

# Universität Kassel

Masterstudiengang  
Regenerative Energien und Energieeffizienz

re<sup>2</sup>

## Masterarbeit

Bewertung des Biogaspotentials separierter Bioabfälle  
anhand quantitativer und qualitativer Gasanalysen

Fachgebiet  
Grünlandwissenschaft und Nachwachsende Rohstoffe

vorgelegt von  
Hannes Wendel  
im März 2009

1. Betreuer :  
Prof. Dr. M. Wachendorf  
Steinstrasse 19  
37213 Witzenhausen

2. Betreuer :  
Dr. C. Bruns  
Nordbahnhofstr. 1a  
37213 Witzenhausen

## 1. Einleitung

Energie ist nach wie vor der entscheidende Motor unserer exportorientierten Industrie und des Lebensstandards der global wachsenden Bevölkerung. Ihre ständige und flexible Verfügbarkeit über die unterschiedlichen Konversionspfade fossiler Ressourcen ist für uns seit vielen Jahrzehnten selbstverständlich. Zugleich kann die hohe Importabhängigkeit Deutschlands von Öl, Gas, Kohle und Uran in Zeiten der zunehmenden Verknappung des Rohstoffangebotes und weltweit steigender Nachfrage nicht wesentlich verringert werden.<sup>1</sup>

Um zukünftige Energieversorgungsengpässe zu kompensieren und eine Verringerung der Abhängigkeit insbesondere von Öl- und Gasimporten erreichen zu können, gilt es neben der Energieeffizienz von Bereitstellungsprozessen und dem Ausbau erneuerbarer Energieträger bisher ungenutzte Stoffströme mittels innovativer Konfektionierungs- und Konversionstechniken zu erschliessen. Für jene Stoffströme kommen beispielsweise biogene Reststoffe, wie Garten-, Park- und Landschaftsschnitt, Bio- und Holzabfälle, Speisereste und Fette aus Kantinen oder der Lebensmittelindustrie, Altpapier etc. in Betracht. Sie unterliegen meist keiner energetischen Nutzung und sind in fast jeder Gemeinde in großen Mengen vorzufinden. Vielerorts ist eine kommunale Sammlung dieser Stofffraktionen bereits etabliert, so dass nach einer spezifischen Aufbereitung die Zuführung in einen thermischen oder biochemischen Prozess zur Energieerzeugung nachgelagert werden kann.

Die anaerobe Fermentation von Bioabfällen stellt ein gängiges Verfahren in der Abfallbehandlung dar. Gegenüber der aeroben Verbrennung (Kompostierung) können dabei Einsparungen klimaschädlicher Gase wie  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$  sowie eine verminderte Freisetzung an  $\text{NH}_3$  und  $\text{N}_2\text{O}$  erzielt werden, wodurch sich ressourcenschonende Wertschöpfungsprozesse mit ökologisch nachhaltigen Synergieeffekten verbinden lassen.<sup>2</sup> Dementsprechend ist derzeit in der Praxis zu beobachten, dass neue, der Rotte vorgelagerte Fermentationsverfahren zur einfachen und kostengünstigen energetischen Nutzung von Bioabfallfraktionen an den Kompostanlagen entwickelt werden.

Als problematisch ist grundsätzlich die schwankende Zusammensetzung der Bioabfälle und der damit in Verbindung stehenden Anteile an Störstoffen, wie Steinen, Sand, Plastik, Metall und Glas, aber auch lignin- und zellulosereichen Materialien zu beurteilen.<sup>3</sup> Sie belasten unnötig Reaktorraum, beanspruchen hohen Pump- und Rühraufwand und können im Rahmen

---

<sup>1</sup> vgl. AGE B (2008) Pressedienst „Arbeitsgemeinschaft Energiebilanzen – Inlandsgewinnung Nr. 02/08“

<sup>2</sup> vgl. Cuhls C. et al. (2008) in „Weiterentwicklung der Biologischen Abfallbehandlung II“ S.316

<sup>3</sup> vgl. Blitz-Homberg M. (2005) Vortrag „Die Biotonne im Saarland“

der angesetzten Verweilzeit nicht oder nur teilweise fermentiert werden. Mittels moderner Separationstechniken kann heutzutage ein Großteil dieser Störstoffanteile abgetrennt werden. Im Zentrum dieser Arbeit steht deshalb in Anlehnung an das IFBB-Verfahren (Integrierte Festbrennstoff- und Biogasproduktion aus Biomasse) die quantitative und qualitative Gasanalyse von Presssäften, die mittels Schneckenabpresstechnik in Kombination mit einer vorgelagerten Siebung und thermischen Anmaische aus Bioabfällen extrahiert wurden. Aufgrund dieser Abfolge von Konditionierungs- und Separationsprozessen ist in der Fermentationsphase mit einer deutlich höheren Abbaurate zu rechnen, womit eine effizientere Reaktorraumnutzung einhergeht. Darüber hinaus kann in dem Gesamtverfahren der als Koppelprodukt der Separierung entstandene Presskuchen unabhängig von der energetischen Nutzung dem gewohnten Stoffkreislauf (Rotteverfahren) zugeführt werden.<sup>4</sup>

Auf das Biogasertragspotential hin werden dabei ausschliesslich Presssäfte untersucht, die im Zuge einer Diplomarbeit [SCHWINN R. (2007)]<sup>5</sup> aus der Bioabfallsammlung im Landkreis Werra-Meißner aus unterschiedlichen Zeiträumen über die mechanische Entwässerung gewonnen wurden. Nachfolgend werden eine zusammenfassende Bewertung sowie ein dezidierter Vergleich der jeweils analysierten Biogasertragsdaten untereinander vorgenommen. Zudem können diese empirisch ermittelten Methanerträge in ihren Grundaussagen zusammen mit den bereits theoretisch errechneten Ertragsdaten diskutiert werden. Letztere wurden anhand von oTS-Gehalten der identischen Presssäfte von SCHWINN R. durch ein eigens entwickeltes Hochrechnungsprogramm bestimmt.

Als zielführende Datengrundlage für die ökonomischen Betrachtungen eines konkreten Modellkonzeptes zur effizienten Nutzung von Biogas aus nachwachsenden Rohstoffen und Bioabfällen dienen die im Rahmen dieser Arbeit empirisch erhobenen Biogasertragsdaten. Darauf basierend wird abschliessend versucht, eine fundierte Aussage zur wirtschaftlichen Machbarkeit des isolierten Synergieanlagenkonzeptes sowie eine Einschätzung der praktischen Tauglichkeit des Separationsverfahrens hinsichtlich seiner Energieeffizienz und Übertragbarkeit auf andere Kompostanlagen zu treffen.

---

<sup>4</sup> vgl. Turk T. et al. (2007) in „Weiterentwicklung der biologischen Abfallbehandlung vor dem Hintergrund von TA-Luft und EEG“ S.163

<sup>5</sup> Schwinn R. (2007) Diplomarbeit „Optimierung der energetischen Verwertbarkeit von Bioabfällen durch biologische, thermische und mechanische Vorbehandlung“

## 2. Bio- und Grünabfallbehandlung in Deutschland

Dieses Kapitel dient dazu, dem Leser vorab einen kurzen Überblick hinsichtlich der aktuellen Situation auf dem Gebiet der BAB (Bioabfallbehandlung) in Deutschland zu geben. Zudem werden die dafür gängigen Anaerob-Technologien untereinander verglichen sowie Kompostierung und Fermentation hinsichtlich ihrer Vor- und Nachteile gegenübergestellt.

### 2.1 Aufkommen und Verwertung biogener Abfälle

Grundsätzlich besteht aus deutschen Haushalten ein Potential von insgesamt 14 Mio. Mg organischer Abfälle pro Jahr. Zurzeit werden nur 8,3 Mio. Mg davon getrennt erfasst. Die Differenz von ca. 5,7 Mio. Mg wird nach wie vor über die Hausmülltonne entsorgt. Entsprechend geht Jahr für Jahr ein erheblicher Teilstrom dem bereits etablierten Nährstoff- und Kohlenstoffkreislauf verloren. Derzeit fallen je Bürger im Bundesdurchschnitt gesehen ca. 100 kg/a Bio- und Grünabfall an. Allerdings sind nur etwa 47 % der Bundesbürger an das Recycling-System der BAB angeschlossen. Besonders der Anschlussgrad in den neuen Bundesländern ist mit 63 % wesentlich geringer als der in den alten Bundesländern (82 %).<sup>6</sup>

Die folgende Grafik verdeutlicht, dass die erfassten Bioabfallaufkommen in Ostdeutschland im Verhältnis zu den westdeutschen Ländern wesentlich geringer ausfallen, obwohl in den neuen Bundesländern überdurchschnittlich hohe Verarbeitungskapazitäten vorhanden sind.

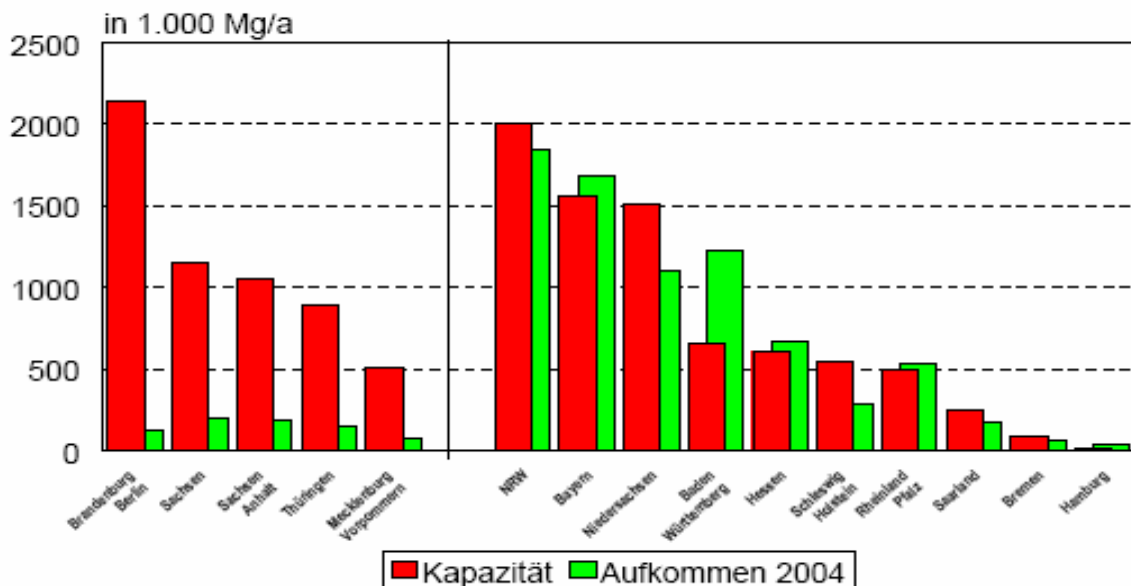


Abbildung 2.1: Kapazitätsmengen und Aufkommen von Bio- und Grünabfällen im Vergleich zwischen neuen und alten Bundesländern

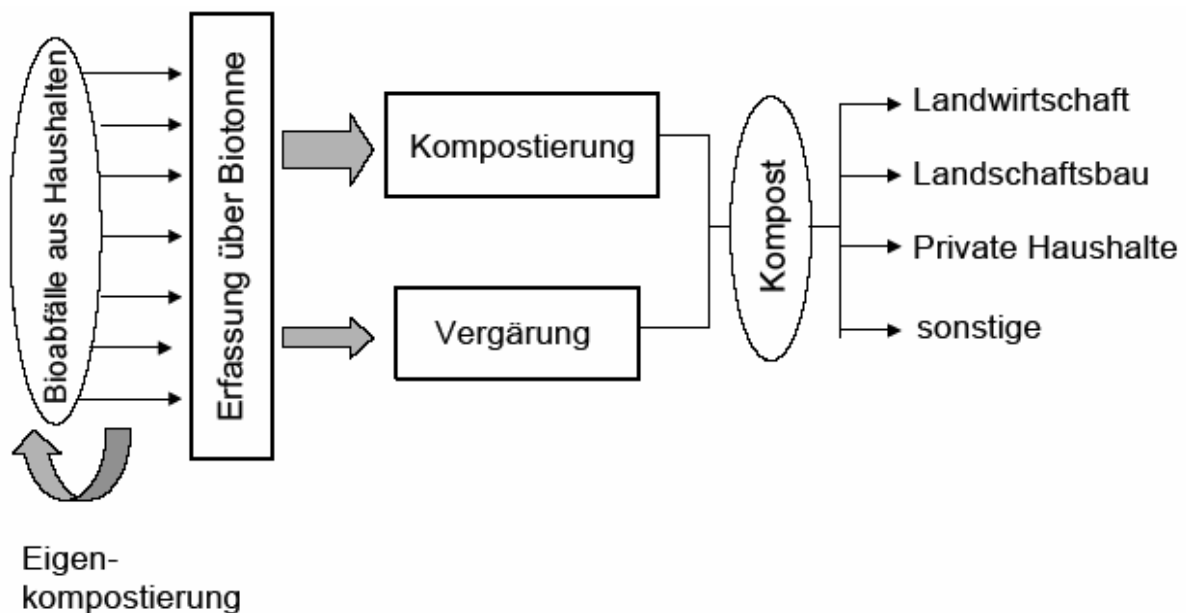
Quellen: BGK e.V. (2003) / Abfallbilanzen der Länder (2004)

<sup>6</sup> vgl. Kern M., Raussen T. (2007) „Konzepte zur optimierten stofflichen und energetischen Nutzung von Bio- und Grünabfällen“ S.129

Diese Diskrepanz lässt sich dadurch erklären, dass enorme Abfallmengen aus Kompostwerken im Westen mit hohen Behandlungskosten überführt werden. Langfristig gesehen ist aufgrund der Transportwege und den damit verbundenen Kosten diese Wirtschaftsweise in Frage zu stellen.

Unabhängig von der energetischen Verwertung kann es demnach aus Gründen der Ökologie und der Ökonomie sinnvoll sein, nativ-biogene Abfälle, die über große Strecken transportiert werden, zuvor mechanisch zu entwässern, um deren Wasseranteil und damit das Gesamttransportgewicht zu reduzieren. Gleichzeitig ergeben sich über das energetische Nutzungspotential von Bio- und Grünabfällen seit Einführung des in 2004 novellierten EEGs vielerorts neue Einkommensquellen, die zukünftig eine Möglichkeit bieten, den drastischen Verfall der Entsorgungs- und Verkaufserlöse direkt aus der BAB zu kompensieren.<sup>7</sup>

Laut einer bundesweit durchgeführten Statistik der Bundesgütegemeinschaft Kompost (BGK 2006) verarbeiten die insgesamt 885 BAB-Anlagen, wovon 75 Vergärungsanlagen darstellen, etwa 2/3 der aufbereiteten Kompostmengen zu Fertig- und 1/3 zu Frischkompost. Während ein Großteil des Fertigkomposts (64 %) im Landschafts- und Gartenbau sowie in großen Erdenwerken und damit wieder in privaten Haushalten Absatz findet, wird der Frischkompost zu rund 75 % direkt an die Landwirtschaft vermarktet.<sup>8</sup>



**Abbildung 2.2: Stoffströme der Verwertung von Bioabfällen Quelle: UBA (2007)**

Anhand des oben abgebildeten Schemas (Abb. 2.2) lassen sich die genannten Stoffströme der Bioabfallverwertung nachvollziehen. Sowohl die Kompostierung als auch die Vergärung ist

<sup>7</sup> vgl. Gottschall R. et al. (2008) in „Bio- und Sekundärrohstoffverwertung III stofflich - energetisch“ S.460

<sup>8</sup> vgl. Knappe F. et al. (2007) in „Bio- und Sekundärrohstoffverwertung II stofflich - energetisch“ S.554

mit einem Umbau der organischen Substanz zu CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> bzw. humusbildenden Fraktionen verbunden. Beide Verwertungswege hinterlassen ein rohfaserreiches Material und bieten über die gezielte Rückführung von Nährstofffrachten Möglichkeit zum Ressourcenschutz, wobei unter Aspekten der Nachhaltigkeit explizit der Qualität ihrer Behandlungsrückstände (Humusgehalt, Schadstoffgehalt, suppressive Düngewirkung, etc.) die größte Bedeutung zugesprochen wird.<sup>9</sup>

Betrachtet man die Zusammensetzung und die Erfassungsmengen der biogenen Abfälle im Bundesgebiet in Abbildung 2.3, wird insbesondere anhand von Bundesländern wie dem Saarland und Niedersachsen mit Erfassungsmengen zwischen 130 und 160 kg/E\*a einerseits und Ländern wie Brandenburg und Mecklenburg-Vorpommern mit nur 30 bis 50 kg/E\*a andererseits ein typisches West-Ost-Gefälle deutlich. Zurückzuführen ist dies auf die unterschiedliche Besiedelungs- und Erfassungsdichte, aber auch auf die gewohnheitsbedingte Trennungskultur der Haushalte hinsichtlich der Hausmüll- und Biotonne.<sup>10</sup>

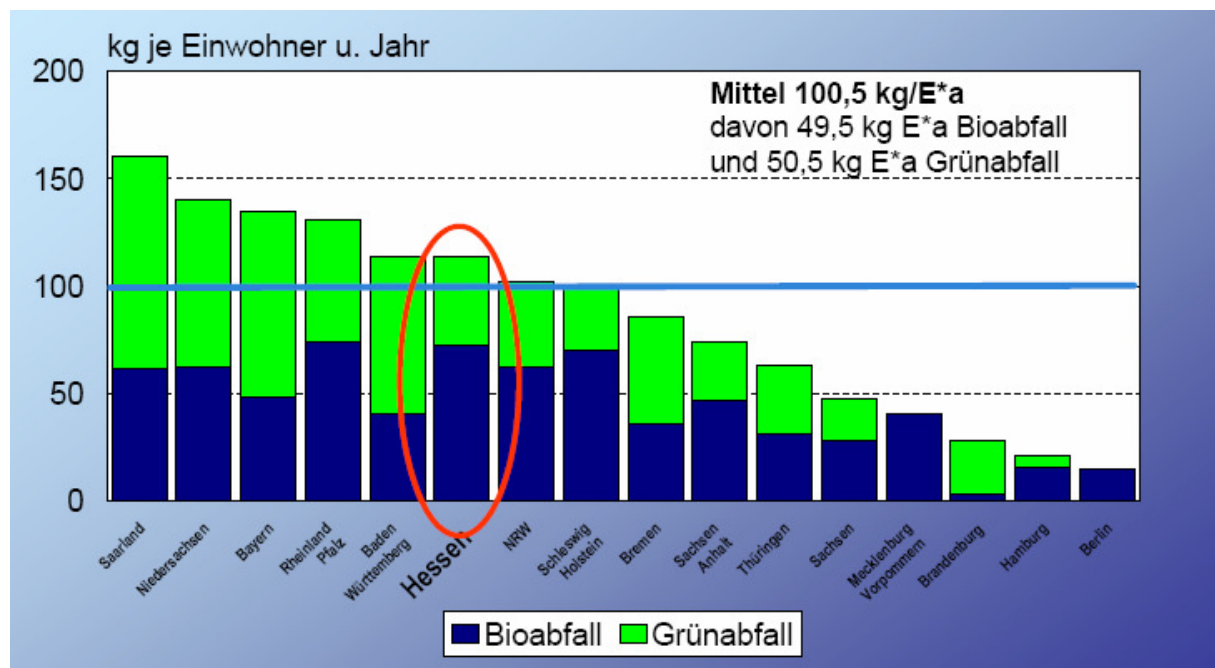


Abbildung 2.3: Spezifisch erfasste Bio- und Grünabfallmengen in den Bundesländern

Quelle: Abfallbilanzen der Länder (2004)

Weiterhin sind zwischen den Ländern erhebliche Unterschiede in der Durchsatzleistung und technischen Ausführung der BAB-Anlagen vorhanden. Während in NRW knapp die Hälfte aller Anlagen über 25.000 Mg/a verarbeitet, überwiegen in Hessen die kleinen dezentralen

<sup>9</sup> vgl. UBA (2007) Forschungsbericht „Stoffstrommanagement von Biomasseabfällen mit dem Ziel der Optimierung der Verwertung organischer Abfälle“ S.146

<sup>10</sup> vgl. Kern M. et al. (2006) in „Anaerobe biologische Abfallbehandlung - Entwicklungen, Nutzen und Risiken der Biogastechnologie“ S.142

Kompostierungsanlagen mit einer Kapazität unter 10.000 Mg/a, oft mit eingehauster Intensivrotte. Die damit in Verbindung stehenden Investitionen erklären die für Hessen im Mittel vergleichsweise hohen BAB-Kosten von 70 bis 80 €/Mg gegenüber den anderen Bundesländern, die aufgrund der meist offenen bzw. überdachten Rotteverfahren durchschnittlich nur 55 €/Mg aufwenden müssen. Gleichzeitig liegt das Gesamtaufkommen mit 119 kg/E\*a in Hessen weit über dem Bundesdurchschnitt (100 kg/E\*a). Daher werden trotz des hohen Anteils an feuchten, leicht umsetzbaren Küchenabfällen von 64,4 % und dem recht niedrigen Anteil an eher trockenem strukturreichen Garten- und Strauchschnitt (32,9 %) die Verarbeitungskapazitäten des Landes durch die beschriebenen Marktverwerfungen weiterhin unter den Erfassungsmengen liegen.<sup>11</sup>

Zukünftig gesehen sind in Deutschland nicht allein die stark in die Höhe geschnellten Entsorgungskosten von Siebresten, sondern auch die verschärften Rahmenbedingungen der BAB durch die TA-Luft und das BImSchG für tendenziell steigende Behandlungskosten verantwortlich.<sup>12</sup> Hinzu kommt, dass zumeist festgelegte Abnahmepreise für die Entsorgung über Jahrzehnte hinweg mit den Kommunen vertraglich vereinbart wurden. Demnach kann diese Kostensteigerung in der Regel nicht an den Markt weitergegeben werden. Denn selbst eine Anhebung der Verkaufspreise hätte aufgrund der Konkurrenzsituation derzeit einen sofortigen Rückgang der Nachfrage zur Folge.<sup>13</sup>

Es wird also zunehmend unter dem Aspekt der Erhaltung der Kohlenstoff- und der Nährstoffkreisläufe durch ein differenziertes Stoffstrommanagement der einzelnen Teilströme neben kosten- und emissionsreduzierenden auch nach energiebereitstellenden Alternativen gesucht. Vor diesem Hintergrund ist zur Kenntnis zu nehmen, dass unter Annahme einer Biogasausbeute von 100 Nm<sup>3</sup>/Mg FM aus den bisher erfassten Bioabfallmengen jährlich ca. 360.000 MWh Strom und 1.240.000 MWh Wärme generiert werden könnten. Dies entspräche 175 Mio. l Erdöl mit einem monetären Gegenwert von etwa 60 Mio. Euro,<sup>14</sup> ohne dafür landwirtschaftliche Nutzfläche für den Anbau von NawaRos in Anspruch nehmen zu müssen.

