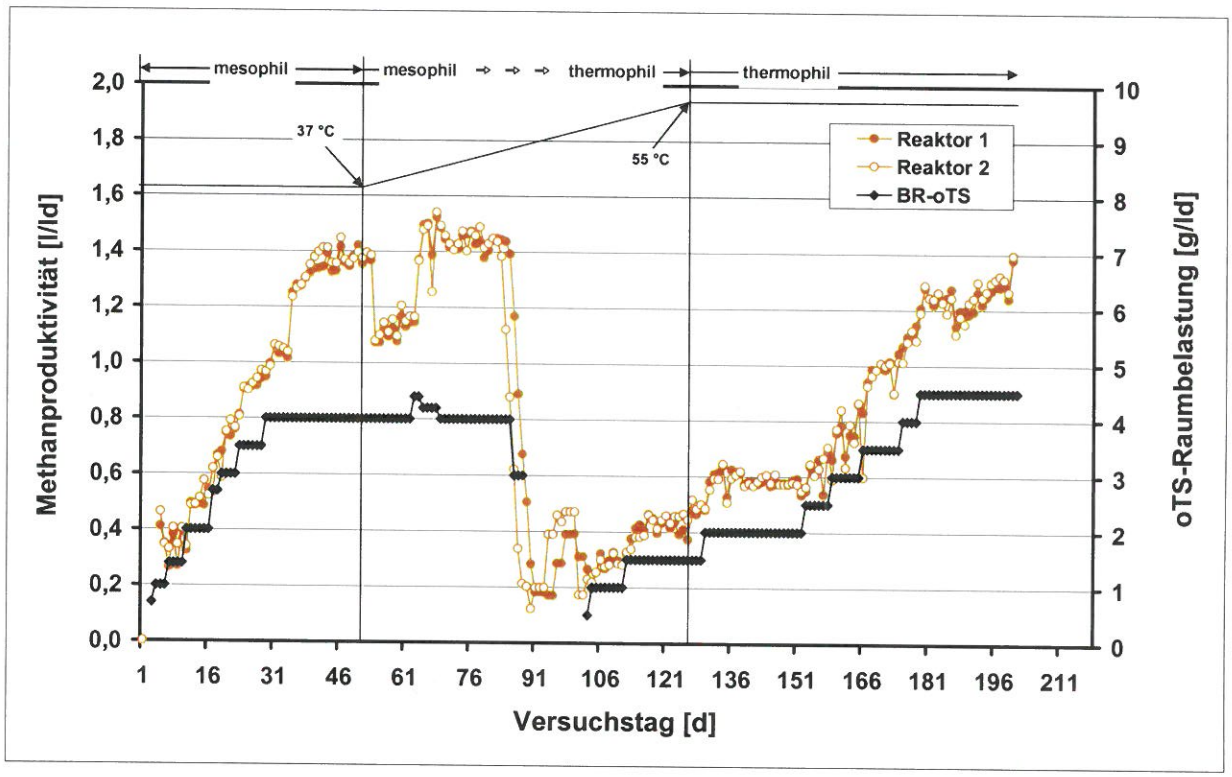

Abbildung 37: Methanproduktivität der Mischung 3 (mesophil-thermophil)

In diesem Fall musste die Zugabe von Substratmischung zunächst eingestellt werden und dann nach Abbau der angereicherten Säuren mit kleiner Raumbelastung wieder erneut begonnen werden, um den Prozess zu stabilisieren. Danach nahm die Methanproduktivität mit steigender Raumbelastung kontinuierlich zu und erreichte bei konstanter Raumbelastung einen konstanten Endwert. Bei hohen Raumbelastungen (> 3,5 g oTS/l*d) ist sowohl bei den mesophil-thermophilen Versuchen als auch bei den thermophilen Versuchen ein Anstieg der Konzentration an Säuren zu beobachten. Um den Einfluss der Substratzusammensetzung (unterschiedliche Charge) auf die Stabilität der Methanproduktivität zu verringern, wurden neue mesophile Versuche mit der aktueller Substratmischung eingesetzt (Abbildung 38). Für diese Versuche blieb der FOS/TAC-Wert im Laufe der Versuche unter dem Grenzwert.

Die quasi-kontinuierlichen Versuche in Abbildung 36, 37 und 38 zeigen, dass es bei gleicher Raumbelastung (4,5 g oTS/l*d) keine nennwerte Unterschiede zwischen den mesophilen, mesophil-thermophilen und thermophilen Gärprozessen im Bezug auf die Methanproduktivität gab. Dennoch zeigten die thermophilen Versuche weniger Stabilität im Vergleich zu den mesophilen Versuchen und wurden aus diesem Grund für eine Umstellung in der Praxisanlage in Lüchow nicht empfohlen.

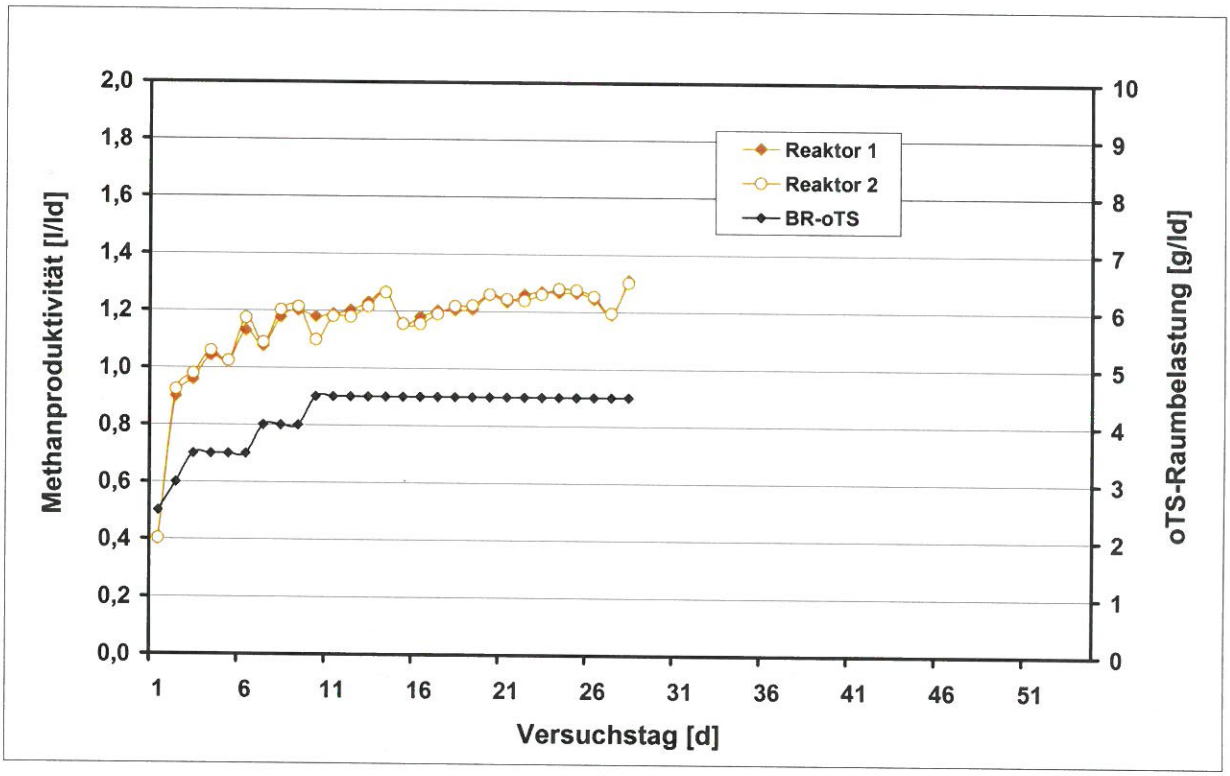

Abbildung 38: Methanproduktivität der Mischung 3 (mesophil)

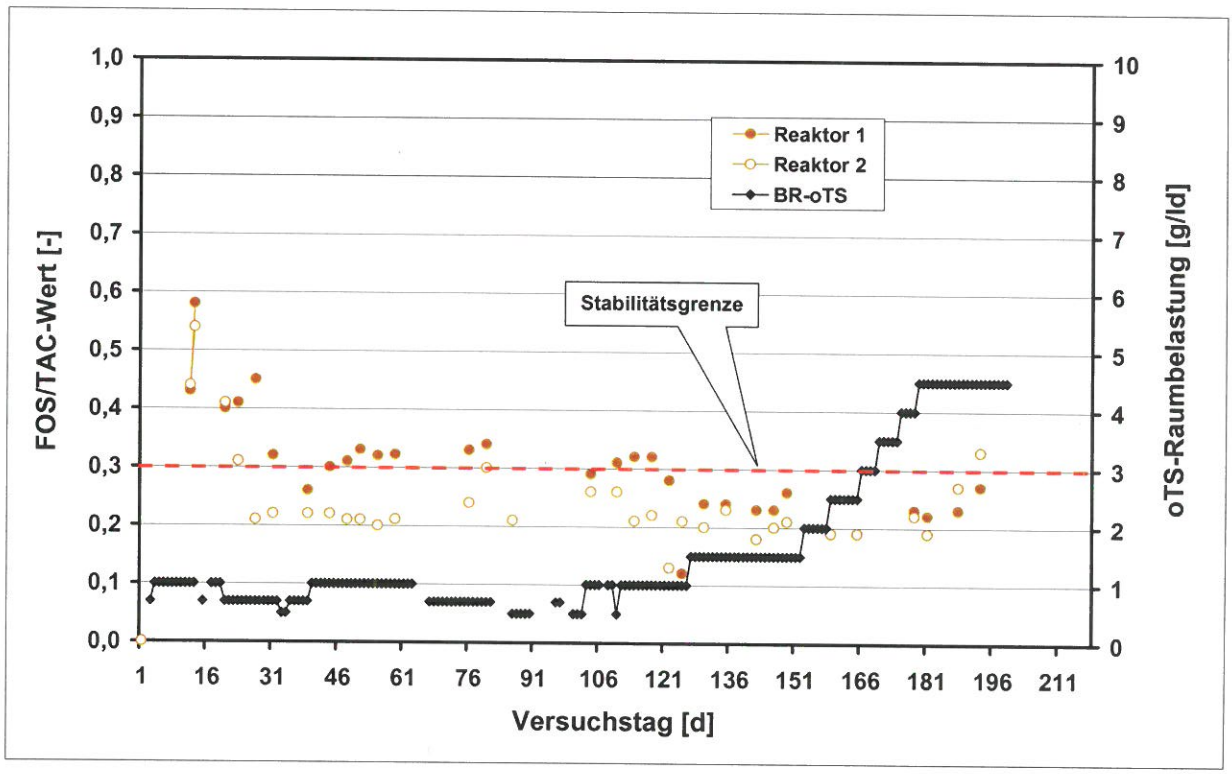

Abbildung 39: FOS/TAC-Wert (thermophil)