---

<sup>11</sup> vgl. Kern M. (2008) in „Bio- und Sekundärrohstoffverwertung III stofflich - energetisch“ S.432

<sup>12</sup> vgl. Turk T. et al. (2007) in „Weiterentwicklung der biologischen Abfallbehandlung vor dem Hintergrund der TA-Luft und EEG“ S.156

<sup>13</sup> Schütz G. (2008) mündliche Aussage (Telefonat vom 11.12.08)

<sup>14</sup> vgl. Kern M. et al. (2004) Studie „Energiepotential für Bio- und Grünabfall“ S.368

## 2.2 Staus quo der anaeroben Vergärungstechnologie

Seitens der Anaerob-BAB-Technologie steht eine nahezu gleich große Anlagenkapazität sowohl für Nass- als auch für Trockenvergärungsverfahren zur Verfügung. Bei der Wahl der geeigneten Verfahrenstechniken spielen neben dem TS-Gehalt, dem C/N-Verhältnis und dem Anteil an Störstofffraktionen des Bioabfalls besonders die lokalbedingten Standortfaktoren wie die baurechtliche Genehmigung, die Entsorgung von Gärresten, eine ganzjährige Abwärmenutzung sowie die Höhe der Emissionsbelastung im umliegenden Siedlungsgebiet eine entscheidende Rolle.<sup>15</sup> Grundsätzlich muss im Rahmen der BAB aufgrund von seuchen- und phytohygienischen Gründen gemäss der Bioabfallverordnung entweder eine vor- bzw. nachgelagerte Hygienisierung des Bioabfalls (70°C über 1 h laut BioAbfV) oder eben ein thermophiler Gärprozess (bei 55°C über 24 h, hydrl. Verweilzeit > 20 d nach BioAbfV) zur Anwendung kommen. Hinsichtlich des Prozessmanagements ist der mesophile Betrieb (37°C) gegenüber dem thermophilen durch seine höhere Artenvielfalt an Archaeobakterien zum einen und die geringere Ammoniumstickstoffhemmung zum anderen einfacher handhabbar.<sup>16</sup>

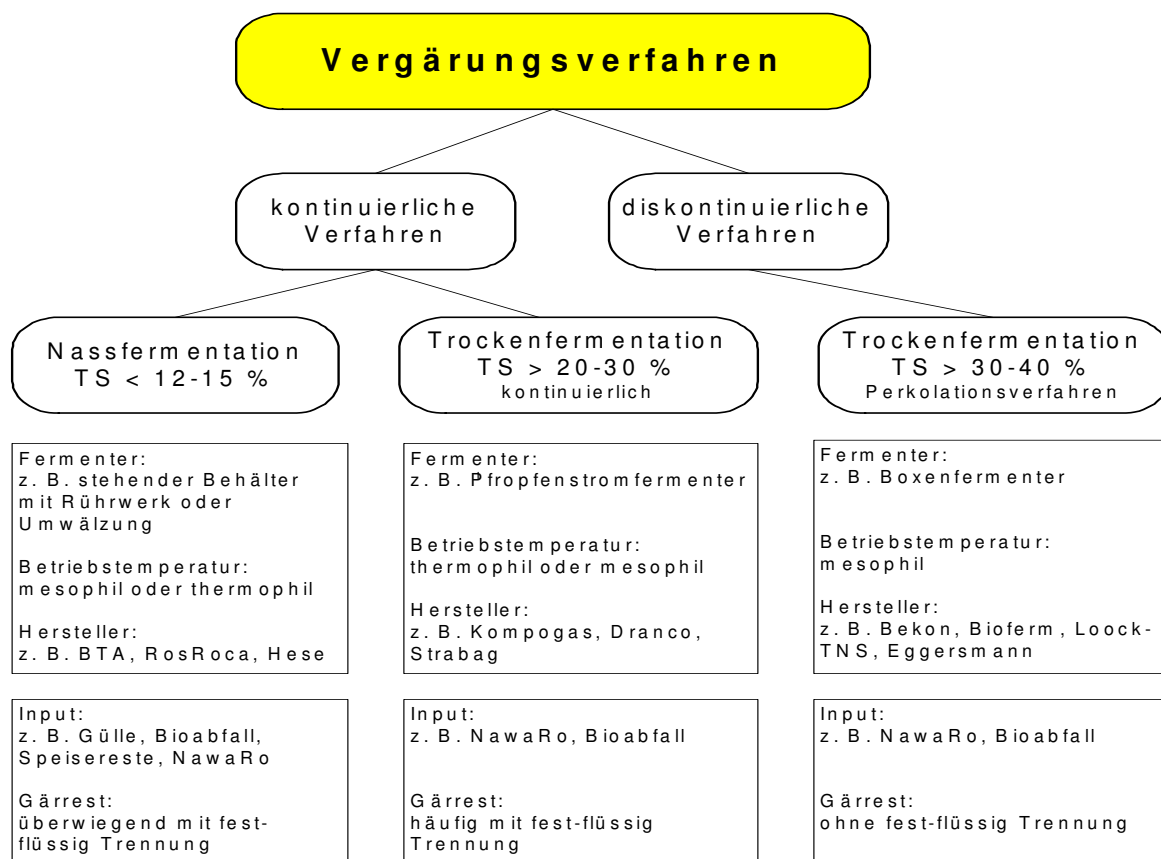


Abbildung 2.4: Übersicht der kontinuierlichen und diskontinuierlichen Gärverfahren

Quelle: Witzenhausen-Institut (2008)

<sup>15</sup> vgl. Wiemer K. et al. (2007) in „Bio- und Sekundärrohstoffverwertung II stofflich - energetisch“ S.539

<sup>16</sup> vgl. Fricke K. et al. (2004) in „EEG und Emissionshandel - neue Chancen für Biomasse- & Abfallnutz.“ S.107



Als wesentliches Unterscheidungsmerkmal zwischen den Verfahrenstechniken dient, wie in voriger Darstellung (Abb. 2.4) aufgezeigt, je nach Inputsubstrat die kontinuierliche bzw. die diskontinuierliche Betriebsweise. In den letzten vier Jahren wurde vermehrt die diskontinuierliche Trockenvergärung (rechts, mit TS > 30 %) im Garagenverfahren nachgefragt, da hier das EEG zusätzlich zur staatlich garantierten Grundvergütung einen Technologiebonus von 2 ct/kWh<sub>el</sub> gewährte.<sup>17</sup> Für künftig erbaute Trockenvergärungsanlagen wird dieser Bonus seit Inkrafttreten der Novellierung zum Jahresbeginn nicht mehr gewährt. Gleichzeitig ist neben dem KWK-Bonus die Einspeisevergütung für den generierten Strom aus BHKWs im Leistungsbereich unter 150 kW<sub>el</sub> um jeweils 1 ct/kWh<sub>el</sub> erhöht worden, so dass in dieser Leistungsklasse seit 1. Jan. 2009 über die Biogasverstromung 14,67 ct/kWh<sub>el</sub> erzielt werden.<sup>18</sup> Mit der Etablierung einer smarten Abwärmenutzung kann die Erlössituation zudem verbessert werden. Infolge der gestiegenen Anforderungen an die BAB durch die TA-Luft 2002 ist für Kompostanlagen mit einer Verarbeitungskapazität von mehr als 10.000 Mg/a seit 2007 eine geschlossene Bauweise mit Biofilter zur Emissionsminderung vorgeschrieben. Entsprechend wird immer häufiger statt einer Kapselung der Intensivrotte die Realisierung einer einstufigen Vergärungsanlage bevorzugt. Im Rahmen der Nassfermentation (Flüssigkeitsvergärung TS < 15 %) gilt aufgrund der besseren Handhabung des Substrates das kontinuierliche einstufige Vergärungsverfahren als vorteilhaft. Diskontinuierliche Verfahren sind bei dieser Prozessführung weitgehend irrelevant.

Zwar wird durch eine Trennung von Hydrolyse und Methanisierung (zweistufige Vergärung) die Prozessstabilität verbessert, doch ist dies mit einem deutlich höheren baulichen und apparativen Aufwand verbunden. Für zweistufige Fermentationsverfahren im Bereich der BAB spricht allerdings, dass die Länge der Hydrolysephase stark durch die Verdaulichkeit des Substrates bestimmt wird. Deshalb ließe sich auch die Verweilzeit besonders von hochverdaulichem Bioabfall (mit 5-7 d) im Vergleich zu faserreichen Maissilage (mit 16 - 20 d) um gut 10 Tage verringern. Hingegen muss im einstufigen Prozess die hydraulische Verweilzeit so gewählt werden, dass sie nicht die Zellwachstumsrate der Archaeobakterien im Fermenter unterschreitet, da sonst mit einem Austrag der Methanbakterien zu rechnen ist.<sup>19</sup>

---

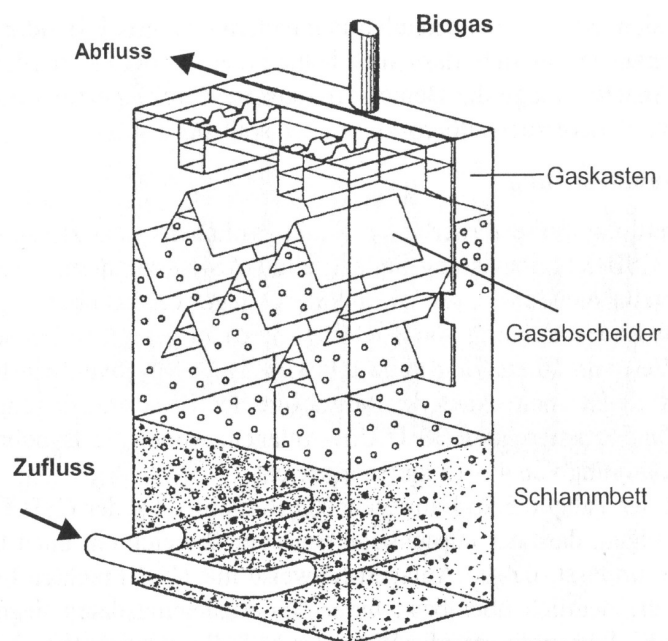
<sup>17</sup> vgl. IFEU (2007) Teilstudie „Wirtschaftliche Bewertung von Kompostierungsanlagen hinsichtlich der Integration einer Anaerob-Stufe als Vorschaltanlage“ S.18

<sup>18</sup> vgl. Witzenh.-Inst. (2008) Diskussionspapier „Neue Vergütungssätze des EEG“

<sup>19</sup> vgl. Busch G., Sieber M. (2006) in „Anaerobe biologische Abfallbehandlung - Entwicklungen, Nutzen und Risiken der Biogastechnologie“ S.72

Mit Hilfe verfahrenseffizienter Hochleistungsreakorteknik können die Vorteile beider Verfahren miteinander verbunden werden. Beispielsweise macht sich der UASB-Reaktor (Upflow-Anaerobic-Sludge-Blanket-Reaktor) eine interessante Eigenschaft einiger anaerober Mikroorganismen zunutze. Sie schliessen sich zu kompakten, schweren Flocken (Pelletbildung) zusammen, setzen sich am Boden ab und bilden ein Schlammbett aus. Schon allein durch die Sedimentation dieser sogenannten Pellets kann trotz kompakter, einstufiger Bauweise und austragender Strömungen viel aktive Bakterienbiomasse in der Suspension gehalten werden.

Die Zufuhr des flüssigen Substrates erfolgt von unten durch das Schlammbett. Mit der Biogasbildung schwimmt ein Teil der Mikrobenflocken auf. Deren Austrag kann mittels Dreiphasenabscheider im oberen Bereich des Reaktors verhindert werden (Abb. 2.5). Der Hochleistungsreaktor wird mesophil betrieben und mit Raumbelastungen zwischen 8-15 kg CSB/(m<sup>3</sup>\*d), Verweildauern zwischen 4 und 28 h und bei oTS-Gehalten von 2-3,5 % gefahren.<sup>20</sup> Dieser Reaktortyp findet vor allem breite Anwendung in der Lebensmittel- und Papierindustrie zur Reinigung der dort anfallenden Abwässer. Daher ist er gleichermaßen zur Vergärung von hoch verdaulichen Lösungen wie biogene Presssäfte geeignet. In regulären Reaktoren kann erfahrungsgemäss über die Vollverstromung von Bioabfällen ein Biogasertrag von 100 bis zu 130 Nm<sup>3</sup>/t FM erwartet werden.<sup>21</sup> Dies entspricht bei einem Methangehalt von Ø 60 % dem Methangasertrag von 60 bis 78 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/t FM.



**Abbildung 2.5: Schema des UASB-Reaktors (BIOPAQ® - System)**

**Quelle: Bischofsberger et al. (2005)**

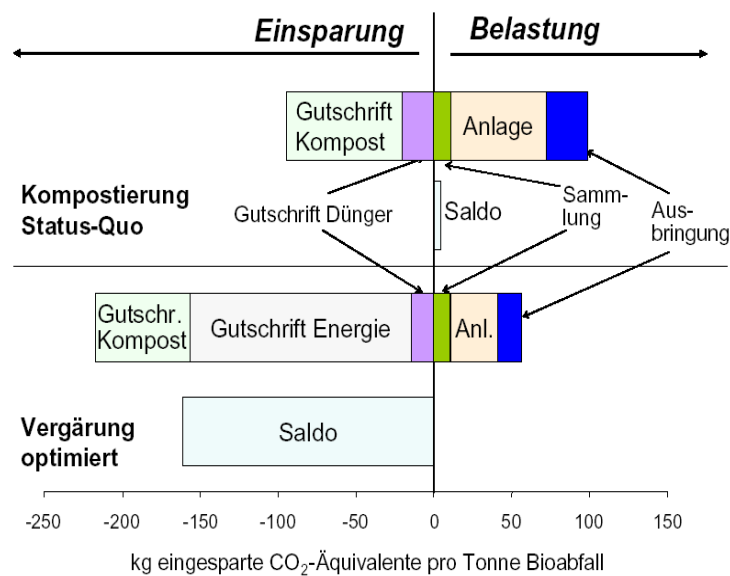
<sup>20</sup> vgl. Meyer H. et al. (2005) in „Anaerobtechnik“ S.298

<sup>21</sup> vgl. Kern M. (2006) „Ausweitung der Bioabfallerfassung als Lösung von Kapazitätsengpässen bei der Restabfallbehandlung - AbfAbIV und EEG schaffen neue Anreize“ S.13

### 2.3 Kompostierung vs. Vergärung

Vergleicht man die beiden BAB-Verfahren miteinander, wird schnell ersichtlich, dass beide ihre Vor- und Nachteile haben. In der Regel wird die Vergärungsstufe über die Integration in den bestehenden Behandlungsprozess eingebunden, sodass durch die verbesserte Erlössituation aufgrund der Vergütung nach EEG die Betriebskosten der BAB auf einem vergleichbaren Niveau bleiben.<sup>22</sup>

Unter Berücksichtigung der Klimagasbilanz werden im Rahmen der üblichen Bioabfallkompostierung eine gleich große Menge an CO<sub>2</sub>-Äquivalenten durch Sammlung, Anlagenbetrieb und Ausbringung freigesetzt, wie über den Kompost und seinen Düngewert wieder eingebunden werden. Dagegen kann mittels vorgeschalteter Vergärungsstufe der Kohlendioxidausstoß (ca. 45 kg CO<sub>2</sub>/Mg FM) durch die regenerative Energieproduktion verringert werden. Demnach wird eine recht hohe Gutschrift (Abb. 2.6) aufgrund der Substitution fossiler Energieträger geltend gemacht. Allerdings ist dabei ein unkontrollierter Methanschlupf innerhalb des Gärprozesses durch Technikwartung stets zu unterbinden.<sup>23</sup>



**Abbildung 2.6: Klimagasbilanz: Kompostierung im Vergleich zur optimierten Vergärung**

**Quelle: BMU (2008)**

Hinsichtlich der energetischen Betrachtungen ist auf Seite der Kompostierung beim Anlagenbetrieb durch das häufige Umsetzen der Kompostmieten ein enormer Energieaufwand bereitzustellen. Eine Nutzung der Mietenabwärme kann im Regelfall jedoch nicht oder nur mit sehr hohem Arbeitsaufwand realisiert werden. Stattdessen wird bei der Vergärung dank

<sup>22</sup> vgl. Daniel J. (2006) Vortrag: „Kriterien für eine anaerobe Behandlung von Bioabfällen anstelle oder in Ergänzung zur Kompostierung“

<sup>23</sup> vgl. PROBAS (2008) Datenbank „Biogas und Umwelt - Ein Überblick“

des flexiblen Einsatzes von zurückgehalten Biogas in BHKWs ein erheblicher Energieüberschuss in Form von Strom und Wärme generiert. Zudem lassen sich im Zuge der Anaerob-BAB die Geruchsemissionen und die Behandlungsdauer um ca. 80 % reduzieren.<sup>24</sup>

Laut den Ergebnissen einer Ökobilanz zur Biogasnutzung, die von der Universität Göttingen nach den Vorgaben der EN ISO 14040-43 erstellt wurde, sind über 80 % der ökologischen Negativ-Effekte in der Energieerzeugung aus Biogas allein mit dem Anbau der Energiepflanzen verbunden. Neben der Bewertung der Flächennutzung nach Ansatz des Eco indicators 99 ist der Input an fossiler Energie durch Treibstoff- und Düngemiteleinsetz als kritische Größe zu sehen. Insofern kommt die Studie zu der Empfehlung, dass primär die Vergärungstechnologien zur Abfall- und Reststoffbehandlung förderwürdig seien.<sup>25</sup>

In diesem Zusammenhang sind zukünftig über das EEG hinaus politische Lenkungsmaßnahmen zur gezielten Förderung der Kreislaufwirtschaft notwendig, um die Energie- und Ressourcenintelligenz bei gänzlicher Stoffstromnutzung zu optimieren. Unter den Aspekten der Humus- und Kreislaufwirtschaft von Pflanzennährstoffen bleibt jedoch die Kompostierung nach wie vor die nachhaltigere Behandlungsoption, denn dort steht die Gewinnung von Bodenergänzungsmitteln mit hohen Anteilen an stabilen Humusformen im Vordergrund. Komposte sind im Hinblick auf die Erhöhung und Reproduktion der Humusgehalte in Böden und somit für die gesamte Bodengenese von besonderer Bedeutung. Tatsächlich kann hierbei über die Vergärung aufgrund der humusarmen Gärreste kaum eine Verbesserung der Bodenfruchtbarkeit erzielt werden. Bislang wird selten eine angemessene Bewertung dieser für den Ackerbau unverzichtbaren Humusreproduktionsleistung in Ökobilanzierungen berücksichtigt. Dies liegt daran, dass keine geeigneten Berechnungsmodelle für die Sequestrierung von Kohlenstoff in Böden zur Verfügung standen und Systemgrenzen falsch definiert wurden.<sup>26</sup> Allerdings ist mit dem anaeroben Abbau organischer Substanz eine Zunahme der Stabilität der oTS und Pflanzenverträglichkeit verbunden. Die biologische Abbaurate der oTS liegt für Fertigkompost (Rottegrad IV) zwischen 45 - 60 %. Für einstufige Vergärungsanlagen ist ein Abbau der oTS von 53 % mit einer Verweilzeit (VWZ) von ca. 18 d erreichbar. In zweistufigen Anlagen kann man über die Fest- Flüssigtrennung im Nassverfahren 4-10 d VWZ bei 62 % Abbauleistung erzielen.<sup>27</sup>

---

<sup>24</sup> vgl. Edelmann W., Schleiss K. (1999) Bilanzstudie „Ökologischer, energetischer und ökonomischer Vergleich von Vergärung, Kompostierung und Verbrennung fester biogener Abfallstoffe“ S.69

<sup>25</sup> vgl. Hartmann K. et al. (2006) in „Anaerobe biologische Abfallbehandlung - Entwicklungen, Nutzen und Risiken der Biogastechnologie“ S.138

<sup>26</sup> vgl. Kehres B. (2007) ) in „Weiterentwicklung der biologischen Abfallbehandlung vor dem Hintergrund der TA-Luft und EEG“ S.79

<sup>27</sup> vgl. Fricke K. et al. (2005) in „Anaerobtechnik“ S.640

Grundsätzlich ist bei der Betrachtung beider BAB-Verfahren entscheidend, dass sie nicht als konkurrierende Verfahrensschritte sondern als sinnvolle Ergänzung des Gesamtsystems gesehen werden. Vielmehr kann nur über den energetischen und den stofflichen Verwertungsweg sowohl eine ökologisch nachhaltige als auch eine effiziente Nutzung biogener Stoffströme stattfinden.<sup>28</sup> Die mechanische Entwässerung und Maischung könnte diesbezüglich eine einfache und kostengünstige Option zur Konfektionierung und Konditionierung von Bioabfällen darstellen, so dass beide Verwertungswege nebeneinander ohne großen Technikeinsatz bestehen können. Mit diesem Hintergrundwissen sollten sich Kompostanlagenbetreiber vor einer konkreten Projektierung von Kombi-BAB-Anlagen unabhängig informieren. Darüber hinaus ist es ratsam, die individuelle Marktsituation zu studieren und eine spezifische Einzelfallprüfung und Kostenabwägung vorzunehmen.

#### **2.4 Hintergründe der Vergärung von mechanisch entwässerten Bioabfällen**

Die Integration einer mechanischen Entwässerung in bestehende BAB-Verfahrensabläufe kann recht simpel durch eine Schneckenpresse realisiert werden, so dass anschliessend einerseits über den Presskuchen der reguläre Kompost-Stoffstrom erhalten bleibt, und andererseits der gewonnene Presssaft für die energetische Nutzung zur Verfügung steht.

Eine vorangestellte Maischung des Bioabfalls kann außerdem dazu führen, den Massenfluss an leicht vergärbaren Bestandteilen in den Presssaft (PS) zu begünstigen. Weiterhin werden mit der hydro-thermalen Desintegration (bei 50 - 100 °C) des Ausgangsmaterials (AM) Prozesse der Quellung und Osmose intensiviert und bestehende Zellstrukturen zerstört, so dass intrazelluläre Bestandteile verstärkt in Lösung gehen. Dadurch erhöhen die genannten Prozesse indirekt die Abbaubarkeit der organischen Substanz während der Vergärung, da die Bakterien wesentlich weniger Zellbarrieren zuvor durchdringen müssen. Zudem ist aufgrund des höheren Flüssigkeitsanteils im Maischemedium bei der mechanischen Entwässerung von einem größeren Volumenstrom auszugehen, wodurch der Feinstoffanteil in der flüssigen Phase zunimmt und damit ein höherer TS- und oTS-Massenfluss in den PS erreicht wird.<sup>29</sup>

---

<sup>28</sup> vgl. Gaßner H., Kanngießer A. (2004) in „EEG und Emissionshandel - neue Chancen für Biomassenutzung und Abfallwirtschaft“ S.26

<sup>29</sup> vgl. Böcker K. et al. (2003) Thermische, chemische und biochemische Desintegrationsverfahren S.5

### 3. Material und Methoden

Für die Bestimmung des Biogaspotentials solcher Presssäfte war vor einer quantitativen und qualitativen Gasanalyse zunächst ein Gärversuch vorgesehen. Dieser wurde aufgrund der begrenzten Laborkapazität in Analogie zur Vorgehensweise in der Diplomarbeit von SCHWINN R. auf zwei aufeinander folgende Versuchsdurchgänge aufgeteilt. Als Substratgrundlage dienten Biotonnenpresssäfte, die in gemeinsamer Vorarbeit sowohl für die oben erwähnte Arbeit als auch für diese Masterarbeit konfektioniert und konditioniert wurden.