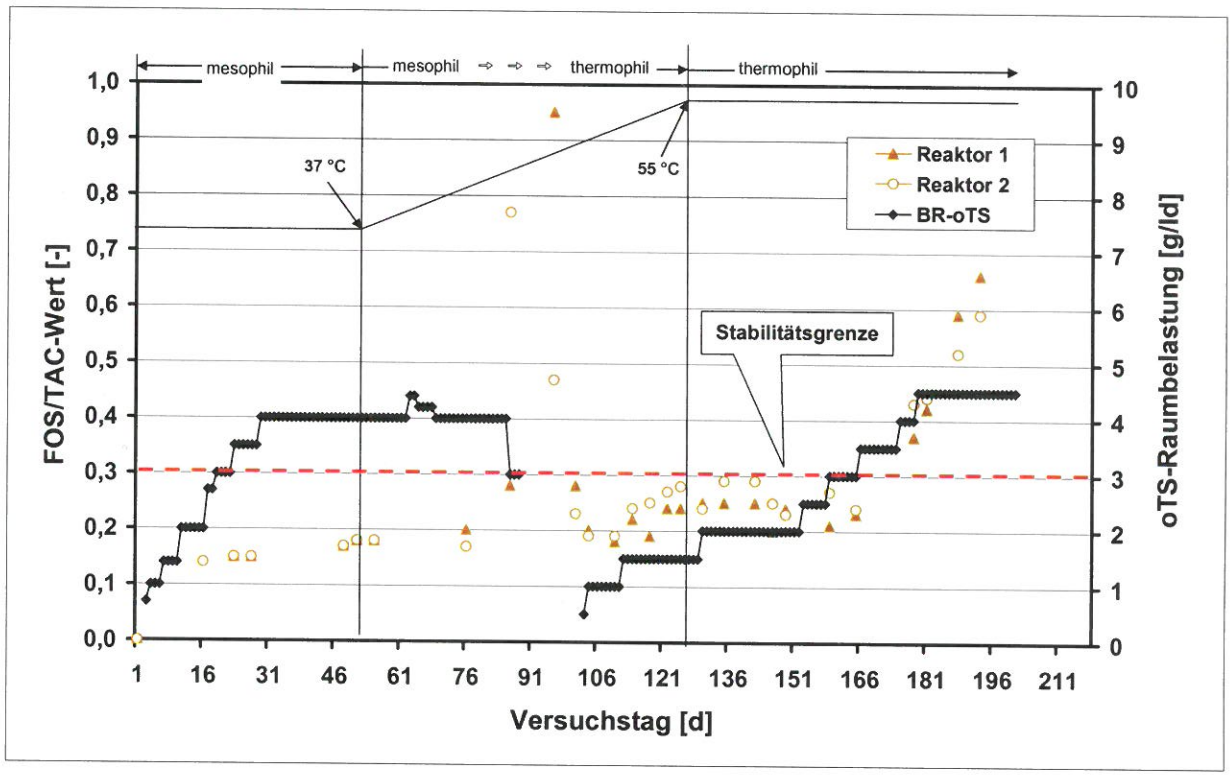

Abbildung 40: FOS/TAC-Wert (mesophil-thermophil)

9.2.3 Maisversuche mit unterschiedlichen Häcksellängen

9.2.3.1 Partikelgröße

Die Ergebnisse der Partikelgrößen sind als Verteilungsdichten und Verteilungssummen in Abbildung 41 bzw. 42 dargestellt. Abbildung 41 zeigt, dass die größte Fraktion der fein gehäckselten Maissilage bei 2 und 4 mm Siebdurchmesser (< 6 mm Partikeldurchmesser) liegt, aber auch Anteile größer als 10 mm Durchmesser vorliegen. Für die mittelgrob gehäckselte Maissilage liegt zwar auch die Hauptfraktion zwischen 2 und 4 mm Siebdurchmesser, aber ihre Massenanteile sind deutlich geringer als die der fein gehäckselten Maissilage. Bei der grob gehäckselten Maissilage verteilt sich die Masse zwischen 2 und 10 mm Siebdurchmesser.

In Abbildung 42 ergibt sich für alle Schnittlängen nahezu der gleiche Kurvenverlauf der Verteilungssumme. Die gemessene Verteilungssumme der fein gehäckselten Maissilage (Feinschnitt) steigt deutlich höher als die anderen Verteilungssummen an. Dies weist auf einen höheren Anteil an Kleinpartikeln hin. Der gleichmäßige Anstieg des Kurvenverlaufes der grob gehäckselten Maissilage weist dagegen auf einen geringeren Anteil an Kleinpartikeln hin.

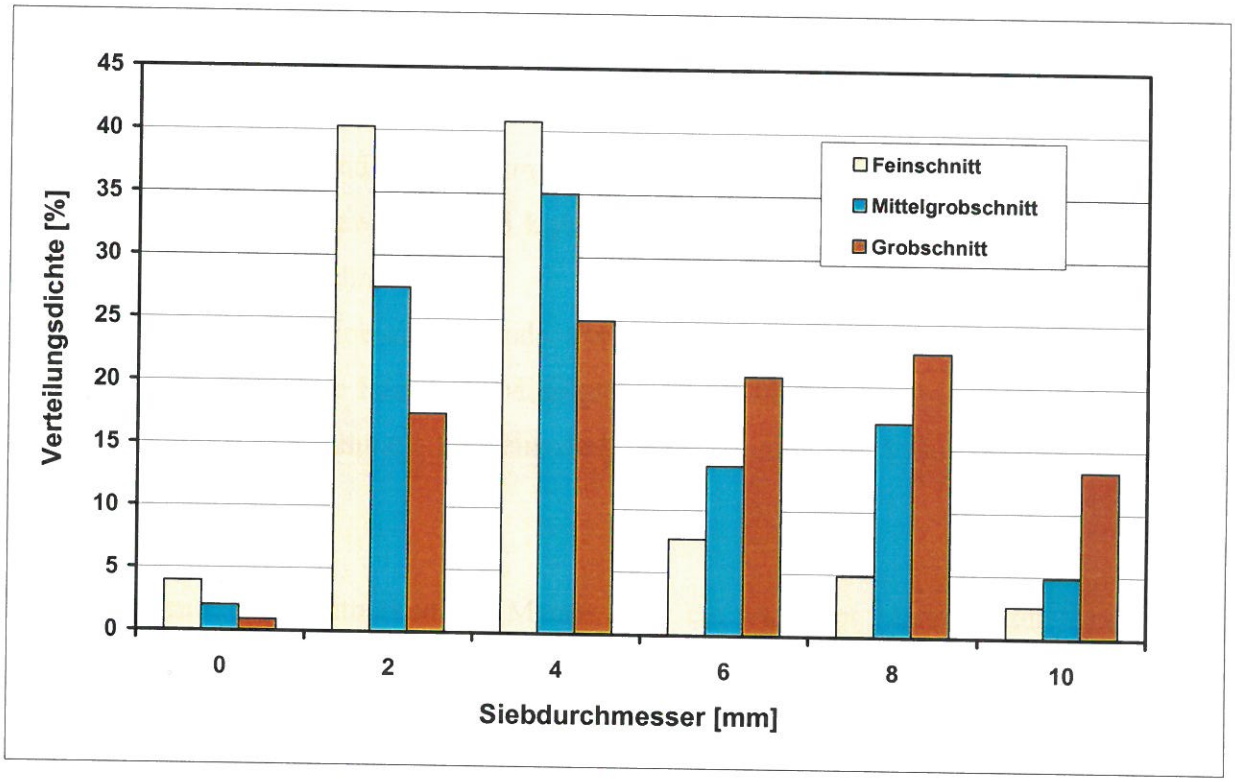

Abbildung 41: Verteilungsdichte der Maissilage

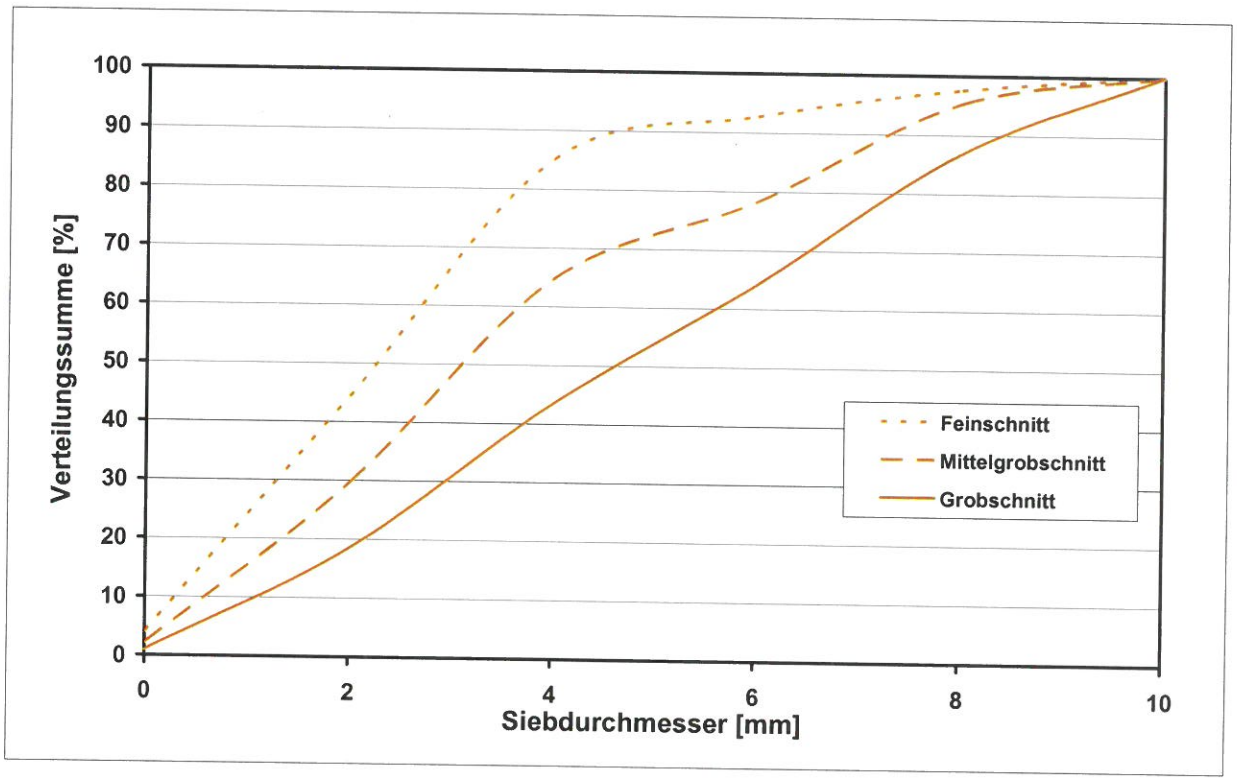

Abbildung 42: Verteilungssumme der Maissilage

9.2.3.2 Dichte

Die Werte der Dichten sind in Abbildung 43 dargestellt. Die Frischmasse-Dichten des Maises liegen in einem Bereich zwischen 625 kg/m³ für Feinschnitt, im Mittelgrobschnitt 595 kg/m³ und 516 kg/m³ für Grobschnitt.
Die Ergebnisse zeigen eine zunehmende Verdichtbarkeit des Maises bei Verkleinerung der Schnittlänge. Das mittlere Häckseln (Mittelgrobschnitt) führt zu einer ca. 15 % höheren Verdichtung (Volumengewinnung). Im Feinschnittbereich nimmt die Volumenverminderung um bis zu 21 % zu.

Die zunehmende Verdichtbarkeit des Maises stellt ein wichtiges Merkmal zur Verbesserung der Lager- und Transportfähigkeit (Schüttdichte) dar. In der Praxis (ca. 1000 t feingehäckselter Mais) hat sich gezeigt, dass die Schüttdichte von Feinschnittmais beim Transport vom Silo zur Biogasanlage um ca. 10 % steigt. Dennoch war die Dichte im Maissilo bei fein gehäckselter Silage deutlich höher als bei konventioneller Häcksellänge.