#### 3.1 Material

Die Presssäfte des Vorversuchs, die aus einer Bioabfallcharge (50 % siliertes AM, 50 % gefrierbehandeltes AM) im Spätsommer gewonnen wurden, konnten am 28. Jan. 2008 in der ersten Versuchsreihe im Gärlabor des FG Grünlandwissenschaften und Nachwachsende Rohstoffe angesetzt werden. Direkt im Anschluss erfolgte am 15. Feb. 2008 ein Ansatz der zweiten Versuchsreihe. Hierbei kamen Presssäfte des Hauptversuches zum Ansatz, die aus Bioabfall in der Frühjahrsphase separiert wurden. Da beide Ausgangschargen aus der Abfallsammlung des Kreises Werra-Meißner stammen, wurden sie im Auftrag der Vogteier-Kompost-GmbH durch die Firma Fehr zur BAB dem Kompostwerk am Burgberg zugeführt.

##### 3.1.1 Vorversuch

Das Ausgangsmaterial der ersten Versuchsreihe wurde einer Anlieferung vom 16. Okt. 2006 im Einzugsgebiet der Stadtgemeinde Witzenhausen entnommen. Die Aufbereitung und Konservierung des Materials, das großteils aus Rasen- und Baumschnitt sowie geringen Mengen an Fallobst und organischen Haushaltsabfällen mit niedrigem Störstoffanteil bestand, konnte vor Ort stattfinden. Dazu wurde das Material mit einem Scheibenhäckselgerät (siehe Abb. 3.1) in 3 bis 5 cm lange Stücke gehackt und danach gut durchmengt in acht schließefeste PE-Fässer (65 l, je 45 kg FM) gefüllt und stark verdichtet. Vier der acht Fässer wurden bei 8 °C Umgebungstemperatur über acht Wochen durch den Verschluss



Abbildung 3.1: Scheibenhäckselgerät

mit Gärspunden in eine anaerobe Siliierphase gebracht. Die restlichen vier Fässer wurden bei -21 °C direkt nach der Abfüllung bis zum Termin der Entwässerung tief gefroren. Als Ausgangsmaterial diente jeweils der gesamte Inhalt der PE-Fässer. Ziel beider Behandlungsmaßnahmen war es, einen verbesserten Zellaufschluss der Biomasse bereits vor der mechanischen Entwässerung zu erhalten. Ein möglicher Einfluss dieser Maßnahmen auf das Biogaspotential, sollte unter anderem in dieser ersten Versuchsreihe untersucht werden. Tabelle 3.1 fasst die einzelnen Varianten und ihre konkreten Behandlungsmaßnahmen im Vorversuch zusammen.

| Variante            | Material               | Wdh. | Wasser/PS | Erwärmung | Rührdauer | Menge AM |
|---------------------|------------------------|------|-----------|-----------|-----------|----------|
| <b>Kontrolle I</b>  | Bioabfall, gefrierbeh. | 2x   | -         | -         | -         | 40 kg    |
| <b>3:1</b>          | Bioabfall, gefrierbeh. | 1x   | 3,22:1    | -         | 5 min     | 43 kg    |
| <b>3:1 - 100 °C</b> | Bioabfall, gefrierbeh. | 1x   | 3,22:1    | 100 °C    | 90 min    | 43 kg    |
| <b>Kontrolle II</b> | Bioabfall, siliert     | 2x   | -         | -         | -         | 43 kg    |
| <b>3:1</b>          | Bioabfall, siliert     | 1x   | 3,22:1    | -         | 5 min     | 44 kg    |
| <b>3:1 - 100 °C</b> | Bioabfall, siliert     | 1x   | 3,22:1    | 100 °C    | 90 min    | 43 kg    |

**Tabelle 3.1: Behandlungsvarianten im Vorversuch**

### 3.1.2 Hauptversuch

Für die zweite Versuchsanstellung wurden acht Tonnen Ausgangsmaterial aus der Bioabfallsammlung des Ortes Hessisch Lichtenau am 23. Apr. 2007 mittels Radlader grob durchmischt. Das überwiegend aus Küchenabfällen mit hohem Störstoffanteil bestehende Material wurde anschliessend auf einer Betonmistplatte unter einer Plane nach zwei bis dreimaligem Festfahren leicht verdichtet und zwischengelagert. Wetterbedingt (20 °C, Sonnenschein) konnte jedoch durch die Selbsterhitzung auf 50 bis 60 °C das Eintreten von Umsetzungs- und Sickerverlusten nicht verhindert werden. Der im Vorversuch eingesetzte Häcksler konnte aufgrund der recht feuchten Konsistenz des Materials nicht zum Einsatz kommen. Darauf hin wurde das auf Schimmel- und Randverluste bereits selektierte Material mittels Trommelsieb (siehe Abb. 3.2) mit 60 mm-Siebeinsatz vorsortiert, um die für das Maischgerät und die Schneckenpresse schädlichen Störstoffe zu fraktionieren. Dabei wurde ein Siebverlust von etwa 20 % des Ausgangsgewichts entsprechend berücksichtigt.



**Abbildung 3.2: Trommelsieb (60 mm-Siebeinsatz)**

Analytischer Hintergrund dieser Versuchsreihe war zum einen der Einfluss der thermischen Konditionierung und zum anderen der Maischefaktor Wasserzugabe (3:1 = 3kg Wasser + 1kg Bioabfall). Demnach ergaben sich folgende Versuchsvarianten (Tab. 3.2) mit der Zielsetzung die Gasausbeute zu verbessern. Neben der Kontrollvariante, die aus 100 kg unbehandeltem Material gewonnen wurde, konnten fünf Behandlungsvarianten aus jeweils 50 kg Ausgangsmaterial bereitgestellt werden. Alle Varianten bestanden aus vier Wiederholungen, die wie die in der ersten Versuchsreihe einzeln vor der Maischung frisch eingewogen wurden.

| Variante            | Material                 | Wdh. | Wasser/PS | Erwärmung | Rühdauer | Menge AM |
|---------------------|--------------------------|------|-----------|-----------|----------|----------|
| <b>Kontrolle</b>    | Bioabfall                | 4x   | -         | -         | -        | 100 kg   |
| <b>1:1</b>          | Bioabfall                | 4x   | 1:1       | -         | 30 min   | 50 kg    |
| <b>1:1 - 80 °C</b>  | Bioabfall, hydro-thermal | 4x   | 1:1       | 80 °C     | 30 min   | 50 kg    |
| <b>3:1</b>          | Bioabfall                | 4x   | 3:1       | -         | 30 min   | 50 kg    |
| <b>3:1 - 80 °C</b>  | Bioabfall, hydro-thermal | 4x   | 3:1       | 80 °C     | 30 min   | 50 kg    |
| <b>3:1 - 100 °C</b> | Bioabfall, hydro-thermal | 4x   | 3:1       | 100 °C    | 60 min   | 50 kg    |

**Tabelle 3.2: Behandlungsvarianten im Hauptversuch**



### 3.2 Maische

Die spezifische Erhitzung und Anmischung mit Leitungswasser der unterschiedlich vorbehandelten Bioabfallchargen des Vor- und Hauptversuchs konnten direkt in einem umfunktionierten Betonmischer (siehe Abb. 3.3) über ein 4-armiges Hydraulikrührwerk und durch die unterseitige Installation von sechs Gasbrennern ( $37 \text{ KW}_{\text{therm}}$  Primärleistung) sichergestellt werden. Zur Befüllung des Maischegerätes wurde die halbseitige Abdeckung hochgeklappt und zunächst die entsprechende Maischwassermenge auf Temperatur gebracht.



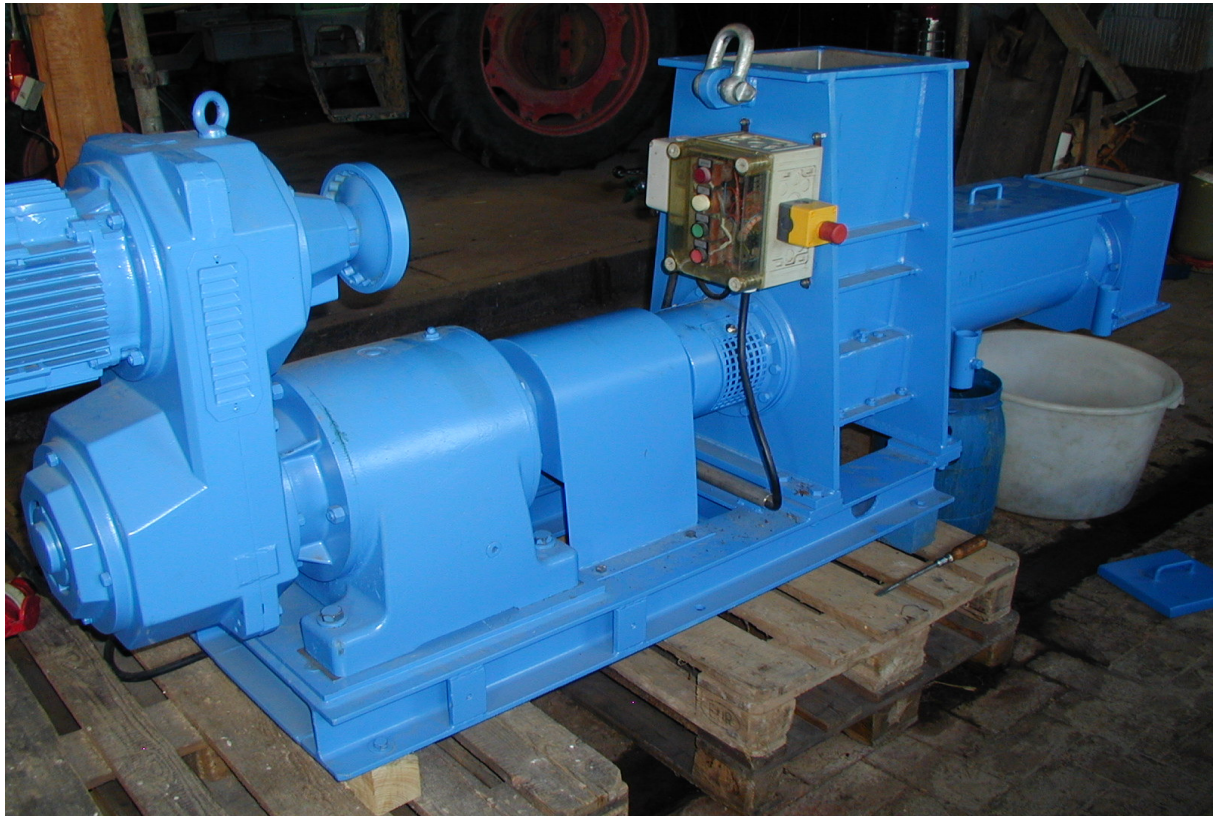
**Abbildung 3.3: Maischegerät mit Gasbrennern**

Die Rührzeitmessung startete mit der Materialzugabe und endete mit der Erreichung der gewünschten Maischetemperatur (80 bzw.  $100^{\circ}\text{C}$ ). Dabei kam ein Infrarotthermometer zum Einsatz. Für alle Kaltmischungen wurde eine Rührzeit von 5 Minuten angesetzt.

Die fertige Maische konnte durch Kippen des Maischegerätes mittels Gabelstapler in Bottiche gefüllt und zurückgewogen werden, bevor sie anschließend zur mechanischen Entwässerung der bereitstehenden Schneckenpresse zugeführt wurde.

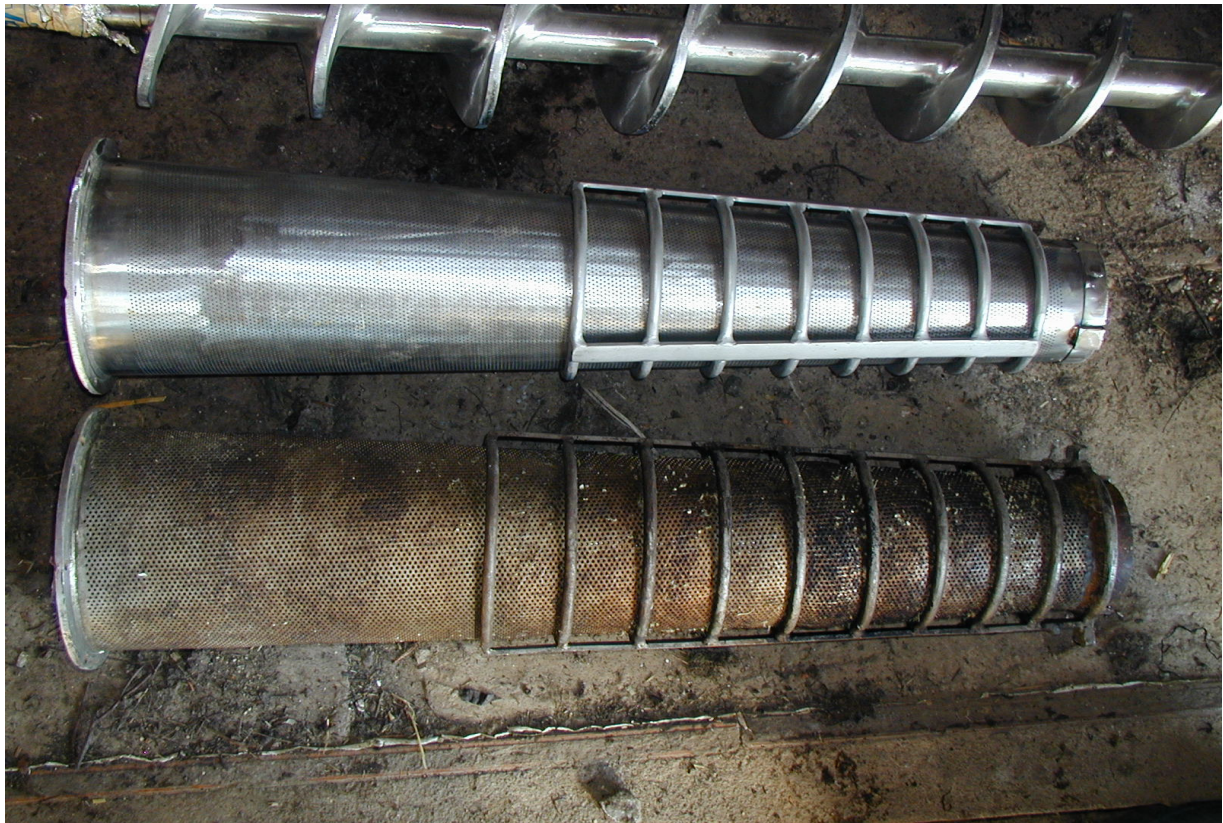
### 3.3 Mechanische Entwässerung

Für die mechanische Entwässerung wurde die in Abbildung 3.4 dargestellte Schneckenpresse Typ A<sub>V</sub> der Firma Anhydro Kassel ( $P_{el} = 5,5 \text{ kW}$ ) verwendet. Die mechanische Entwässerung von Materialien mit bis zu 45 % TS hat zum Ziel, unter hohem Druck die kapillar und zellulär gebundenen Flüssigkeiten und Zellbestandteile durch Quetschung, Abrasion und Scherung (mechanische Desintegration) aus dem Pressgut zu extrahieren.



**Abbildung 3.4: Schneckenpresse**

Während das überwiegend matschige Material die konisch zulaufende Schnecke durchläuft, wird es intensiven Reibungs- und Druckkräften ausgesetzt, so dass bei hohem Entwässerungsgrad selbst kleine Pflanzenpartikel mit dem Presswasser durch das Sieb in die flüssige Phase gelangen. Der im Vorversuch verwendete Siebkorb (in Abb. 3.5 unten) hatte eine Lochgröße von 1,5 mm. Hingegen wurde wegen der schlammigen Struktur des Ausgangsmaterials im Hauptversuch eine Sieblochung von 1 mm (siehe Abb. 3.5 oben) gewählt. Für beide Abpressungsserien wurde die Drehzahl der Welle auf 8 U/min eingestellt.



**Abbildung 3.5: Siebeinsätze und Schneckenwelle**

Bei jedem Abpressvorgang wurde die Presssaft- und Presskuchenfraktion in Auffanggefäßen gesammelt, bis die Schneckenpresse vollkommen entleert war. Durch Wiegen, vor und nach der mechanischen Entwässerung, war eine Anteilsermittlung (FM-Massenbilanz) der Fraktionen am Ausgangsmaterial möglich. Darüber hinaus konnte anhand der TS- und XA-Bestimmung in AM, Presskuchen und PS der jeweilige oTS-Gehalt sowie der oTS-Massenfluss (siehe nächste Seite, Tab. 3.5, 3.6 unten) ermittelt werden.

Im Vorversuch ergab sich somit bei der unsilierten Kontrollvariante im Mittel eine Presssaftausbeute von 33,6 % (siehe Tab. 3.3 I+II gefrier.). Für die silierte Kontrolle fiel durch den verbesserten Zellaufschluss die Ausbeute mit  $\bar{\emptyset}$  37,85 % (I+II siliert) etwas größer aus. In allen weiteren Vorversuchsvarianten, die im 3:1-Maische-Verhältnis separiert wurden, lagen die Presssaftausbeuten sehr eng beieinander und mit Werten zwischen 85,4 und 86,7 % auch wesentlich höher.

| Vorversuch | Varianten             | Datum    | AM kg | PK kg | PS kg  | PS %         |
|------------|-----------------------|----------|-------|-------|--------|--------------|
|            | Kontrolle I gefrier.  | 6.11.06  | 23,68 | 17,58 | 7,59   | <b>32,0%</b> |
|            | Kontrolle II gefrier. | 6.11.06  | 43,26 | 25,81 | 12,97  | <b>35,2%</b> |
|            | 3:1 gefrier.          | 6.11.06  | 43,49 | 23,84 | 151,33 | <b>84,8%</b> |
|            | 3:1-100°C gefrier.    | 9.11.06  | 40,43 | 20,87 | 137,42 | <b>85,4%</b> |
|            | Kontrolle I siliert   | 13.12.06 | 42,15 | 26,70 | 15,70  | <b>37,2%</b> |
|            | Kontrolle II siliert  | 13.12.06 | 45,20 | 30,20 | 17,40  | <b>38,5%</b> |
|            | 3:1 siliert           | 13.12.06 | 43,70 | 23,20 | 158,50 | <b>86,7%</b> |
|            | 3:1-100°C siliert     | 13.12.06 | 42,95 | 22,40 | 148,00 | <b>85,8%</b> |

**Tabelle 3.3: Presssaftausbeuten im Vorversuch**

Im Vergleich konnten die Hauptversuchs-Varianten aus der 3:1-Mischung (siehe Tab. 3.4) zwar ähnlich hohe Ausbeuten (zw. 79,9 und 84,4 %) erzielen. Doch die Presssaftanteile der Kontrolle (Ø 22,37 %) zeigten aufgrund des enormen Störstoffanteils im AM durchschnittlich bis zu 11 % geringere Ausbeuten als ihre Vergleichs-Varianten im Vorversuch auf. Dem gegenüber wirkte der oTS-Massenfluss, der in den Versuchsreihen über die TS-Gehalte in PS und AM von SCHWINN R. bestimmt wurde, relativierend.

| Varianten         |   | Datum            | AM kg  | PK kg   | PS kg  | PS %         |
|-------------------|---|------------------|--------|---------|--------|--------------|
|                   |   | <b>Kontrolle</b> | 1      | 26.4.07 | 100,00 | 71,19        |
|                   | 2 | 30.4.07          | 100,00 | 78,67   | 23,65  | <b>23,7%</b> |
|                   | 3 | 2.5.07           | 100,00 | 77,45   | 19,61  | <b>21,1%</b> |
|                   | 4 | 4.5.07           | 100,00 | 82,04   | 14,09  | <b>16,0%</b> |
| <b>1:1</b>        | 1 | 26.4.07          | 50,00  | 29,21   | 66,61  | <b>68,7%</b> |
|                   | 2 | 30.4.07          | 50,00  | 33,72   | 63,16  | <b>64,7%</b> |
|                   | 3 | 2.5.07           | 50,00  | 28,02   | 65,90  | <b>68,9%</b> |
|                   | 4 | 4.5.07           | 50,00  | 30,98   | 64,76  | <b>66,9%</b> |
| <b>1:1-80 °C</b>  | 1 | 28.4.07          | 50,00  | 36,09   | 52,16  | <b>58,6%</b> |
|                   | 2 | 1.5.07           | 50,00  | 34,73   | 54,38  | <b>60,6%</b> |
|                   | 3 | 2.5.07           | 50,00  | 35,39   | 55,55  | <b>60,7%</b> |
|                   | 4 | 5.5.07           | 50,00  | 32,72   | 57,71  | <b>63,2%</b> |
| <b>3:1</b>        | 1 | 27.4.07          | 50,00  | 29,88   | 163,84 | <b>83,5%</b> |
|                   | 2 | 1.5.07           | 50,00  | 31,96   | 163,90 | <b>83,0%</b> |
|                   | 3 | 2.5.07           | 50,00  | 30,85   | 165,06 | <b>83,6%</b> |
|                   | 4 | 4.5.07           | 50,00  | 29,77   | 167,50 | <b>84,4%</b> |
| <b>3:1-80 °C</b>  | 1 | 28.4.07          | 50,00  | 27,39   | 149,58 | <b>82,4%</b> |
|                   | 2 | 1.5.07           | 50,00  | 34,66   | 149,36 | <b>80,4%</b> |
|                   | 3 | 3.5.07           | 50,00  | 35,23   | 151,75 | <b>80,1%</b> |
|                   | 4 | 5.5.07           | 50,00  | 34,42   | 151,06 | <b>80,5%</b> |
| <b>3:1-100 °C</b> | 1 | 28.4.07          | 50,00  | 34,49   | 135,95 | <b>79,9%</b> |
|                   | 2 | 1.5.07           | 50,00  | 30,93   | 142,35 | <b>81,0%</b> |
|                   | 3 | 4.5.07           | 50,00  | 36,87   | 143,08 | <b>78,9%</b> |
|                   | 4 | 5.5.07           | 50,00  | 33,19   | 149,11 | <b>80,9%</b> |

Tabelle 3.4: Presssaftausbeuten im Hauptversuch

| Variante            |             | oTS-% im Presssaft [FM-Bezug] | oTS-% im Ausgangsmaterial [FM-Bezug] | oTS-Massenfluss in den Presssaft [%] |
|---------------------|-------------|-------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| <b>Kontrolle 1</b>  | gefrierbeh. | 7,8                           | 23,4                                 | 10,7                                 |
| <b>3:1</b>          | gefrierbeh. | 1,2                           | 23,1                                 | 18,0                                 |
| <b>3:1 - 100 °C</b> | gefrierbeh. | 1,7                           | 23,8                                 | 26,4                                 |
| <b>Kontrolle 2</b>  | siliert     | 9,5                           | 23,1                                 | 15,5                                 |
| <b>3:1</b>          | siliert     | 1,6                           | 22,5                                 | 25,8                                 |
| <b>3:1 - 100 °C</b> | siliert     | 2,0                           | 22,9                                 | 30,2                                 |

Tabelle 3.5: oTS-Gehalte in PS und AM sowie der oTS-Massenfluss im Vorversuch

| Variante            | oTS-% im Presssaft [FM-Bezug] | oTS-% im Ausgangsmaterial [FM-Bezug] | oTS-Massenfluss in den Presssaft [%] |
|---------------------|-------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| <b>Kontrolle</b>    | 14,2                          | 23,0                                 | 13,7                                 |
| <b>1:1</b>          | 4,3                           | 23,3                                 | 24,9                                 |
| <b>1:1 - 80 °C</b>  | 4,5                           | 24,0                                 | 23,5                                 |
| <b>3:1</b>          | 1,8                           | 22,8                                 | 24,5                                 |
| <b>3:1 - 80 °C</b>  | 1,9                           | 23,3                                 | 25,4                                 |
| <b>3:1 - 100 °C</b> | 2,2                           | 22,3                                 | 28,4                                 |

Tabelle 3.6: oTS-Gehalte in PS und AM sowie der oTS-Massenfluss im Hauptversuch

### 3.4 Theoretische Methanausbeuten

Zur späteren Gegenüberstellung der theoretischen und empirischen Methanausbeuten werden nun die kalkulierten Ergebnisse aus der Arbeit von SCHWINN R. dargestellt. Die spezifischen Methanerträge der Behandlungsvarianten von Vor- und Hauptversuch lassen in dem Balkendiagramm (Abb. 3.6) den direkten Vergleich mit ihren unbehandelten Presssaft-Kontrollen zu. Tendenziell ist dabei besonders auffällig, dass sowohl im Vor- als auch im Hauptversuch ein höherer Methangasertrag von allen Maische-Varianten ausgeht. Zusätzlich zeigen die Heissmaische-Varianten im Vorversuch nochmals verbesserte Methanerträge, die hinsichtlich dieser Berechnungen eine energieintensive Vorbehandlung rechtfertigen würden. Als ausschlaggebende Bezugsgröße liegt hierbei nicht die  $\sigma$ TS im Presswasser, sondern die Mg FM Bioabfall zugrunde. Aus Werten des Vorversuchs wird deutlich, dass die silierten Varianten Ertragsvorteile gegenüber den gefrierbehandelten Varianten aufweisen.