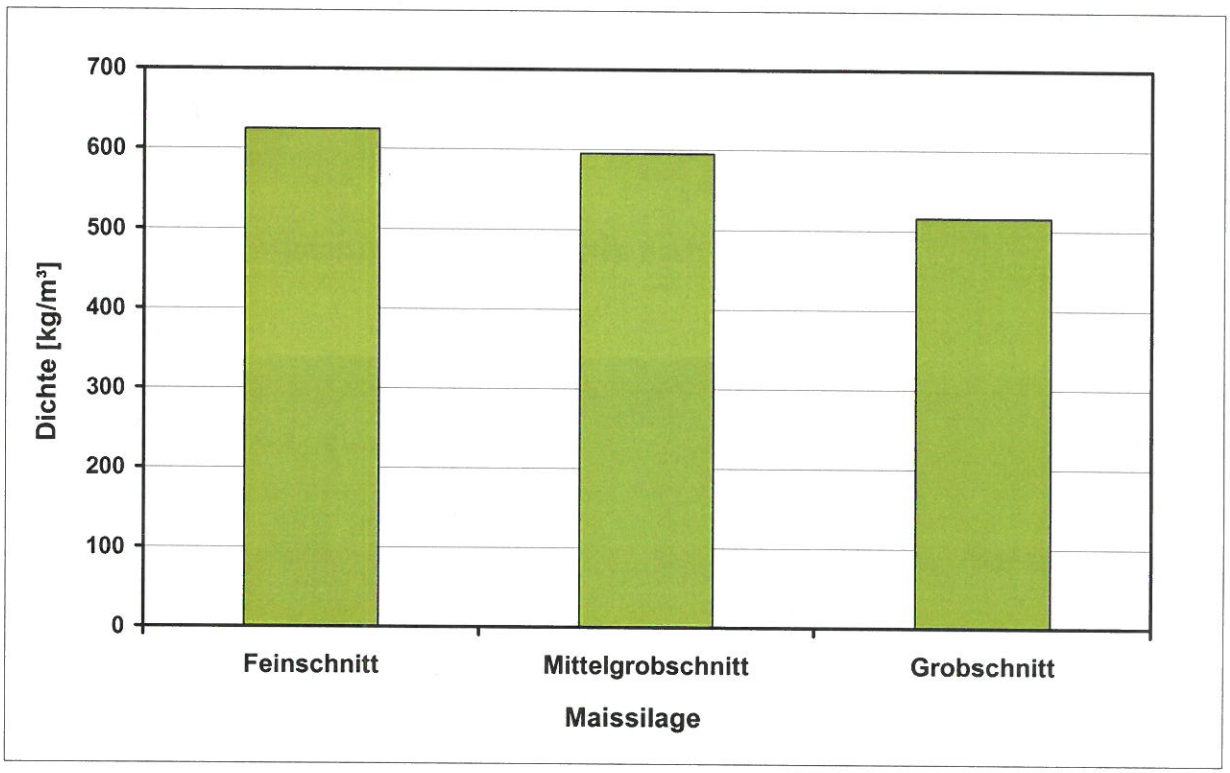

Abbildung 43: Dichte der Maissilage

9.2.3.3 Schwimmschicht

Die Ergebnisse der Schwimmschichtversuche sind in den Abbildungen 44, 45 und 46 dargestellt. Auf den Abbildungen 44 und 45 ist deutlich zu erkennen, dass bei der fein gehäckselten Maissilage eine dünnere Schwimmschicht als bei der grob gehäckselten Maissilage gebildet wird. Die Erklärung dafür ist, dass die Partikel der fein gehäckselten Maissilage größere Kontaktflächen haben und damit eine schnellere Flüssigkeitsaufnahme besitzen. Nach 24 Stunden (nach dem Rühren) hat sich die Schwimmschicht der fein gehäckselten Maissilage fast vollständig aufgelöst (Abbildung 46).

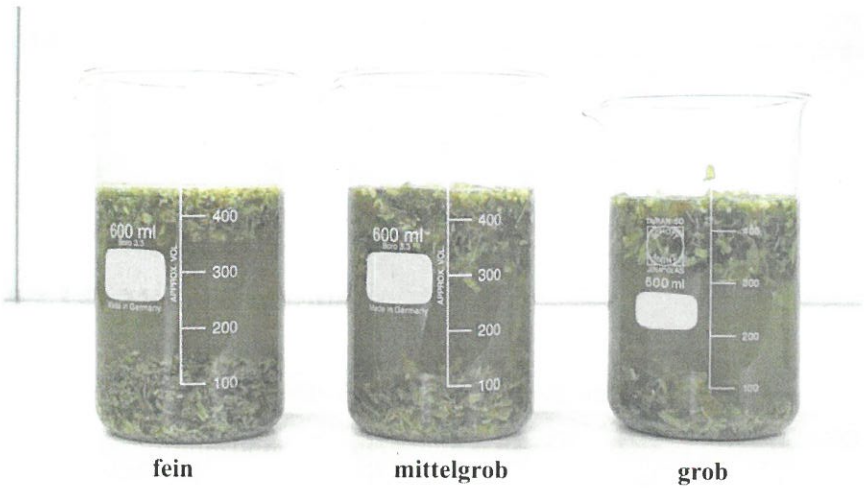

Abbildung 44: Schwimmschicht – 10 Minuten nach Mischung

Abbildung 45: Schwimmschicht - Ein Tag nach Mischung (vor Rühren)

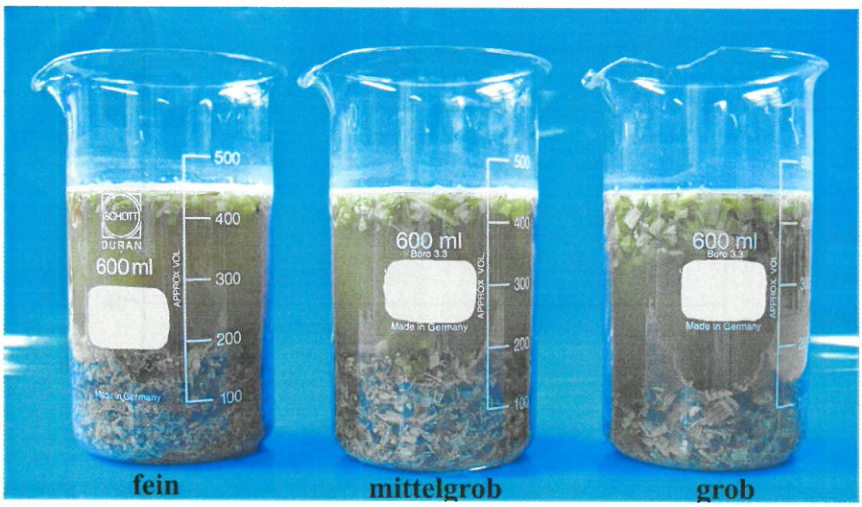

Abbildung 46: Schwimmschicht - Ein Tag nach Mischung (nach Rühren)

9.2.3.4 Methanausbeute

Um die Methanausbeute der Maisilage mit unterschiedlichen Schnittlängen zu ermitteln, wurden diskontinuierliche Gärversuche eingesetzt. Die Durchführung der Versuche erfolgte wie im Abschnitt 9.1.1 beschrieben ist. Die Ergebnisse werden in Abbildung 47 in Form von Methansummenkurven dargestellt. Die 3 Maisproben haben ein ähnliches Abbauverhalten. In den ersten 7 Tagen werden die leicht abbaubaren Substanzen abgebaut. Dann steigen die Methansummenkurven langsamer und erreichen nach ca. 50 Tagen einen stabilen Wert. Dies deutet darauf hin, dass alle vergärbaren Substanzen abgebaut sind.

Die maximal gebildete Methanmenge bei allen Proben liegt zwischen 97 und 99 Liter je kg Maissilage. Dieser Unterschied (ca. 2 %) liegt im Rahmen der Meßgenauigkeit der Methode. Eine eindeutige Aussage über eine Erhöhung der Gasausbeute durch Verringerung der Schnittlänge konnte aufgrund der vorliegenden Versuchsergebnisse nicht gemacht werden.