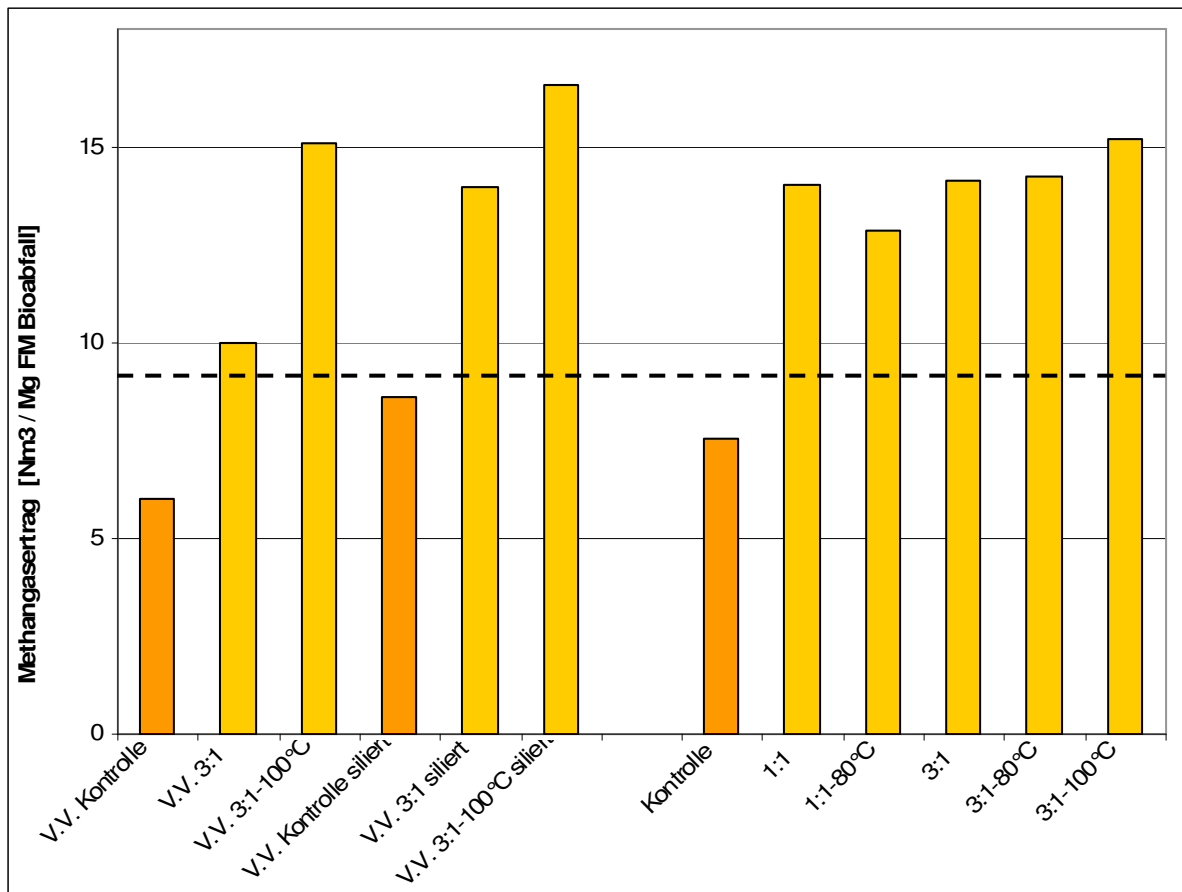


Abbildung 3.6: Theoretische Methangaserträge des Vor- und Hauptversuchs (SCHWINN R. 2007)

Weiterhin bleibt im Hauptversuch die Erhöhung der Maischeverhältnisse von 1:1 auf 3:1 ohne Wirkung. Die eingezeichnete gestrichelte Linie in Abbildung 3.6 markiert den zu erreichenden Grenzertrag von  $9,3 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4/\text{Mg FM AM}$  ( $126.000 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4/\text{a}$ ). Oberhalb dieses Grenzertrags ließ sich ein ökonomisch rentabler Betrieb eines UASB-Reaktors in

Verbindung mit dem von WENDEL H. entworfenen Synergieanlagenkonzept (Modellkonzept zur effizienten Nutzung von Biogas aus NawaRos und Bioabfällen, 2006) realisieren.

Die soeben präsentierten Ertragshochrechnungen wurden anhand analysierter oTS-Gehalte in den Ausgangssubstraten sowie einer verifizierten Methanertragskennzahl von  $300 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$  für Biotonnenpresssäfte bei einer recht niedrigen hydraulischen Verweilzeit von 3 bis 4 d erstellt. Beruhend auf Messergebnissen des LHL, die 2006 in einem Gärversuch mit Presssäften aus Bioabfall mit identischer Fermentertechnik im Batch-Verfahren erzielt wurden, konnte neben der oben genannten Ertragskennzahl eine Mindestmethanausbeute für 13 d VWZ in Höhe von  $345 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$  bestimmt werden. Demnach liefern die nachfolgenden Tabellen bei entsprechend an die Gärversuche angeglicherer VWZ die entscheidenden Datengrundlagen aus Vor- und Hauptversuch im Überblick.

| <b>Variante</b>                 | <b>Methangasertrag<br/>[Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/Mg FM]<br/>bei 3 - 4 d VWZ</b> | <b>Methangasertrag<br/>[Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/Mg FM]<br/>bei 13 d VWZ</b> |
|---------------------------------|--|---|
| <b>Kontrolle 1</b> gefrierbeh.  | 6,01   | 6,91  |
| <b>3:1</b> gefrierbeh.          | 9,99   | 11,49   |
| <b>3:1 - 100 °C</b> gefrierbeh. | 15,08  | 17,34   |
| <b>Kontrolle 2</b> siliert      | 8,59   | 9,88  |
| <b>3:1</b> siliert              | 13,94  | 16,04   |
| <b>3:1 - 100 °C</b> siliert     | 16,59  | 19,08   |

**Tabelle 3.7: Methanerträge aus Vorversuch bei unterschiedlichen VWZ**

| <b>Variante</b>     | <b>Methangasertrag<br/>[Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/Mg FM]<br/>bei 3 - 4 d VWZ</b> | <b>Methangasertrag<br/>[Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/Mg FM]<br/>bei 13 d VWZ</b> |
|---------------------|--|---|
| <b>Kontrolle</b>    | 7,55   | 8,69  |
| <b>1:1</b>          | 14,00  | 16,10   |
| <b>1:1 - 80 °C</b>  | 12,87  | 14,80   |
| <b>3:1</b>          | 14,13  | 16,25   |
| <b>3:1 - 80 °C</b>  | 14,22  | 16,35   |
| <b>3:1 - 100 °C</b> | 15,20  | 17,48   |

**Tabelle 3.8: Methanerträge aus Hauptversuch bei unterschiedlichen VWZ**

Da im Zuge der ausgeweiteten VWZ (rechte Spalte in Tab. 3.7 und 3.8) höhere Methangaserträge zu erwarten sind, wurden die spezifischen Methangaserträge der einzelnen Versuchsvarianten erneut in Abbildung 3.7 charakterisiert. Obwohl sich im Vor- als auch im Hauptversuch die Methangaserträge um ca. 1 bis 2 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> je Mg FM Bioabfall erhöht haben, sind nach wie vor die gleichen Tendenzen erkennbar. Allerdings konnte zuvor keine Kontroll-Variante (VV siliert) an den Rentabilitätsgrenzwert heranreichen.

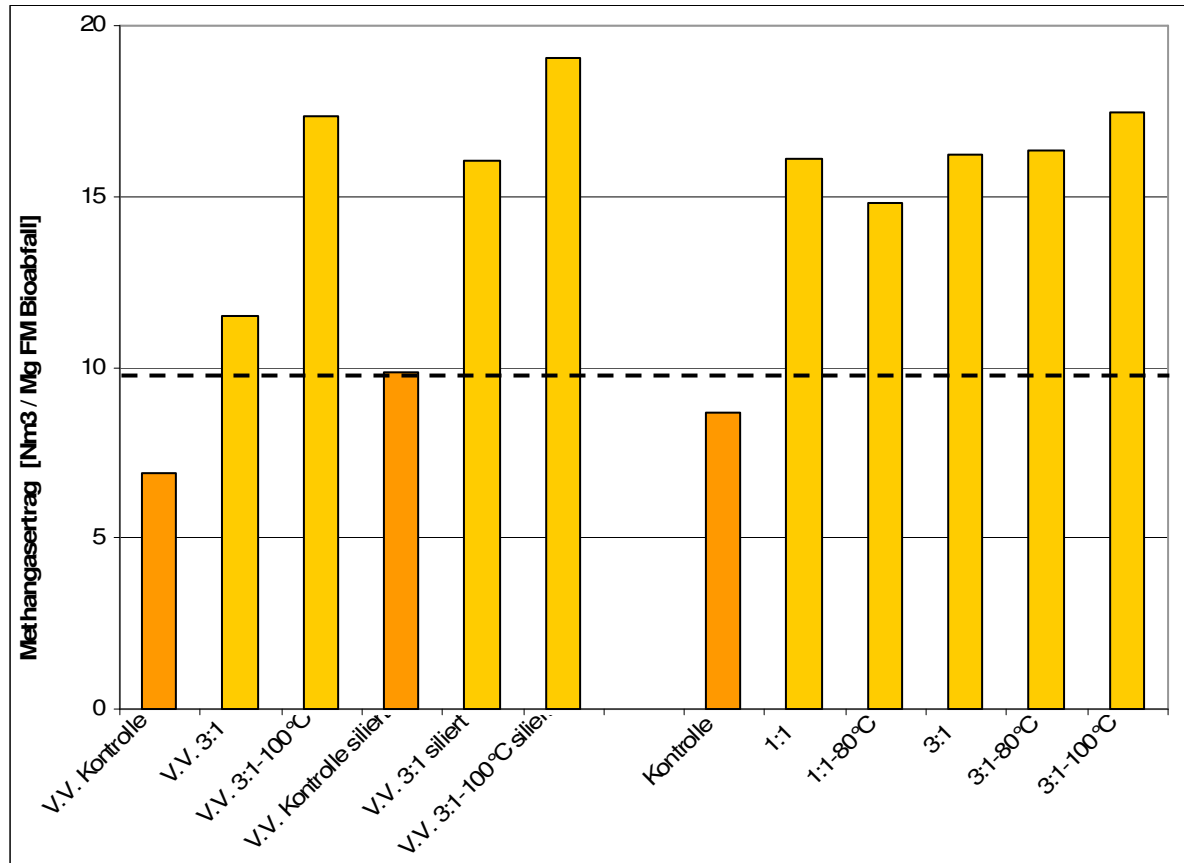


Abbildung 3.7: Theoretische Methangaserträge des Vor- und Hauptversuchs nach 13 d VWZ

Bezüglich der Rentabilitätsgrenzertragslinie des Synergieanlagenkonzeptes in 2009 zeigte sich, dass trotz Implementierung des neuen EEG-Fördersatzes unter Beibehaltung der verfügbaren Jahrestonnage (13.500 Mg FM Bioabfall/a) durch die Berücksichtigung aktueller Biomasse-, Strom-, Gas- und Anlagenpreise für den kooperativen Unternehmensverbund in der von WENDEL H. erstellten Excel-Gesamtsystemmaske eine Anpassung um 0,5 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> auf 9,8 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg FM AM (132.300 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/a) notwendig wurde. Dennoch fehlen für eine handfeste Beurteilung der wirtschaftlichen Machbarkeit des Anlagenkonzeptes praxisrelevante Methanausbeuten.

### 3.5 Datenauswertung

Sowohl die rechnerische Auswertung als auch die tabellarische und graphische Darstellung der Gärversuchs- und Analysedaten wurden im Rahmen dieser Arbeit mit dem MS-Office-Programm Excel umgesetzt. Für die dargelegten theoretischen Hochrechnungen von Biogasertragsdaten aus Presssaft-Varianten kam in der Diplomarbeit von SCHWINN R. SPSS-Software zum Anwendung. Dabei wurde der Massenfluss der oTS sowohl in Abhängigkeit von der unterschiedlichen Konfektionierung als auch der Konditionierung anhand einer Varianzanalyse bestimmt.

## 3.6 Methoden

### 3.6.1 Probennahme

Entsprechend der Wiederholungsanzahl in den Vor- bzw. Hauptversuch-Varianten wurden nach der mechanischen Entwässerung je gewonnener Presssaftprobe zwei bzw. vier 5-l-Eimer als Substratgrundlage für die Gaspotentialanalyse vorgesehen. Da danach alle Presssaftproben in der Tiefkühlkammer bei -12 °C über 6 Monate eingelagert wurden, konnten die 5-l-Eimer erst nach einer schonenden Entfrosthphase (48 h) bei 14 °C Raumtemperatur eine verarbeitungsfähige Substratkonsistenz erreichen.

Zur labortechnischen Bestimmung von pH-Wert, CSB, der flüchtigen organischen Säuren (FOS) sowie der TS- und XA-Gehalte in den Presssäften, wurden direkt vor den Ansätzen der Gärversuchsreihen die Wiederholungen vermengt und unter ständigen Aufrühren in je zwei Probefläschchen (250ml) mit einer Schöpfkelle abgefüllt. Zudem fand eine vergleichbare Probennahme des Inokulates (Null-Variante), das sowohl in der ersten als auch in der zweiten Versuchsreihe aus der Biogasanlage des Landesversuchsbetriebs Eichhof (LLH) in Bad Hersfeld stammte, zur späteren Laboranalyse selbiger Parameter statt. Bis zur weiteren Aufarbeitung des Probenmaterials wurden die Probefläschchen bei 8 °C kühl gestellt.

### 3.6.2 Laboranalysen

Bei der CSB-Bestimmung kam ein Küvettentest (LCK 514) der Firma Hach-Lange mit Fotometermessung zur Anwendung. Die pH-Werte der Substrate konnten über ein pH-Meter (Firma WTW) gemessen werden. Zur TS- und XA-Doppelbestimmung wurden die Proben zunächst im Trockenschrank bei 105 °C über 48 h getrocknet. Anschliessend erfolgte eine Aufbewahrung in Exsikkatoren, dann die Veraschung in Porzellantiegeln bei 550 °C über 8 h im Muffelofen, so dass mit nachstehender Formel der oTS-Gehalt bestimmt werden konnte.

$$oTS = \frac{e_{nachTrocknung} - e_{nachVerbrennung}}{e_{frisch}} \cdot 100 \quad [\%]$$

Das Ein- und Auswiegen aller Proben wurde mit einer Sartorius-Präzisionswaage mit Schutzkabine (Genauigkeit  $10^{-5}$  g) vorgenommen. Zusätzlich wurden seitens des Hessischen Landeslabors (LHL) mittels Gaschromatographie neben den Gärsäuren die flüchtigen Bestandteile aller Presssäfte ermittelt. Somit konnte der durch Trocknung und Veraschung bestimmte oTS-Gehalt um die flüchtigen Bestandteile ergänzt werden.



### 3.6.3 Batch-Versuch

Da für beide Versuchsreihen lediglich die Methanausbeuten der Presssaft-Substrate von Interesse waren, und keine kontinuierlichen Gäruntersuchungen angedacht waren, wurde das Inokulat zum Beginn des Gärversuchs einmalig mit 1 kg Presssaft (Batch-Verfahren) beimpft. Unter mesophilen Temperaturbedingungen wurde der Gärbetrieb in den 20-l-Versuchsreaktoren (PE-Behälter der Firma Speidel) über eine Verweilzeit von 13 Tagen aufrechterhalten. Für eine gute Durchmischung der Reaktorinhalte sorgte ein zentriert aufgesetzter Elektromotor, der über eine Zeitschaltuhr im 3-h-Rhythmus für eine Dauer von 15 min. automatisch angesteuert wurde. Abbildung 3.8 zeigt rechts, wie das U-förmige Tauchrührwerk über eine Antriebswelle mit dem 12V-Motor verbunden ist.



**Abbildung 3.8: 20-l-Versuchsreaktor mit U-förmigem Rührwerk**

Jeweils am Morgen des Ansatzes wurden ca. 300 l Fermentergülle (Inokulat) aus der Hof-Biogasanlage des Landesversuchsbetriebes Eichhof entnommen und in verschliessbaren 65-l-PE-Fässern antransportiert. Das Grundsubstrat dieser Hof-Anlage setzt sich aus unterschiedlichen Anteilen an Gras- und Maissilage sowie Rinder- und Schweinegülle zusammen. Pro Versuchsvariante wurden in der 1.Versuchsreihe je zwei, in der 2.Versuchsreihe je drei, Versuchsfermenter nach der Leereinwaage mit je 14 kg aktivem Inokulat befüllt. Darauf folgte direkt nach Zugabe der Presssaft-Substrate eine weitere Einwaage (Gesamtgewicht). Neben den Doppel- bzw. Dreifachbestimmungen der Presssaft-Substrat-Varianten mussten zudem je Ansatz mindestens zwei weitere Versuchsfermenter als

Null-Varianten (100 % Inokulat) angesetzt und unter selben Bedingungen gefahren werden. So konnten die Methanausbeuten der Fermentergüllen bestimmt werden, um diese im Nachhinein von den kumulierten Methanausbeuten der Versuchsvarianten zu subtrahieren. Alle Versuchsfermenter wurden auf fünf vorbeheizte und mit Styrodur<sup>®</sup>-Platten gedämmte Wasserbecken aus Aluminium verteilt und darin über geregelte Titan-Heizstäbe im Wasserbad auf ein konstantes Temperaturniveau von 37 °C gebracht. Nachdem die Reaktoren luftdicht verschlossen waren, wurden die an der Oberseite befindlichen Stecktüllen über Schläuche und Absperrventile mit 40-l-Gasauffangbeuteln verbunden (erkennbar in Abb. 3.9). Um die Wärmeverluste gering zu halten, wurden die Becken mit Dämmplatten verschlossen.



**Abbildung 3.9: Versuchsreaktoren mit Gasauffangbeuteln im Wasserbad**

Dadurch, dass der Wasserstand im Becken jederzeit über dem Fermenterfüllstand gehalten wurde, konnte gemäss der VDI-Richtlinie 4630 eine gleichmäßige Erwärmung des Reaktorinhalts gewährleistet werden. Einer Temperaturschichtung in den Wasserbecken konnte durch den kontinuierlichen Betrieb von Umwälzpumpen entgegengewirkt werden. Gleichzeitig wurde eine ständige Umströmung der Fermenter über den gesamten

Versuchszeitraum sichergestellt. Mit Beendigung der Versuchsreihe nach 13 Tagen VWZ wurden die Versuchsreaktoren auf einer Sartorius-Waage (max. 50 kg) zurückgewogen, um den Masseverlust der organischen Stoffe durch mikrobielle Stoffwechselprozesse zu erfassen.

### **3.6.4 Gasanalyse**

Die Auffangbeutel wurden innerhalb der ersten drei Tage exakt im 24-h-Turnus ausgetauscht. Für die Zeit danach konnte ein Austausch der Gasbeutel bis zum Abbruch der Gärversuche im 48-h-Turnus erfolgen. Zwischenzeitlich kamen die gefüllten Gasauffangbeutel zur Akklimatisierung und Gasmessung in das Analyselabor (18 °C). Zunächst lief dort sowohl das qualitative als auch das quantitative Analyseverfahren in einer Messstrecke gekoppelt ab. Nachdem die Messung der Gasqualität eines Gasbeutels abgeschlossen war, konnte die Messstrecke über Drehventile dahingehend verändert werden, dass das Biogas nur noch der quantitativen Analyse zugeführt wurde. Aufgrund der Emissionen musste die gesamte Analyseapparatur in einem Abluftschacht mit Sauggebläse aufgestellt werden. Weitere verfahrenstechnische Details zur Messtechnik sowie zur rechnerischen Wertermittlung sind in nachfolgenden Abschnitten beschrieben.

#### **3.6.4.1 Qualitative Analyse**

Mit Hilfe eines Deponiegasanalysators (LPG 20) von der Firma Bernt wurden die Gasinhalte der Auffangbeutel zunächst auf CO<sub>2</sub>-, CH<sub>4</sub>-, und O<sub>2</sub>-Gehalte hin untersucht. Dazu förderte eine interne 12V-Pumpe das Gas mit 0,5 l/min an Infrarotsensoren vorbei, die die Gaszusammensetzung in Volumenprozent auf einer Digitalanzeige ablesbar machten. Während der Messung wurde jedoch mit der Ablesung stets so lange gewartet, bis sich alle drei Werte eingependelt hatten. Erst dann konnte von einer homogenen Gasqualität in dem zu analysierendem Gasauffangbeutel ausgegangen werden.

#### **3.6.4.2 Quantitative Analyse**

Mittels Wasserstrahlpumpe konnte das restliche Biogas deutlich schneller aus den Gasbeuteln durch einen mechanischen Trommelgaszähler TG1 der Firma Ritter zur Gasvolumenbestimmung geleitet werden. Dabei wurde ein maximaler Durchfluss von 8,2 l/min erreicht.

Dank der zeitnahen Ermittlung von Luftdruck und Umgebungstemperatur bestand die Möglichkeit die gemessenen Gasvolumina auf Normbedingungen (0 °C, 1013 mbar) umzurechnen. Das Gesamtgasvolumen wurde dazu um das entsprechende Wasserdampf-volumen reduziert, und alle Messergebnisse konnten in Normlitern [l<sub>N</sub>] dargestellt werden.

### 3.6.5 Methanausbeute

Aus der Verrechnung des gemessenen Methangehalts und dem Gesamtgasvolumen konnte die Methanausbeute gebildet werden. Diese wurde in der normierten Einheit  $l_N/kg$  oTS+FOS erfasst, da sie sowohl die Methanerträge der oTS als auch die aus organischen Säuren beinhaltet. Aus Gründen der Vergleichbarkeit von einzelnen Versuchsvarianten wurde stets neben dem täglich gebildeten Methan auch die über den gesamten Versuchszeitraum kumulierte Methanmenge differenziert betrachtet. Als weitere Möglichkeit kann zur Bestimmung des Biogaspotentials der CSB dienen, denn über den chemischen Sauerstoffbedarf lassen sich max. mögliche Methanausbeuten stöchiometrisch ableiten. Gleichwohl gilt der CSB-Wert als ein guter Anhaltswert zur Beurteilung der Abbaufähigkeit, da mit der Höhe der möglichen Raumbelastung die Verdaulichkeit des Substrates korreliert. Raumbelastungen können entweder in  $kg$  CSB/ $(m^3 \cdot d)$  oder in  $kg$  oTS/ $(m^3 \cdot d)$  ausgewiesen werden. Bei einer Umrechnung muss für das CSB/oTS-Verhältnis von pflanzlichen und tierischen Biogassubstraten ein Faktor von 1,6 Beachtung finden (siehe Gleichung).<sup>30</sup>

$$1 \frac{kg \text{ oTS}}{m^3 \cdot d} = 1,6 \frac{kg \text{ CSB}}{m^3 \cdot d}$$

### 3.6.6 Abbaugrad

Mit Hilfe des Abbaugrades wird der prozentuale Anteil bestimmt, um den sich die Konzentration der organischen Substanz im Gärsubstrat während der Vergärung gegenüber dem Ursprungsgehalt verringert. Entscheidende Parameter sind dabei zum einen die entstandenen  $CO_2$ - und  $CH_4$ -Gasmengen, und zum anderen, der oTS-Anteil, der zur Reproduktion der Bakterienpopulationen verbraucht wurde. In der Regel kann dafür ein Wert von ca. 7 % der abgebauten oTS und FOS angenommen werden, so dass mit Formel I der Abbaugrad ( $\eta_{Gas-oTS}$ ) errechnet wurde. Zudem konnte anhand des CSB-Wertes der Abbaugrad über Anhaltswerte aus der Stöchiometrie bestimmt werden. Die Formel II beruht auf der Tatsache (VDI 4630), dass abzüglich 10 % für Neubildung von Bakterienbiomasse aus 1 Kg CSB max. 350 l  $CH_4$  gebildet werden. Da in den oTS basierten Abbaugraden bisher Fehlerquellen vermutet wurden, wird im Diskussionsteil ein Vergleich beider  $\eta_{Gas}$  vorgenommen.

$$\text{Formel I : } \eta_{Gas-oTS} = \frac{m_{CH_4} + m_{CO_2}}{m_{Substrat} \cdot (oTS + FOS) \cdot 0,93} \cdot 100 \quad [\%]$$

$$\text{Formel II : } \eta_{Gas-CSB} = \frac{m_{CH_4}}{320 \cdot m_{Substrat} \cdot CSB_{Substrat}} \cdot 100 \quad [\%]$$

<sup>30</sup> vgl. Henze M. (2002) in „Wastewater Treatment - Biological and Chemical Processes“ S.140

## 4. Ergebnisse

Der Aufbau dieses Kapitels ist gemäss des chronologischen Vorgehens im Gärversuch in die 1. und 2. Versuchsreihe unterteilt. Bei beiden Versuchsreihen wird eine Gruppierung in die Kontroll-Varianten und die verschieden konditionierten Presssaft-Varianten vorgenommen. Zunächst werden dem Leser jedoch die Mess- und Analyseergebnisse der Inokulat- und Presssaftproben vorgestellt.

### 4.1 Laborwerte der Inokulat- und Presssaftproben

Bis auf die gaschromatographische Gärsäuren- und Ethanolbestimmung wurden alle übrigen Analyseergebnisse im Labor des Fachgebietes gewonnen. Sowohl in der 1. als auch in der 2. Versuchsreihe ergab die pH-Messung der Inokulate im Mittel einen Wert von 7,6. Hingegen lagen die Presssaft-Varianten im Durchschnitt bei einem pH von 5 im leicht sauren Bereich. Im Folgenden wurden deren CSB-, FOS-, Asche- und oTS-Gehalte in Tabelle 4.1 und 4.2 charakterisiert und anschliessend diskutiert.

| Variante                | CSB<br>[g/l] | FOS<br>[g/l] | XA-%<br>[TS-Bezug] | oTS-%<br>[FM-Bezug] |
|-------------------------|--------------|--------------|--------------------|---------------------|
| Kontrolle 1 gefrierbeh. | 132          | 20,6         | 5,79               | 8,37                |
| 3:1 gefrierbeh.         | 15           | 2,75         | 0,97               | 1,23                |
| 3:1 - 100°C gefrierbeh. | 22           | 1,31         | 1,49               | 2,14                |
| Kontrolle 2 siliert     | 145          | 22,3         | 7,53               | 9,0                 |
| 3:1 siliert             | 20           | 5,09         | 2,36               | 2,3                 |
| 3:1 - 100°C siliert     | 23           | 3,78         | 1,41               | 2,13                |

Tabelle 4.1: Laborwerte von Presssäften der 1. Versuchsreihe

| Variante    | CSB<br>[g/l] | FOS<br>[g/l] | XA-%<br>[TS-Bezug] | oTS-%<br>[FM-Bezug] |
|-------------|--------------|--------------|--------------------|---------------------|
| Kontrolle   | 189          | 8,05         | 11,68              | 11,82               |
| 1:1         | 98           | 4,58         | 4,46               | 4,32                |
| 1:1 - 80°C  | 60           | 4,08         | 5,71               | 5,16                |
| 3:1         | 20           | 0,74         | 1,94               | 1,78                |
| 3:1 - 80°C  | 30           | 0,79         | 1,99               | 2,05                |
| 3:1 - 100°C | 24           | 0,69         | 2,24               | 2,26                |

Tabelle 4.2: Laborwerte von Presssäften der 2. Versuchsreihe

Durchweg konnte bei den drei Kontroll-Varianten ein deutlicher Vorsprung gegenüber allen weiteren Varianten in den für den Gärprozess interessanten Werten wie oTS-, CSB- und FOS festgestellt werden, was im Wesentlichen auf die Maischung zurückzuführen ist, da dadurch deutlich ein Verdünnungseffekt auftrat. Der sich besonders gut anhand der Veränderung des CSBs in der 2. Versuchsreihe nachvollziehen lässt.

Laut den Werten in Tabelle 4.3 kann für beide Proben der Inokulatsubstrate von einer recht hohen Homogenität ausgegangen werden. Erstaunlich ist jedoch, dass die CSB- und oTS-Gehalte der Versuchsansätze jeweils gegenläufig ausfielen. Erreichte die oTS einen etwas höheren Anteil, zeigten die CSB-Werte verhältnismäßig niedrige Werte an. Das umgekehrte Verhältnis wurde in der zweiten Versuchsreihe nachgewiesen.

| Variante            | CSB [g/l] | FOS [g/l] | XA [% d. TS] | oTS [%] |
|---------------------|-----------|-----------|--------------|---------|
| Inokulat Reaktor: A | 43        | n. b.     | 1,84         | 4,74    |
| 1.Versuchsreihe B   | 41        | n. b.     | 1,81         | 4,69    |
| Inokulat Reaktor: A | 49        | n. b.     | 1,88         | 4,24    |
| 2.Versuchsreihe B   | 48        | n. b.     | 1,86         | 4,13    |

Tabelle 4.3: Laborwerte der Null-Varianten (1. & 2.Versuchsreihe)

## 4.2 Null-Varianten

Da sowohl in der 2.Versuchsreihe als auch in der 1.Versuchsreihe eine Doppel-Methanertragsbestimmung der Inokulatsubstrate durchgeführt wurde, konnte anhand der Mittelwerte eine Abgleich der Methanbildung stattfinden. Dabei ergab sich über die 13 Tage VWZ zwischen der zweiten und ersten Versuchsreihe eine in Abbildung 4.1 dargestellten Differenz der kumulierten Methanmenge von knapp 2 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS.

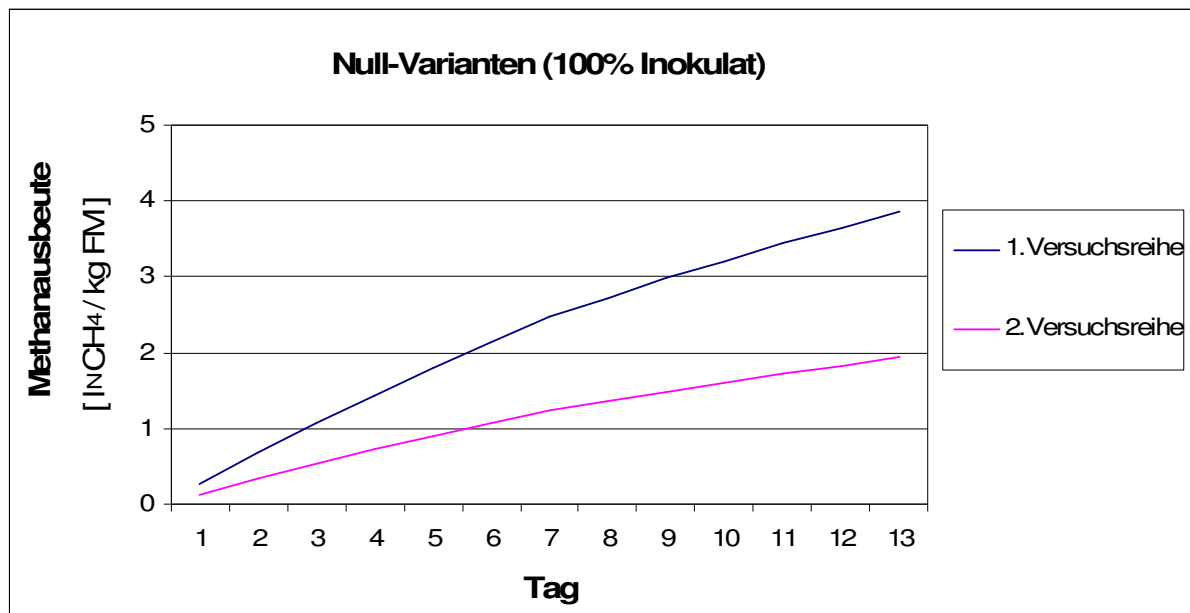


Abbildung 4.1: Methanausbeuten der Null-Varianten in der 1. und 2. Versuchsreihe

Diese lässt sich durch die abweichende Substratzusammensetzungen der Biogasgüllen des Versuchsbetriebes Eichhof erklären, denn die erste Güllecharge (Ansatz vom 28.1.08) enthielt einen erheblichen Anteil an unverdauten Maiskörnern, die aus der frisch in den Hof-

Fermenter eingefutterte Maissilage stammten. Die Maiskörnerfraktionen konnten bei der Flüssig-Probennahme zur oTS-Bestimmung allerdings nicht hinreichend erfasst werden. Demzufolge war das zusätzlich aus der Maisstärke gebildete Methan für den Ertragsunterschied verantwortlich. Grundsätzlich kann jedoch davon ausgegangen werden, dass es sich bei den eingesetzten Impfsubstraten um weitgehend ausgegorenes Material handelte, so dass die Ergebnisse der beiden Versuchsreihen unter Berücksichtigung der Differenz durchaus miteinander vergleichbar sind.

### 4.3 1. Versuchsreihe (Vorversuch)

In der ersten Versuchsreihe wurde für die Gaspotentialanalyse der Presssäfte jeweils ein Doppel-Ansatz gefahren. Basierend auf der CO<sub>2</sub>-, CH<sub>4</sub>- und Gesamtgasvolumenmessung konnten dementsprechend in Tabelle 4.4 die kumulierten Methanausbeuten aus Reaktor A und B dargestellt werden. Zudem wurde für jede Variante der Abbaugrad nach den Formeln aus Unterkapitel 3.6.6 anhand des oTS- bzw. CSB-Wertes errechnet.

| Variante           | Reaktor:    | Methanausbeute<br>[l <sub>N</sub> CH <sub>4</sub> /kg oTS+FOS] |        | $\eta_{Gas-oTS}$<br>[%] |        | $\eta_{Gas-CSB}$<br>[%] |        |
|--------------------|-------------|--|--------|-------------------------|--------|-------------------------|--------|
|                    |             | A  | B      | A                       | B      | A                       | B      |
| <b>Kontrolle 1</b> | gefrierbeh. | 426,11   | 427,77 | 104,64                  | 103,21 | 86,34                   | 86,68  |
| <b>3:1</b>         | gefrierbeh. | 225,19   | 234,10 | 53,38                   | 48,84  | 70,37                   | 73,15  |
| <b>3:1 - 100°C</b> | gefrierbeh. | 171,95   | 161,54 | 46,15                   | 42,06  | 55,45                   | 52,09  |
| <b>Kontrolle 2</b> | siliert     | 448,58   | 458,98 | 98,05                   | 101,11 | 95,82                   | 98,90  |
| <b>3:1</b>         | siliert     | 115,11   | 323,76 | 25,94                   | 145,71 | 51,81                   | 67,53  |
| <b>3:1 - 100°C</b> | siliert     | 319,02   | 332,53 | 57,57                   | 58,57  | 106,82                  | 111,34 |

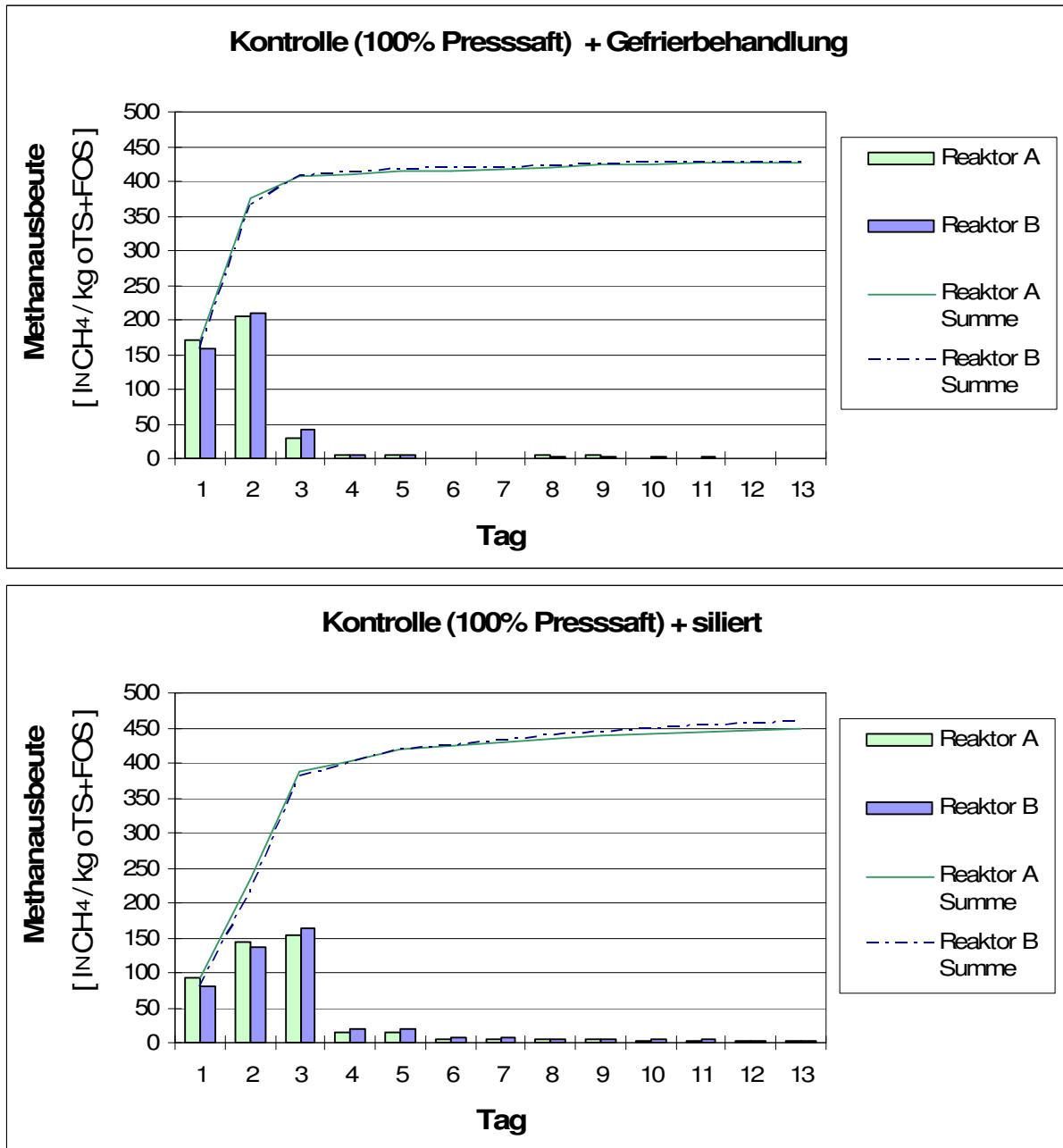
**Tabelle 4.4: Methanausbeuten und Abbaugrade der 1. Versuchsreihe**

Besonders die Kontroll-Varianten erzielten, wie zuvor aus den CSB- und oTS-Laborwerten abzulesen war, recht hohe Methanausbeuten, die die in der Praxis üblichen Methanerträge von 400 Nm<sup>3</sup>/Mg oTS einstufigen Anlagen übertrafen und fast an die zweistufiger Vergärungsanlagen (460 Nm<sup>3</sup>/Mg oTS) heranreichten.<sup>31</sup>

Hingegen zeigten die Ausbeuten der Maische-Varianten eine wesentlich größere Variation, die sich zwischen 115 und 332 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS +FOS bewegte. Obwohl dieses Missverhältnis mit den Aussagen der Abbaugrade in den Varianten korrelierte, ergaben sich unerwartet große Differenzen von 10 bis 50 % zwischen den unterschiedlich berechneten Abbaugraden. Bei einer Mindest-VWZ von 13 d wurden anhand der nachfolgenden Grafiken die individuellen Gärverläufe der einzelnen Reaktoren charakterisiert. Durch Werteabgleich der ungemischten

<sup>31</sup> vgl. Fricke K. et al. (2005) in „Anaerobtechnik“ S.639

Kontrollen und ihren Kurvenverläufen in Abbildung 4.2 wird ersichtlich, dass die silierte Variante mit  $\varnothing 453,78 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$  zwar eine höhere Methanausbeute erreichte, sie sich in den ersten 48h jedoch nicht so hochverdaulich wie die gefrierbehandelte verhielt.



**Abbildung 4.2: Methanausbeuten der Kontroll-Varianten gefrierbehandelt / siliert**

Die nahezu aufeinander verlaufenden Linien der kumulierten Methanmengen in Reaktoren A und B sprechen für ein homogenes Ausgangssubstrat und eine gelungene Versuchsanstellung. Neben der exakten Inokulat- und Substrat-Einwaage waren hauptsächlich Faktoren wie Temperaturführung der Wasserbecken sowie ein behutsames Vorgehen beim Austausch der Gasbeutel, zur Schaffung identischer Fermentermilieus ausschlaggebend. Wesentlich schlechtere Methanausbeuten wiesen im Vorversuch die 3:1-Kaltmaische-Varianten auf.