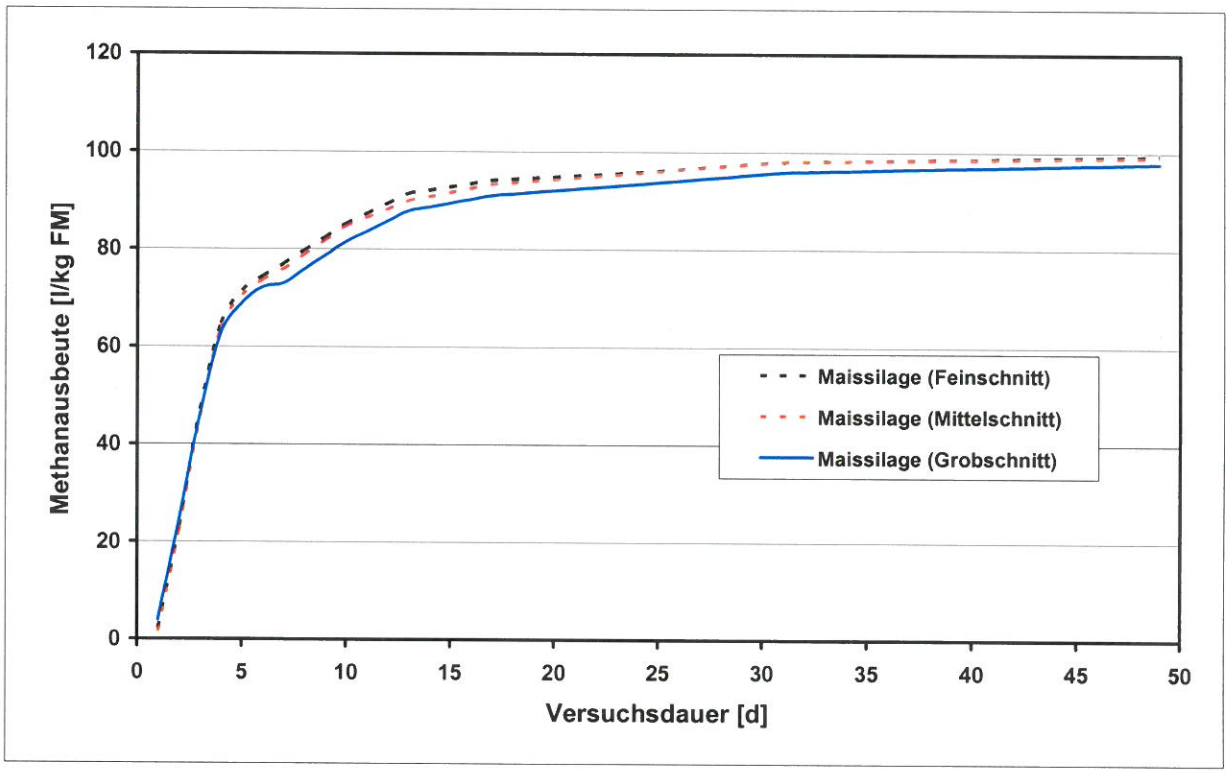

Abbildung 47: Methansummenkurve der Maissilage

10 Zusammenfassung

Der Betrieb der Pilotanlage in Lüchow hat gezeigt, dass die gemeinsame Vergärung der landwirtschaftlichen Rohstoffe und der Produktionsabfälle aus der Kartoffelstärkeerzeugung sowie die Herstellung von konzentrierten Biodüngern aus dem flüssigen Gärprodukt bei sorgfältiger Prozessführung und -überwachung erfolgreich eingesetzt werden kann.
Die ursprüngliche Verfahrungsführung führte zu vielfältigen technischen Problemen, die umfangreiche Änderungen der Prozessführung bzw. die Optimierung und Ergänzung der Anlagentechnik notwendig machten. Darüber hinaus konnten wichtige Erfahrungen für den Bau und die Prozessführung einer solchen Anlage gewonnen werden.

In der Biogasanlage Lüchow wurde die Zufuhr von Kartoffelfruchtwasser und Pülpe der benachbarten Stärkefabrik ab Juli 2004 eingestellt; alternativ kamen dann Roggen und Triticale zum Einsatz (Nawaro-Betrieb). Die Substratmischung wurde nun statt mit Kartoffelfruchtwasser durch Einsatz von separiertem Gärprodukt angemaischt. Die durchschnittlichen Stoffdaten der Substratmischung bei den beiden unterschiedlichen Betriebsbedingungen sind in den nachfolgenden Tabellen aufgelistet.