Trotz der ansonst gleichen Vorbehandlung blieben ihre Methanmengen unter  $330 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$ . Dementsprechend lagen auch deren Abbaugrade etwas niedriger. Die Verdaulichkeit der gefrierbehandelten Variante in beiden Fermentern konnte als recht hoch bewertet werden. Sie setzten innerhalb der ersten 24 h gut 82 % ( $190 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$ ) der Gesamtgasmenge ( $234 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$ ) frei. Hingegen musste in Reaktor A der silierten 3:1-Kaltmischung von einer zeitweiligen Hemmung der Mikroorganismen (Abb. 4.3 unten) durch Unterschreitung des CSB:N:P-Mindestnährstoffverhältnisses (800:5:1) oder durch Monodfunktion ausgegangen werden.<sup>32</sup>

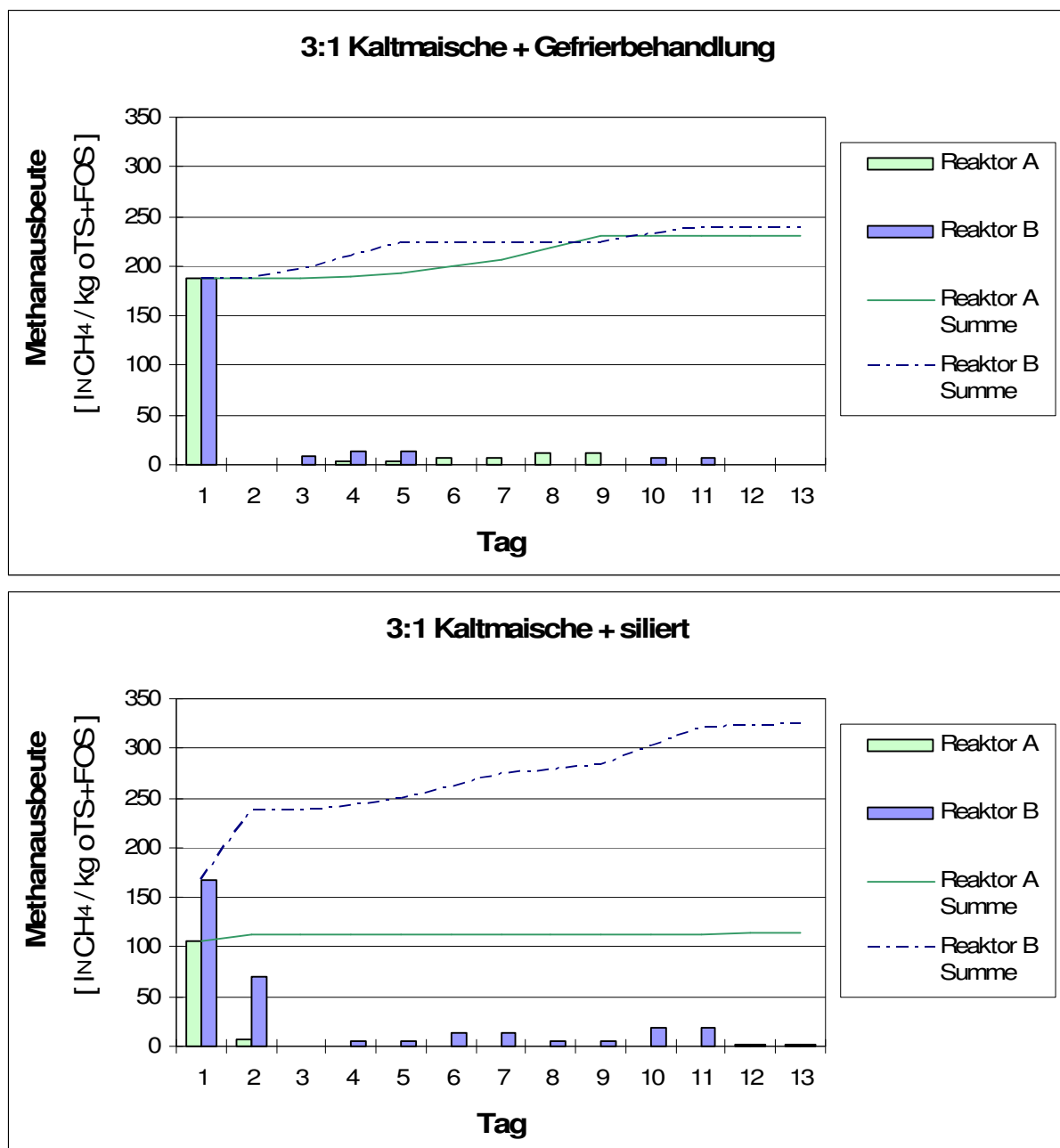


Abbildung 4.3: Methanausbeuten der 3:1-Kaltmische-Varianten gefrierbehandelt / siliert

<sup>32</sup> vgl. Kroiss H., Svoldal K. (2005) in „Anaerobtechnik“ S.63 &75

Ungewöhnlich hoch waren zudem die Ausbeuten am 10. und 11. Tag sowie der schwankende Substratabbau in Reaktor B. Ein seltenes Phänomen bei der Vergärung von Presssaftsubstraten in Batch-Versuchen, was eventuell durch eine erhöhte Milchsäurebildung während der anaeroben Konservierung begründet sein könnte. Im Durchschnitt kumulieren die 3:1-Kaltmaische-Varianten (Abb. 4.3)  $242 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$  je Fermenter. Dies entspricht etwa der Hälfte der Methanausbeuten in den Kontroll-Varianten.

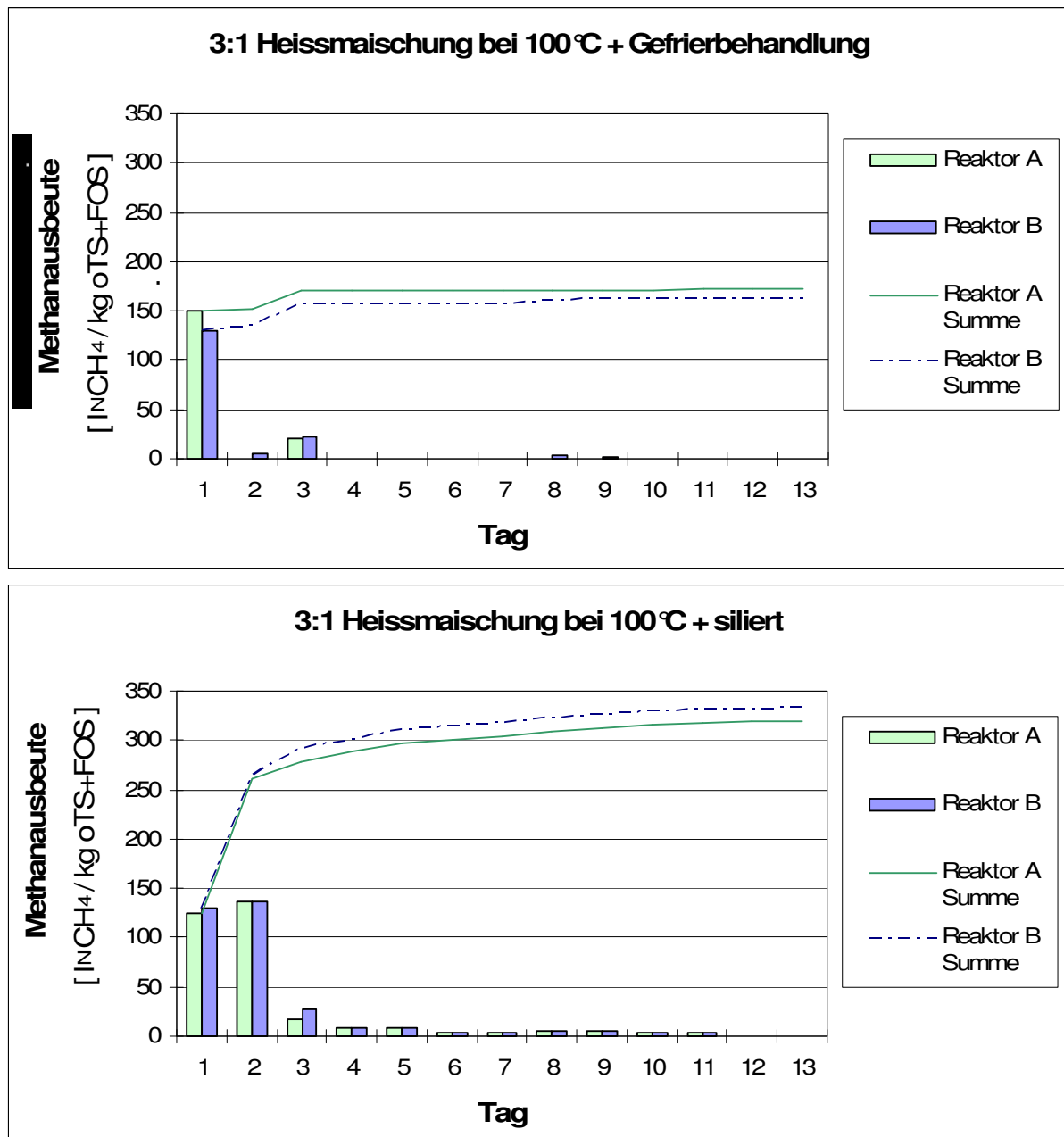


Abbildung 4.4: Methanausbeuten der 3:1-Heissmaische-Varianten gefrierbehandelt / siliert

Vergleichbare Methanwerte ( $\approx 246 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$ ) erreichten die Varianten, die einer Heissmaische bei  $100^\circ\text{C}$  unterzogen wurden. Hier zeigte die silierte Variante klar einen Mehrertrag von rund  $160 \text{ l}_N \text{ CH}_4$  gegenüber der gefrierbehandelten auf (siehe Abb. 4.4).

#### 4.4 2. Versuchsreihe (Hauptversuch)

Aufgrund der Dreifach-Methangasbestimmung in dieser Versuchsreihe wurde zwar die tabellarische Strukturierung aller Analysedaten beibehalten, jedoch eine überschaubarere Datendarstellung nach dem Balkendiagramm unten gewählt. Die Farben Schwarz, Weiss und Gelb zeigen die täglich produzierten Methanmengen der einzelnen Versuchsreaktoren auf. Hellblau, Lila und Rosa verbildlichen die kumulierte Gesamtmethanmenge.

| Variante<br>Reaktor: | Methanausbeute<br>[l <sub>N</sub> CH <sub>4</sub> /kg oTS+FOS] |        |        | $\eta_{\text{Gas-oTS}}$<br>[%] |       |       | $\eta_{\text{Gas-CSB}}$<br>[%] |        |        |
|----------------------|--|--------|--------|--------------------------------|-------|-------|--------------------------------|--------|--------|
|                      | A  | B      | C      | A                              | B     | C     | A                              | B      | C      |
| Kontrolle            | 341,46   | 354,91 | 331,49 | 69,99                          | 71,65 | 66,02 | 71,10                          | 73,90  | 69,02  |
| 1:1                  | 364,42   | 375,04 | 354,46 | 67,14                          | 73,65 | 65,31 | 55,24                          | 56,85  | 53,73  |
| 1:1 - 80°C           | 266,57   | 295,07 | 313,48 | 49,14                          | 48,87 | 69,59 | 77,62                          | 44,13  | 91,59  |
| 3:1                  | 470,71   | 388,22 | 457,18 | 100,43                         | 77,11 | 87,15 | 138,53                         | 114,25 | 134,55 |
| 3:1 - 80°C           | 438,15   | 370,35 | 322,29 | 85,74                          | 76,71 | 65,02 | 98,10                          | 82,92  | 72,16  |
| 3:1 - 100°C          | 322,81   | 406,02 | 378,21 | 64,46                          | 89,75 | 80,03 | 98,67                          | 124,1  | 115,60 |

Tabelle 4.5: Methanausbeuten und Abbaugrade der 2. Versuchsreihe

Zunächst konnte anhand der Einzelergebnisse in Tabelle 4.5 erkannt werden, dass diesmal die höchste kumulierte Methanmenge ( $\bar{\varnothing}$  438,7 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS) nicht in der Kontroll-Variante, sondern in der 3:1-Kaltmaische-Variante gemessen wurde. Gefolgt von der 3:1-Heissmaische-Variante lag die 3:1-Kaltmaische nur knapp unter den Best-Werten der silierten Kontroll-Variante aus der 1. Versuchsreihe.

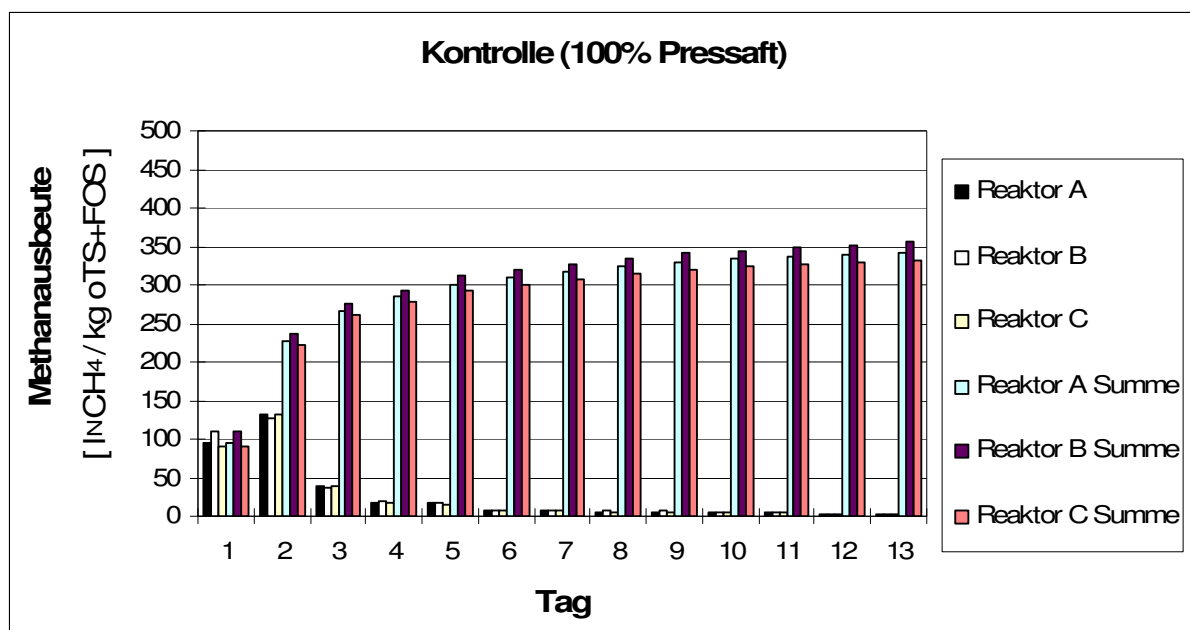


Abbildung 4.5: Methanausbeuten der Kontroll-Variante in 2. Versuchsreihe

Weiterhin war in dem Diagramm der Kontroll-Variante des Hauptversuchs (siehe Abb. 4.5) eine sehr geringe Varianz der Fermenter A, B und C erkennbar, was aufgrund der standardisierten Versuchsdurchführung erneut optimale Ausgangsbedingungen und homogene PS bezeugte. Insgesamt gesehen lag die Kontrolle mit  $\bar{\varnothing}$  342,6 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS und einem Abbaugrad von  $\bar{\varnothing}$  70 % im unteren Drittel der Gesamtmethanerträge.

Etwas höhere Methanausbeuten erzielten bei vergleichbaren Abbaugraden die Versuchsreaktoren der 1:1-Kaltmaische ( $\bar{\varnothing}$  364,6 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS). Darüber hinaus ließen die Balken des ersten Messtages (Abb. 4.6.1) aufgrund der enormen Methanerträge nach 24 h darauf schliessen, dass von dem 1:1-Maischepresssaft eine überdurchschnittlich hohe Verdaulichkeit aus ging. Wiederum besonders auffallend war der analoge Verlauf der Summenbalken in den einzelnen Versuchsreaktoren dieser Grafik.

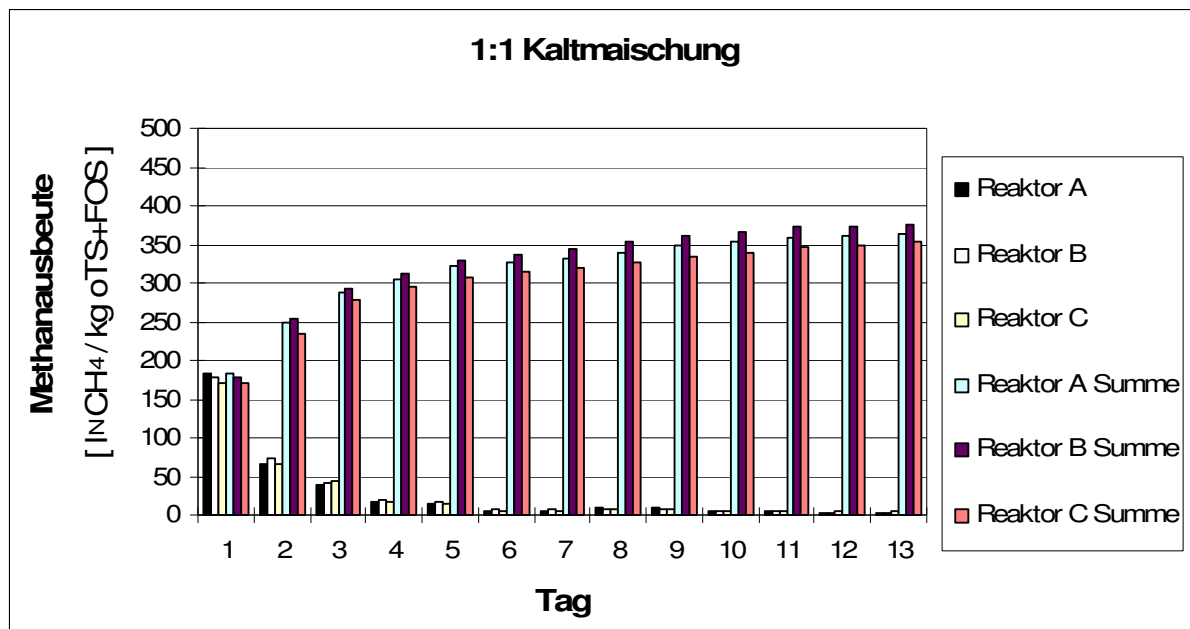


Abbildung 4.6.1: Methanausbeuten der 1:1- Kaltmaische in 2. Versuchsreihe

Wie zuvor schon angemerkt wurde, gingen in dieser Versuchsreihe von der 3:1-Kaltmaische-Variante die besten Methanerträge und Abbaugrade ( $\eta_{Gas-oTS} = \bar{\varnothing}$  88 %) aus. Ihr Gärverlauf wurde auf der nächsten Seite in Abbildung 4.6.2 charakterisiert. Dahingehend konnten erhebliche Unterschiede zwischen den Ertragsergebnissen der ersten und zweiten Versuchsreihe erkannt werden, denn die Kontrollen der 1. Versuchsreihe zeigten sich allen anderen Varianten gegenüber weit überlegen.

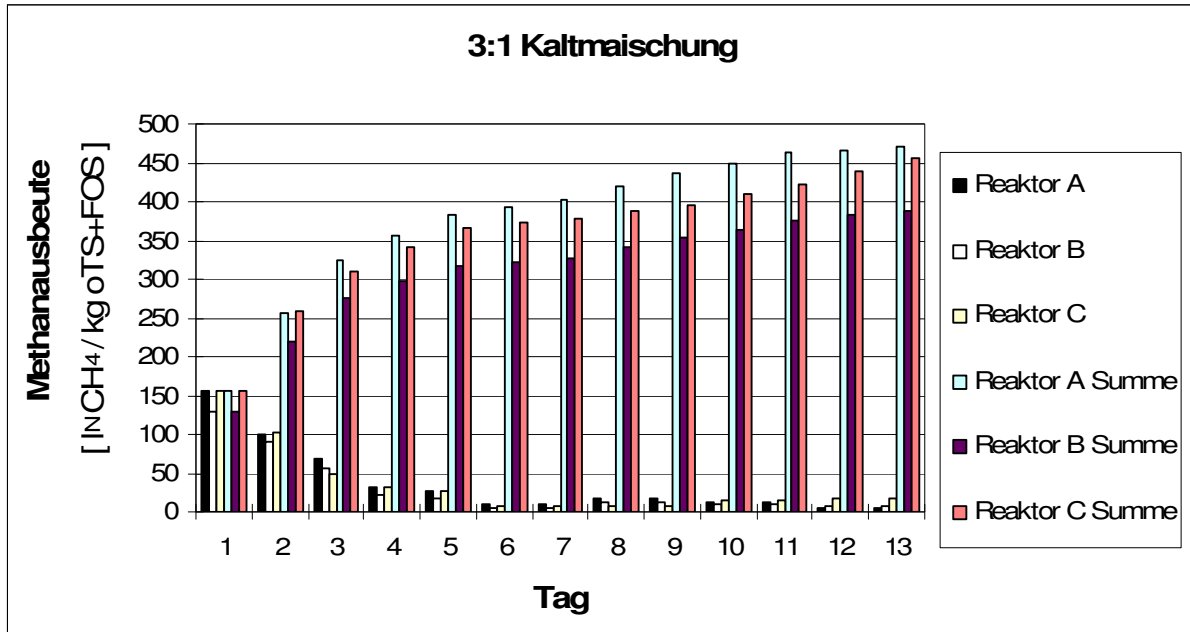


Abbildung 4.6.2: Methanausbeuten der 3:1-Kaltmischung in 2.Versuchsreihe

Vergleichsweise wurden sowohl bei der 1:1-Heissmischung mit 80 °C eine um  $\varnothing$  73 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub> /kg oTS+FOS geringere Methanausbeute ( $\varnothing$  291,7 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS) gegenüber der 1:1-Kaltmischung analysiert, als auch tendenziell abnehmende Gesamtmethanerträge von der 3:1-Kaltmischung zur 3:1-Heissmischung verifiziert. Gegenüber der 3:1-Kaltmischung lagen die Gasausbeuten der 3:1-Heissmischung bei 100 °C (siehe Abb. 4.7.3 auf S.37 unten) um durchschnittlich 78 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub> /kg oTS+FOS niedriger. Zudem war in allen Heissmischungsvarianten von einer Steigerung der Variation in den Einzelwerten zu beobachten.

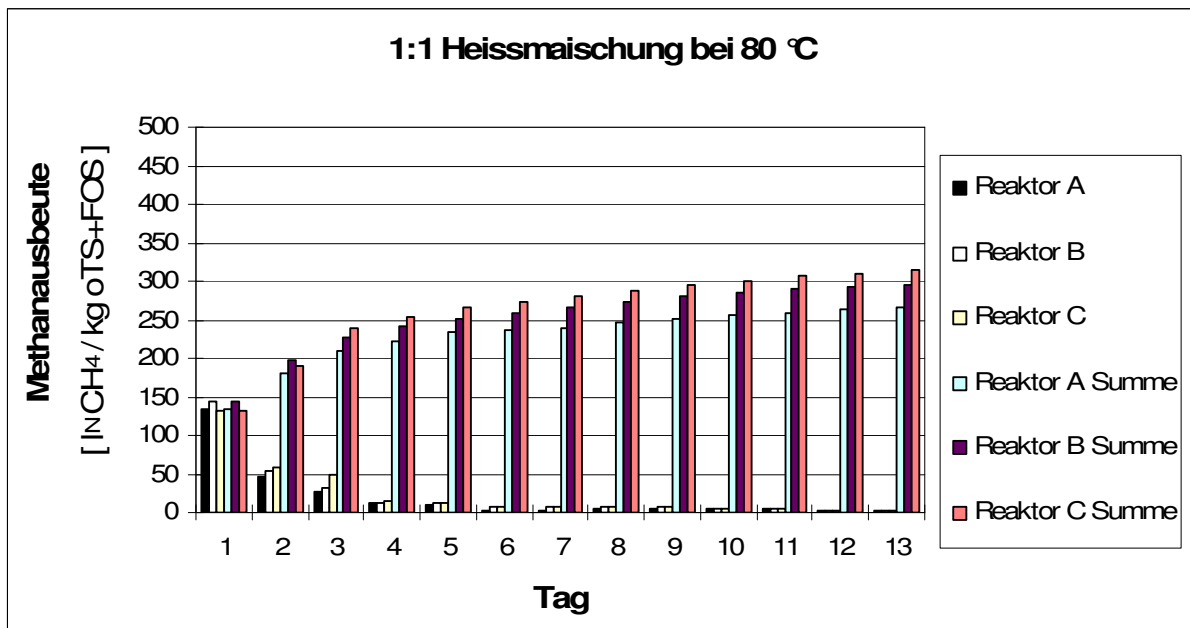


Abbildung 4.7.1: Methanausbeuten der 1:1-Heissmischung (80°C) in 2.Versuchsreihe

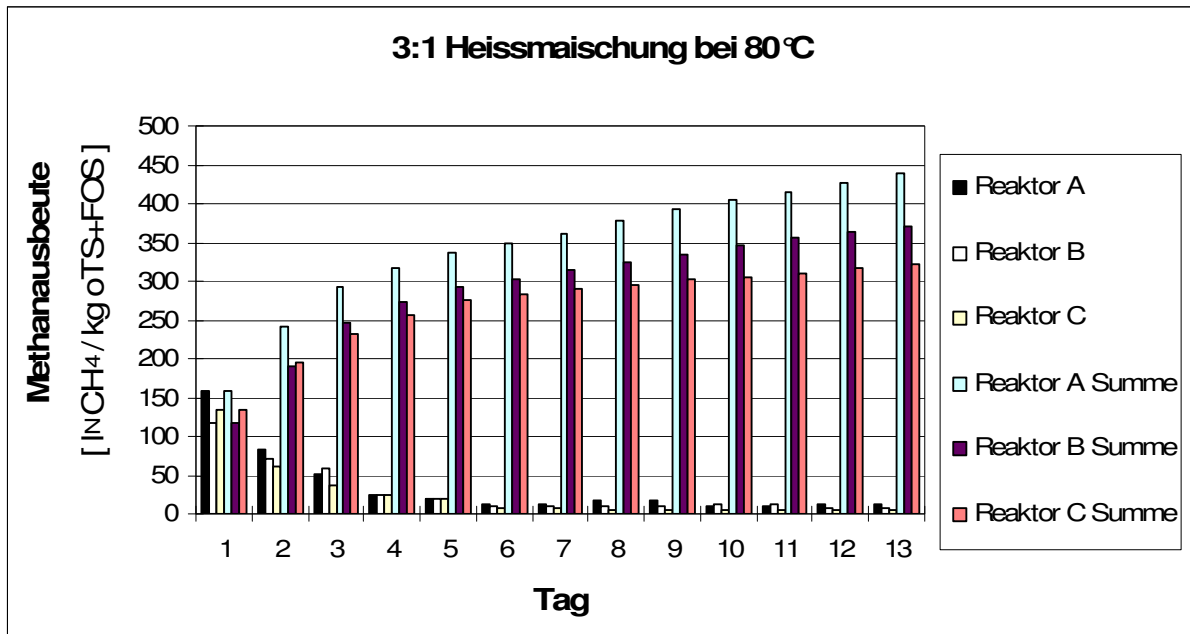


Abbildung 4.7.2: Methanausbeuten der 3:1-Heissmische (80 °C) in 2.Versuchsreihe

Folglich wurde in der 2.Versuchsreihe hinsichtlich der durchgeführten Konditionierungsmaßnahmen einerseits der Mischung ein positiver Effekt zugesprochen, andererseits konnte der Temperierung eine negative Wirkung auf die Gesamtmethanausbeute nachgewiesen werden. Wenngleich während der Aufbereitung des AM aufgrund von wetterbedingten Einflüssen Umsetzungs- und Sickersaftverluste nicht unterbunden wurden, so dass das Ertragsniveau der Kontroll-Varianten in der 1.Versuchsreihe nicht zu erreichen war.

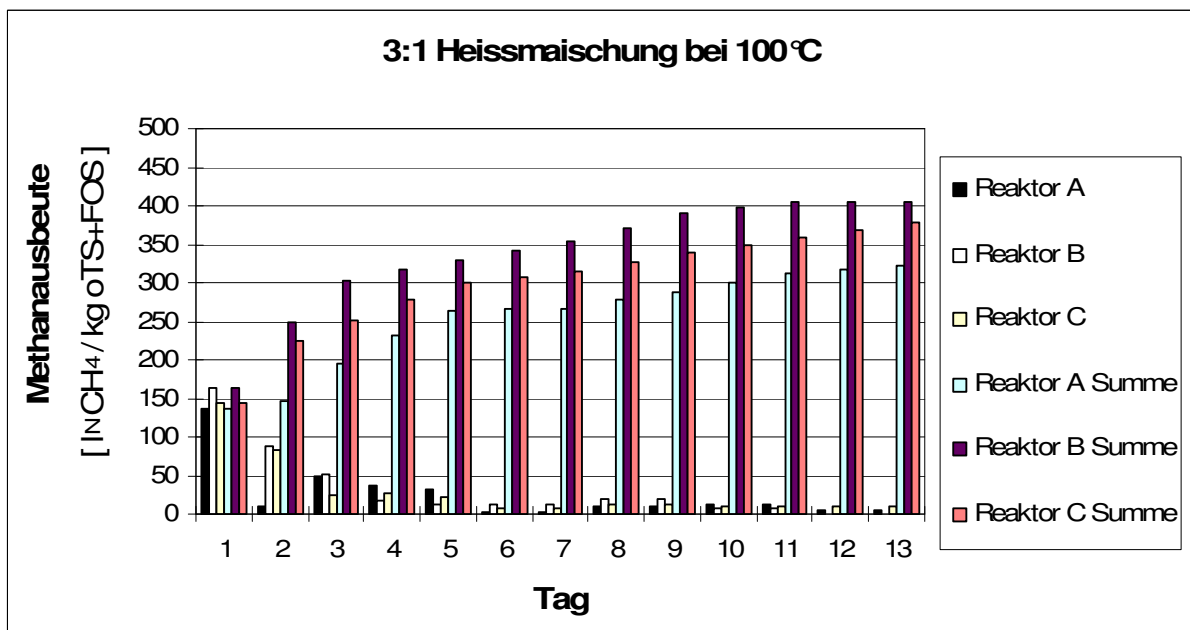


Abbildung 4.7.3: Methanausbeuten der 3:1-Heissmische (100 °C) in 2.Versuchsreihe

## 5. Diskussion

Zur weiterführenden Bewertung der verfahrenstechnischen Tauglichkeit des dargelegten Separationsverfahrens wurden die eben vorgestellten Ergebnisse diskutiert und untereinander verglichen. Zudem galt es, zur Herstellung einer praxistauglichen Verhältnisgröße die analysierten Methangasmengen je kg oTS im PS mittels Massenfluss auf kg oTS im AM umzurechnen. Hinsichtlich der wirtschaftlichen Begutachtung des Synergieanlagenkonzeptes wurden darauffolgend diese Ergebnisse auf die FM Bioabfall bezogen und mit dem Rentabilitätsgrenzertag sowie den Hochrechnungen von SCHWINN R. abgeglichen.

### 5.1 Bewertung der Versuchsergebnisse

#### 5.1.1 Methanerträge

Aufgrund der Tatsache, dass das AM der separierten PS aus unterschiedlichen Jahreszeiten stammte und einer anderen Vorkonfektionierung unterzogen wurde, war im Vorhinein keine große Übereinstimmung zwischen den Methangaserträgen der Versuchsreihen zu erwarten. Dennoch konnten ihre Gemeinsamkeiten und Differenzen durch eine an der Vorbehandlung orientierten Gegenüberstellung in Abbildung 5.1 konkretisiert werden.

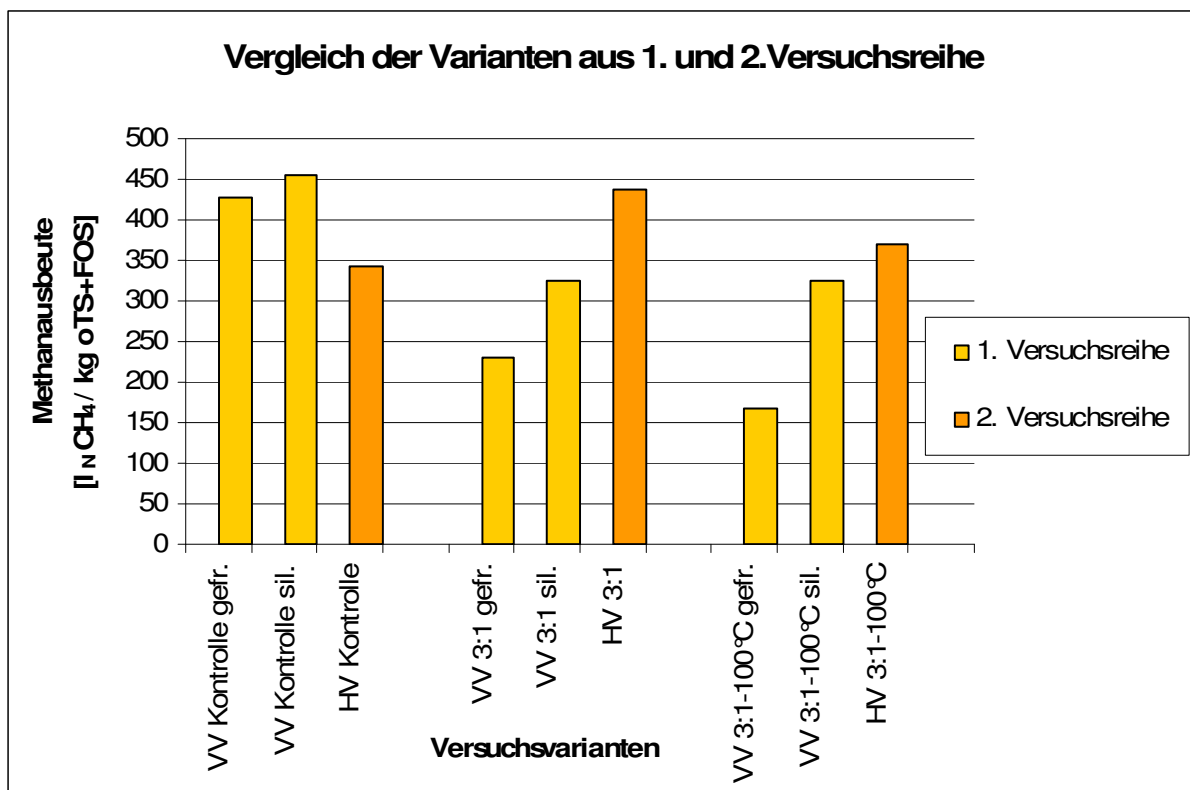


Abbildung 5.1: Vergleich der Methanausbeuten in den Varianten aus 1. und 2. Versuchsreihe

Ein Vergleich der Kontroll-Varianten verweist einerseits darauf, dass die Kontrollen der 1. Versuchsreihe (VV) ein größeres Methangaspotential (ca. 80 - 100 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS) als

die der 2. Versuchsreihe (HV) haben, andererseits aber auch, dass mittels anaerober Konservierung die Methanausbeute um ca. 25 - 35 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS gesteigert werden kann. Fraglich ist allerdings, ob Letzteres in Relation zu dem nötigen Arbeits- und Kostenaufwand der Konservierung steht.

Weiterhin konnten sowohl für die 3:1-Kaltmaische- als auch für die 3:1-Heissmaische-Varianten aus der 1. zur 2. Versuchsreihe ein widersprüchliches Verhalten festgestellt werden. Während beide Mischungen der 1. Versuchsreihe deutlich niedrigere Gaserträge als die Kontrolle zeigten, wurden in der 2. Versuchsreihe bei der Kalt- und Heissmaische um bis zu 96 l<sub>N</sub> CH<sub>4</sub>/kg oTS+FOS höhere Ausbeuten erreicht.

Demnach kann grundsätzlich davon ausgegangen werden, dass neben dem oTS-Massenfluss in den PS auch die Verdaulichkeit des PS in Abhängigkeit zum Ausgangsmaterial zu sehen ist, denn die Zusammensetzung und Abfallstruktur in der 1. Versuchsreihe war gegenüber der 2. Versuchsreihe überwiegend durch grobstrukturierten Rasen- und Baumschnitt mit geringen Mengen an Fallobst und biogenen Küchenabfällen geprägt, wodurch in der 3:1-Maische (VV) ein Verdünnungseffekt der verfügbaren oTS im PS verstärkt wurde. Dagegen lag in der 2. Versuchsreihe eine konträr zusammengesetzte Bioabfallcharge vor, die eher aus matschig schwerem Küchenabfall mit hohem Störstoffanteil bestand. Im Zuge der 3:1-Mischung gelangte die darin enthaltene abbaubare organische Substanz überproportional in den PS.

Übereinstimmende Resultate wurden bezüglich der thermischen Behandlung durch einen negativen Ertragstrend von den Kaltmischungen zu den Heissmischungen in beiden Versuchsreihen ausgemacht. Entsprechend dieser Feststellungen muss die hydro-thermale Konditionierung zunächst in Frage gestellt werden.

### 5.1.2 Abbaugrade

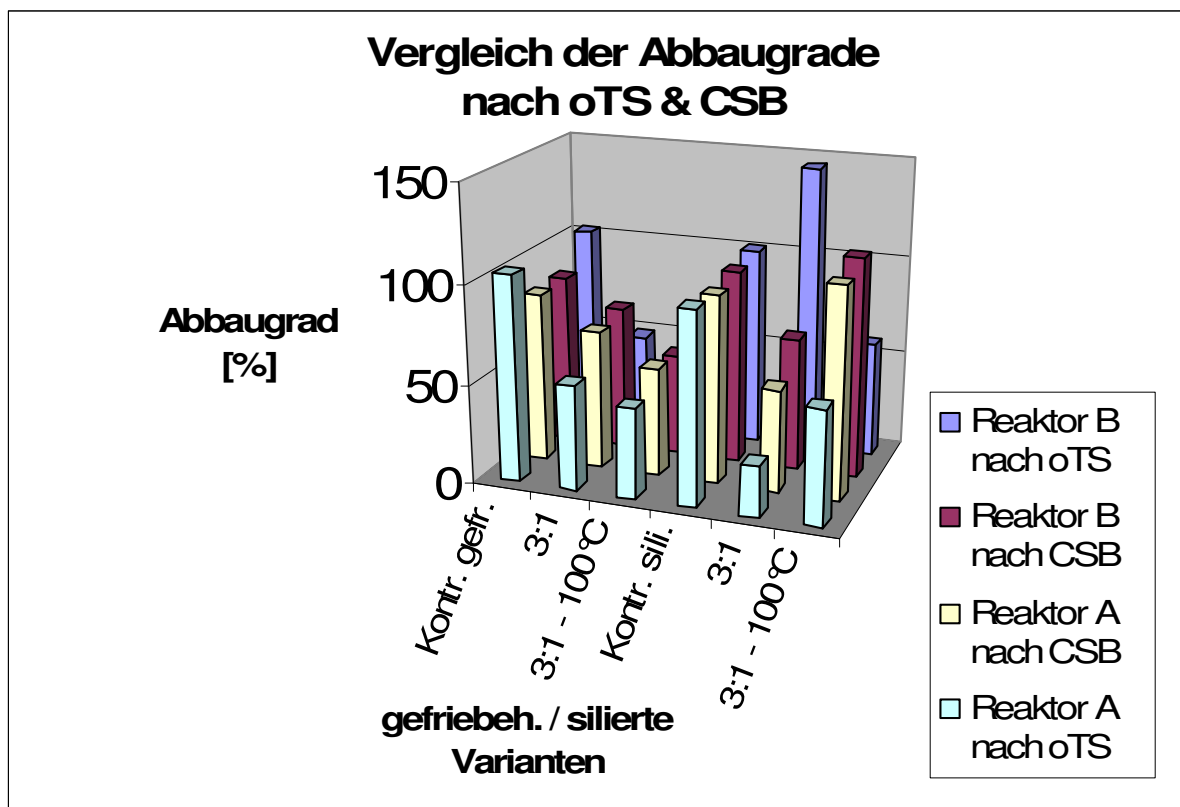
Eingangs wurde erwähnt, dass neben starken Gehaltsschwankungen in oTS und CSB zwischen den Versuchsvarianten selbstverständlich auch hinsichtlich der Gasausbeuten erhebliche Unterschiede feststellbar waren. Da diese Schwankungen sowohl aus der Fehlerquelle der CSB-Analytik als auch aus der repräsentativen Probennahme in der oTS-Bestimmung herrühren können, wurde versucht anhand des Balkendiagramms (siehe Abb. 5.2 auf S. 40) eine Bewertung beider Analyseverfahren über den Abbaugrad herzustellen.

Da hierfür ein Orientierungswert vorliegen muss, wurde aufgrund der hohen Übereinstimmung (5,4 % Variation) und des hohen Abbaugrades (Ø 98,5 %) in der 1. Versuchsreihe die silierte Kontroll-Variante ausgewählt. In Relation zu diesem Anhaltswert wurde die Objektivität jedes einzelnen Balkens beurteilt. Während sich die beiden



außenstehenden Balkenreihen über den oTS berechneten, wurden die in der Mitte verlaufenden Balken nach der CSB-Berechnungsformel (siehe S. 27 unten) erstellt.

Bis auf die silierte 3:1-Kaltmaische (2. Reihe von rechts) konnten innerhalb der Paare deutliche Parallelen ausgemacht werden. In Abhängigkeit zur Konditionierung des AM zeigte sich, dass sowohl in den gefrierbehandelten Substraten als auch in dem Block der silierten Varianten die CSB-Analytik die geeignetere Option darstellte, denn sie zeigten im Abgleich mit Werten der Methangasanalyse ein vergleichbares Erscheinungsbild.



**Abbildung 5.2:** Vergleich der Abbaugrade in der 1. Versuchsreihe nach oTS und CSB

Wenngleich in der 3:1-Heissmaischung über die CSB-Analytik etwas überhöhte Abbaugrade auffielen, fehlte dem CSB-Küvettestest besonders in Presssaftproben mit hohem Organik-Anteil hinsichtlich der abzuschätzenden Verdünnungsmenge die nötige Präzision. Hingegen wurden aus laborpraktischer Erfahrung für die oTS-Bestimmung gleich mehrere Aussagen getroffen. Erstens, dass in den Substraten, die eher geringfügig mit organischem Material belastet waren, erhebliche Ungenauigkeiten in der oTS-Analyse auftraten, zweitens, dass die nach der Konservierung vermehrt vorhandenen FOS bei der TS-Einwaage meist unberücksichtigt blieben, und drittens, mit einer zusätzlich durchzuführenden FOS-Analyse häufig hohe Kosten verbunden waren.

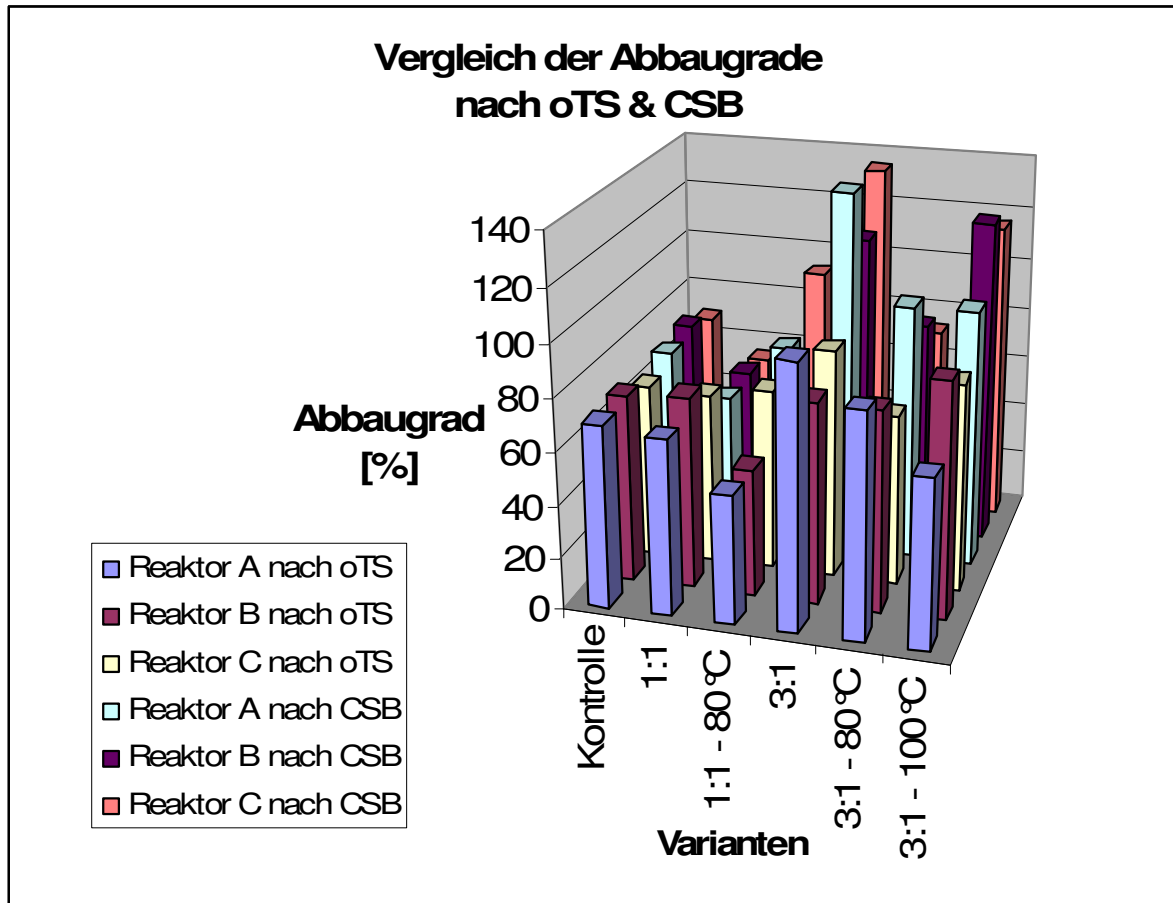


Abbildung 5.3: Vergleich der Abbaugrade in der 2.Versuchsreihe nach oTS und CSB

Als Orientierungswert konnte in der 2.Versuchsreihe erneut die Kontroll-Variante aufgrund des einheitlichen Abbaugrades ( $\bar{\varnothing}$  70,3 % bei 8,9 % Variation) in den oTS- und CSB-Werten bestimmt werden. Die ersten drei Balkenreihen wurden mittels oTS, die hinteren drei über den CSB errechnet. Besonders in der 3:1-Kaltmaische war bei den Balken der CSB-Analyse ein überhöhter Abbaugrad ablesbar, was auf die hohe Organik-Fracht in dem PS zurückgeführt wurde. Dagegen korrelierten in der oTS-Analytik fast alle Werte mit den Methanerträgen der Versuchsvarianten. Dementsprechend spiegelten in diesem Fall die oTS basierten Abbaugrade die Realität wesentlich präziser wider.