Stoffdaten der Substratmischung während der Kartoffelkampagne

Substrat	TS [% FM]	oTS [% FM]	CSB [g/kg]	NH_4-N [g/kg]	Gesamt-N [g/kg]	PO_4-P [g/kg]	K [g/kg]
Reaktorzulauf	9,0	7,1	106	1,0	3,3	0,9	3,8
Reaktorablauf 1	3,9	2,4	36	1,9	3,2	0,5	4,1
Reaktorablauf 2	4,0	2,5	37	1,9	3,2	0,5	4,0
Entwässerung (flüssig)	3,1	1,7	28	1,8	2,9	0,4	3,7
Entwässerung (fest)	22,8	20,0	258	2,8	5,9	2,5	3,7

Stoffdaten der Substratmischung nach der Kartoffelkampagne

Substrat	TS [% FM]	oTS [% FM]	CSB [g/kg]	NH_4-N [g/kg]	Gesamt-N [g/kg]	PO_4-P [g/kg]	K [g/kg]
Reaktorzulauf	10,8	9,2	142	1,4	3,6	0,6	2,6
Reaktorablauf 1	5,4	3,8	58	1,9	3,9	0,6	2,8
Reaktorablauf 2	5,4	3,9	58	1,9	3,9	0,6	2,8
Entwässerung (flüssig)	4,0	2,6	45	1,9	3,6	0,5	2,8
Entwässerung (fest)	26,2	22,4	324	2,4	5,9	3,2	2,6

Während des Berichtszeitraums waren der Masseninput und die Zusammensetzung der zugeführten Substrate nicht konstant und betrugen im Durchschnitt 415 Tonnen pro Tag. Auf Grund der nicht dokumentierten Mengen an zurückgeführtem Wasser aus der biologischen Entschwefelung sowie von Frischwasser, das für das Anmaischen verwendet wurde, konnte keine genaue Massenbilanzierung durchgeführt werden.

Während des Berichtszeitraums lag die Stromproduktion zwischen 35.000 und 70.000 kWh pro Tag. Die schwankende Stromproduktion ist auf wechselnde Zusammensetzungen und Mengen der Substratzufuhr zurückzuführen. Der mittlere Methangehalt des Biogases lag bei durchschnitttlich 54 Vol.- %. Der elektrische Energieverbrauch der Anlage betrug bis zu 10 % der Produktion (in der Winterperiode bis zu 13 %). Hauptverbraucher sind die Rührwerke und der neu installierte Zerkleinerer.

Während der Betriebsdauer der relativ kurzen Betriebszeit der Eindampfung konnte der Wasseranteil im Konzentrat gegenüber dem Zulauf deutlich reduziert werden. Durch die Verminderung des Wasseranteils steigt die Nährstoffkonzentration im Konzentrat, wodurch die Anwendungseigenschaften des Gärprodukts als organischer Dünger wesentlich verbessert werden (Tabelle). Es ergeben sich weitere wirtschaftliche und ökologische Vorteile durch die Verringerung des Transportvolumens und einer damit verbundenen Verminderung transportbedingter Emissionen an klimaschädlichen Gasen.

Veränderung der mittleren Nährstoffkonzentrationen durch Eindampfung

Substrate	TS	oTS	CSB	NH_4-N	Gesamt-N	PO_4-P	K
	[% FM]	[% FM]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]	[g/kg]
Zulauf-Verdampfer	3,1	2,2	40,1	1,06	2,9	0,39	1,96
Konzentrat	14,1	10,3	144,6	4,15	10,8	1,37	6,70
Kondensat	0,02	0,02	0,00	0,003	0,02	0,005	0,005

Die im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung der Biogasanlage Lüchow durchgeführten Gärversuche haben gezeigt, dass die Verarbeitung von Grassilage und frischem Gras in einer Großanlage aus energetischer Sicht empfohlen werden kann, wobei die Gefahr einer

Schwimmschicht, die sich bei der Vergärung bilden kann, bei einer Übertragung auf große Anlagen bei der Verfahrensgestaltung besonders zu berücksichtigen ist. Mit quasi-kontinuierlich durchgeführten Versuchen konnten wichtige Erfahrungen über das Abbauverhalten der Substratmischung der Kartoffelverarbeitungskampagne gewonnen werden. Hier hat sich gezeigt, dass die Lagerdauer des Kartoffelfruchtwassers einen erheblichen Einfluss auf das Abbauverhalten und die Pufferkapazität des Gärprozesses hat. Im thermophilen Temperaturbereich durchgeführte Versuche zeigten weniger Stabilität im Vergleich zu Versuchen im mesophilen Temperaturbereich und wurden aus diesem Grund für eine Umstellung in der Praxisanlage in Lüchow nicht empfohlen.

Die Maisversuche mit unterschiedlichen Häcksellängen zeigten, dass die Verdichtung der Maissilage sowohl im Laborsilo als auch in der Praxis bei feinerer Häcksellänge positiv beeinträchtigt wird. Eine eindeutige Aussage zu einer Erhöhung der Gasausbeute durch eine Verringerung der Schnittlänge konnte aufgrund der vorliegenden Versuchsergebnisse nicht gemacht werden. Hierzu sind weitere genauere Untersuchungen erforderlich.
Um das flüssige Gärprodukt zu einem handelsfähigen organischen Dünger aufzubereiten, ist zusätzlich zu der hier erstmals im technischen Maßstab erprobten Vakuumeindampfung eine Trocknung erforderlich.
Es erscheint daher sinnvoll und notwendig, im Zuge des verstärkten Baus großer Bogasanlagen die thermische Konditionierung dahingehend weiter zu entwickeln, so dass zukünftig auch feste, lagerfähige organische Dünger aus dem Ablauf großer Biogasanlagen gewonnen werden können. Aufgrund der komplexen Stoffeigenschaften der Gärrückstände besteht hier noch ein erheblicher Entwicklungs- und Forschungsbedarf.