Zukünftig sollte daher für beide Analyse-Verfahren gelten, dass sie unter der Prämisse der finanziell und zeitlich begrenzenden Faktoren jeweils gezielt nach dem zu analysierenden Probenmaterial angewendet werden, wobei dies für die CSB-Analytik durch eine strukturierte Dokumentierung und Anwendung von Erfahrungswerten bei der Verdünnung erheblich leichter zu realisieren wäre.

## 5.2 Ausgangsmaterial spezifizierte Methangaserträge

Um im Verlauf dieser Arbeit fundierte Ertragsdaten zu bekommen, wurden die Methanausbeuten, die bisher auf die oTS im PS bezogen waren, über den spezifischen oTS-Massenfluss auf  $l_N CH_4/kg$  oTS+FOS im AM (FM Bioabfall) umgerechnet.

Ein Blick auf die gefrierbehandelten Varianten der 1.Versuchsreihe in Abbildung 5.4 bestätigte die in Unterkapitel 5.1.1 getroffenen Grundaussagen. Zwar relativierten sich durch den Bezug auf das AM die Ertragsunterschiede zwischen der Kontrolle und den Mischungen, nach wie vor wurde jedoch deutlich, dass sowohl die 3:1-Kalt- als auch die 3:1-Heissmischung keinen positiven Einfluss auf den Methanertrag hatten. Gleichzeitig konnte eine enorme Methanertragssteigerung in den silierten Varianten festgestellt werden. Angefangen mit der Kontrolle ( $70 l_N CH_4/kg$  oTS+FOS) wurde in der 3:1-Kaltmische ein Mehrertrag von  $13 l_N CH_4/kg$  oTS+FOS erreicht, der sich in der 3:1-Heissmische um weitere  $15 l_N CH_4/kg$  oTS+FOS auf letztendlich  $98,4 l_N CH_4$  je  $kg$  oTS+FOS im AM erhöhte. Der Mehrertrag gegenüber der gefrierbehandelten Reihe konnte einerseits auf die FOS aus der anaeroben Konservierung stammend, andererseits auf die hydro-thermale Konditionierung zurückgeführt werden.

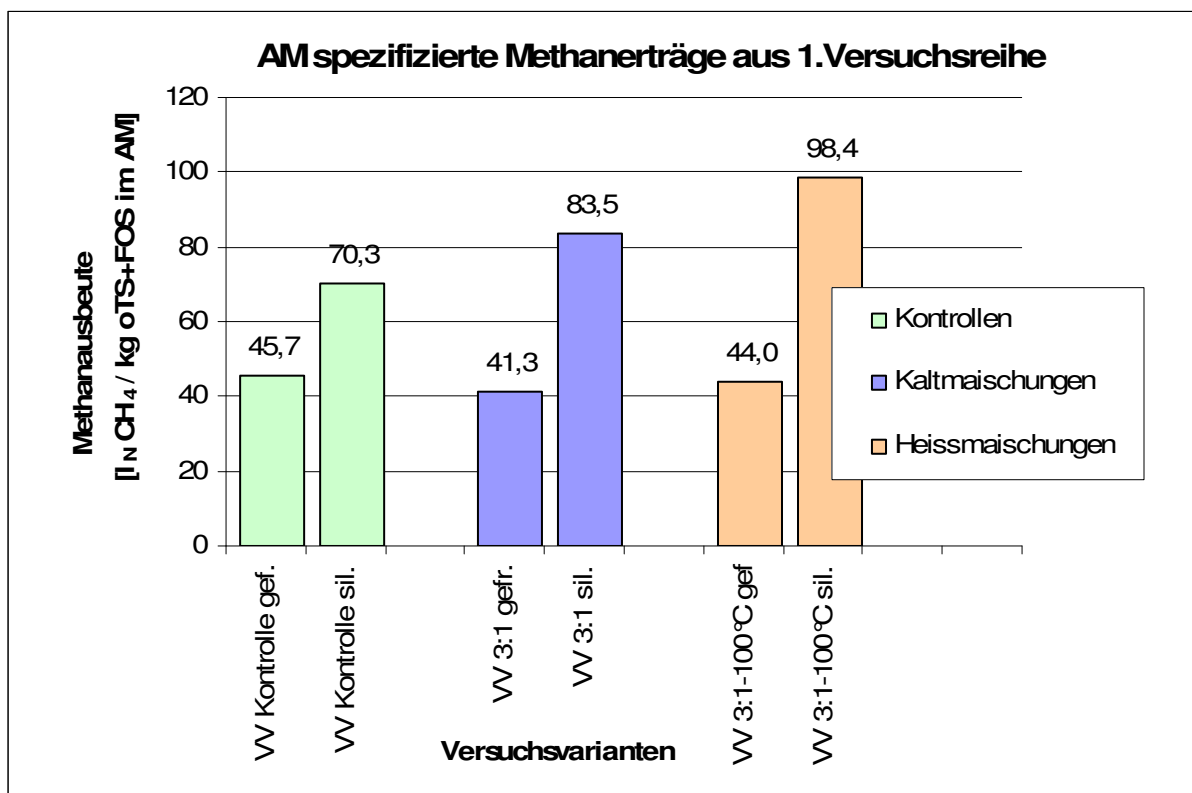


Abbildung 5.4: Auf das Ausgangsmaterial spezifizierte Methanerträge 1.Versuchsreihe

Weshalb die hydro-thermale Desintegration im Rahmen der Gefrierbehandlung keine Ertragszuwächse, sondern ein Negativ-Ertrag hervorbrachte, konnte nicht geklärt werden.

In der 2. Versuchsreihe wiederum wurde der Maischeeffekt besonders gut sichtbar, denn schon die 1:1-Kaltmischung erzielte mit  $90,8 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS im AM}$  im AM knapp doppelt so viel Methan als die Kontroll-Variante. Eine zusätzliche Steigerung der Methanausbeute auf den Höchstwert von  $107,5 \text{ l}_N \text{ CH}_4/\text{kg oTS+FOS}$  konnte mittels 3:1-Kaltmischung erreicht werden. Allerdings zeigte der Abgleich von Kalt- zu Heissmischen in Abbildung 5.5 einen fallenden Methanertrag durch die Hygienisierung bei  $80 \text{ °C}$  bzw.  $100 \text{ °C}$  auf.

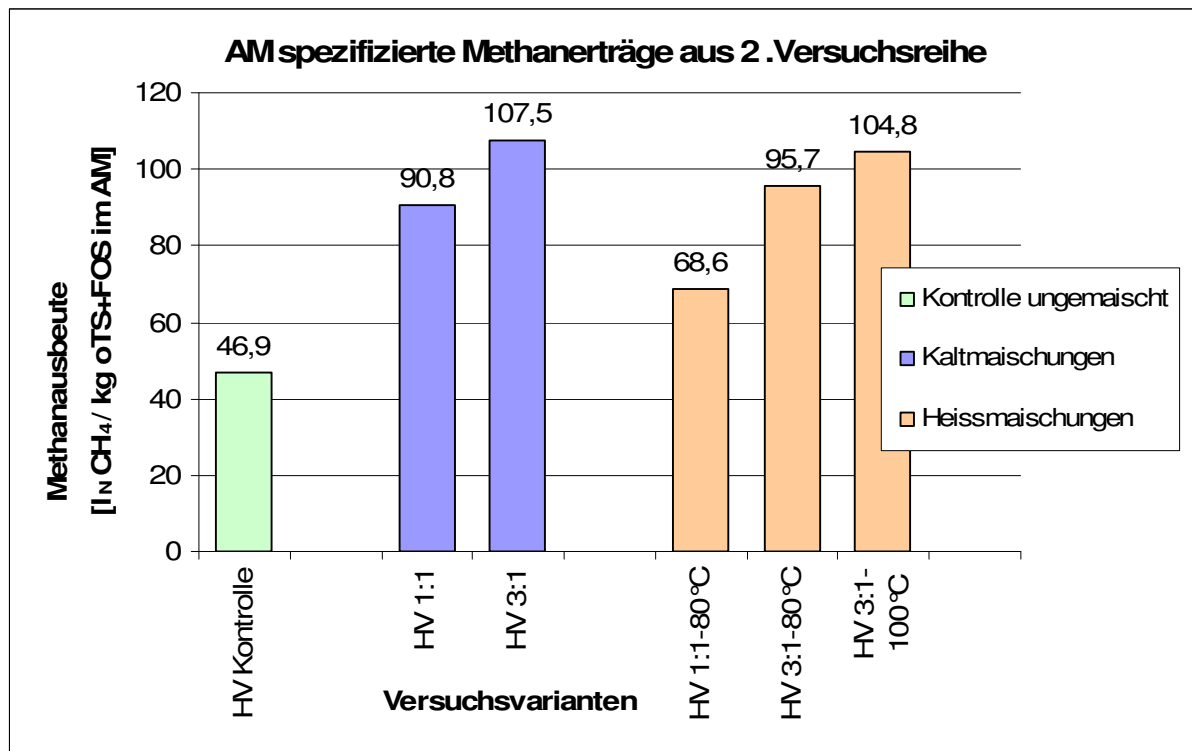


Abbildung 5.5: Auf das Ausgangsmaterial spezifizierte Methanerträge 2. Versuchsreihe

Demzufolge war nicht grundsätzlich davon auszugehen, dass eine thermale Konditionierung der Bioabfallmaische einen positiven Ertragseffekt hinterlässt. Vielmehr spielte in diesem Kontext neben der Beschaffenheit die Zusammensetzung und Störstoffbelastung des biogenen Ausgangsmaterials eine entscheidende Rolle. Als wichtige Kernaussage der 2. Versuchsreihe konnte jedoch festgehalten werden, dass die Maischung an sich den oTS-Massenfluss vom AM in den PS erheblich optimierte.

Im Gesamtüberblick (Abb.5.6) aller auf das AM spezifizierten Methanerträge wurde in den unsilierten Kontroll-Varianten der 1. und 2.Versuchsreihe eine große Übereinstimmung erkannt. Somit konnte davon ausgegangen werden, dass der im Herbst (VV) beprobte Bioabfall durchaus vergleichbare Methangaspotentiale wie das biogene AM im Frühjahr (HV) bürgt. Dennoch erzielte man unter allen Kaltmischungen mit den PS aus der Frühjahrs-Charge sowohl im 1:1- als auch im 3:1-Maischeverhältnis eindeutig die höchsten Methanausbeuten. Obwohl in den Ausbeuten eine Methanertragssteigerung von der ersten zur zweiten Stufe der Heissmischung (80 °C -> 100 °C) erkennbar war, lagen die dazugehörigen Heissmischungen stets unterhalb der Gaserträge ihrer kalt separierten Maischepartner. Gegenteiliges Phänomen wurde hinsichtlich des im Herbst (VV) gewonnenen Materials bestätigt, da sowohl in der gefrierbehandelten als auch in der silierten Maischvariante dank der thermalen Konditionierung (bei 100 °C) Mehrerträge verifiziert wurden.

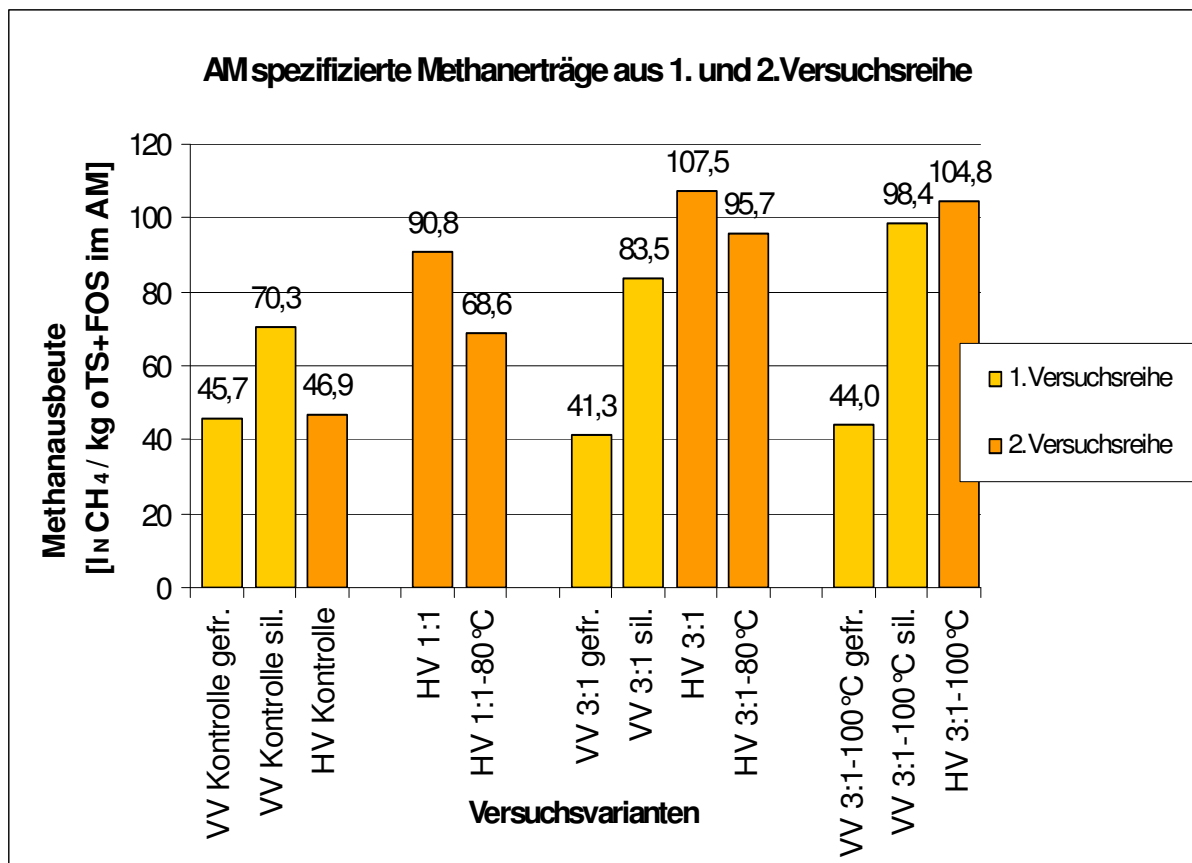
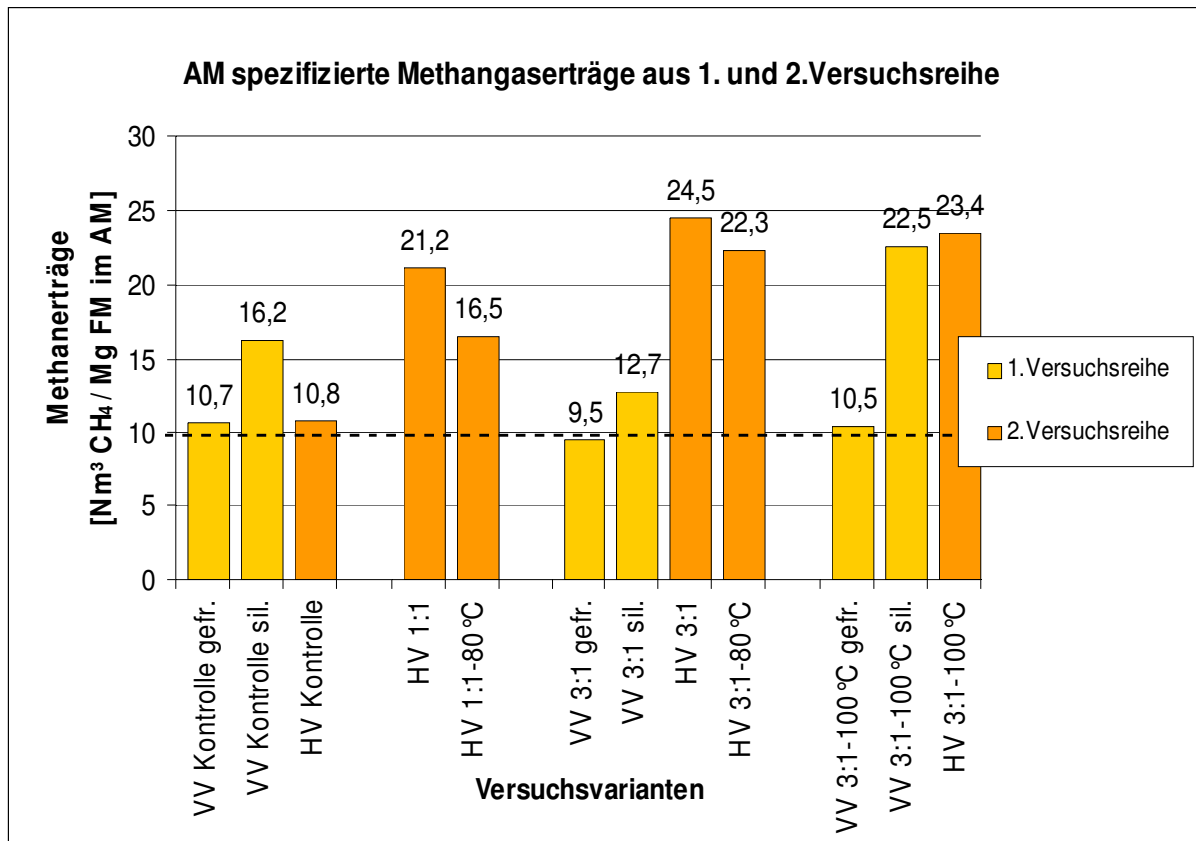


Abbildung 5.6: Vergleich der AM spezifizierten Methanerträge - 1. & 2.Versuchsreihe

Zur späteren Abschätzung der verfahrenstechnischen Übertragbarkeit des angewandten Separationsverfahrens einerseits, und der wirtschaftlichen Bewertung des Synergieanlagenkonzeptes andererseits, erfolgte eine Rückrechnung der Methanerträge über Presssaftausbeute und individuellen Massenfluss.

Insofern konnten die spezifischen Methangaserträge der 1. und 2. Versuchsreihe auf die t FM biogener Abfall bezogen werden, ohne dass dadurch von Abbildung 5.6 zu Abbildung 5.7 tendenzielle Veränderungen sichtbar wurden. Erstaunlich war dabei nur, dass bei der silierten 3:1-Kaltmaische (VV) der Verdünnungseffekt verhältnismäßig stark ins Gewicht fiel.



**Abbildung 5.7: Auf die FM im AM spezifizierte Methangaserträge - 1. & 2. Versuchsreihe**

Als zusätzliche Orientierung wurde in das Balkendiagramm die eingangs erwähnte Rentabilitätslinie eingezeichnet, um das Verhältnis der verifizierten Realgaserträge zu dem nötigen Grenzertrag hinsichtlich des kooperativen Modellkonzeptes aufzuzeigen.

Folgerichtig wäre in Verbindung mit dem bivalentem Biogasnutzungskonzept bis auf die gefrierbehandelte 3:1-Kaltmaische (VV) ein ökonomisch rentabler Synergieanlagenbetrieb eines UASB-Reaktors für alle Versuchsvarianten darstellbar. Allerdings überstiegen die unsilierten Kontrollen (gefr. VV & HV) neben der silierten 3:1-Kaltmaische (VV) und der gefrierbehandelten 3:1-Heissmaische (VV-100 °C) die kritische Grenzertragslinie (von 9,8 Nm³ CH₄/kg FM AM) nur geringfügig, so dass diese Varianten als ungeeignet eingestuft wurden.

Je nach Aufkommen und jahreszeitlicher Zusammensetzung des biogenen AM standen demnach folgende Behandlungsoptionen zur Auswahl:

- Für Bioabfall-Chargen mit einem hohem Grünschnittanteil (VV) und geringen Mengen an Störstoffen, die vermehrt im Sommer und Herbst anfallen, galt entweder die Kombination von anaerober Konservierung und Heissmischung (3:1-100 °C = 22,5 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg FM AM) oder die alleinige Heissmaische als prädestinierte Vorkonditionierungsmaßnahme.
- Die Kaltmischung erwies sich bei schweren Küchenabfällen (HV) mit hohen Störstoffanteilen wie sie überwiegend im Winter und Frühjahr vorhanden sind, als ertragreichste Vorbehandlung (1:1 = 21,4 bzw. 3:1 = 24,5 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg FM AM). Demnach kam für Küchenabfall-Chargen aufgrund von Ertragsstagnation und hohem Wärmeenergieaufwand grundsätzlich keine Heissmischung in Betracht.

Dementsprechend ergäbe sich durch das implementierte Separationsverfahren im Rahmen der Biogasnutzung über die BHKW-Technologie ein weiterer Synergieeffekt hinsichtlich der Abwärmenutzung. Das überschüssige Wärmeangebot während der Sommerzeit würde folglich mit dem Wärmebedarf für die thermische Konditionierung (Hygienisierung) sowie den schwankenden Abfallmengen und ihrer Zusammensetzung zeitlich günstig korrelieren.

Zusammenfassend konnte hinsichtlich der inhomogenen Bioabfall-Chargen unter Anwendung des Separationsverfahrens anhand der Ertragsergebnisse beider Gärversuchsreihen folgende Schlussfolgerungen bezüglich der untersuchten Konditionierungsmaßnahmen getroffen werden:

- eine anaerobe Konservierung des AM führte zu 35 % mehr Methangas.
- die Gefrierbehandlung hatte keine positive Wirkung auf den Methanertrag.
- die einfache Kaltmaische mit Wasser im Verhältnis von 1:1 konnte die Methanausbeute des Ausgangssubstrates um rund 100 % erhöhen.
- die 3:1-Kaltmischung erzielte einen Mehrertrag von bis zu 116 % CH<sub>4</sub>
- die Heissmaische zeigte nur bei grünschnittreichem AM die Methanpotentialzuwächse, die eine vorgeschaltete Hygienisierung energetisch rechtfertigen.
- Primär stellte die 1:1-Kaltmaische ganzheitlich gesehen die ressourceneffizienteste Konditionierungsoption dar.
- der spezifische oTS-Massenfluss in den PS war eindeutig auch von der Struktur des AM abhängig, so dass dieser nicht allein durch die Faktoren der Wassermische und die Entwässerung forciert wurde.

### 5.3 Gegenüberstellung der Methangaserträge aus Analyse und Hochrechnung

In Anbetracht der Tatsache, dass anhand der Grafik (Abb. 5.8) zwischen den analysierten und den berechneten Methanerträgen erhebliche Unterschiede deutlich wurden, konnte der Hochrechnungsmethode zwar eine Grobabschätzung aber keine verlässliche Aussagekraft zugesprochen werden. Besonders in den Maische-Varianten zeigte die Hochrechnung gegenüber der Gasanalyse Fehldiagnosen auf. Dabei lagen überwiegend die analysierten Methanerträge um 15 bis 35 % über den berechneten Werten. Die silierte Kontrollvariante erreichte sogar 40 % Mehrertrag als zuvor durch den berechneten Methanertrag prognostiziert wurde, da in der oTS-Analyse der Presssäfte die FOS keine Berücksichtigung fanden.

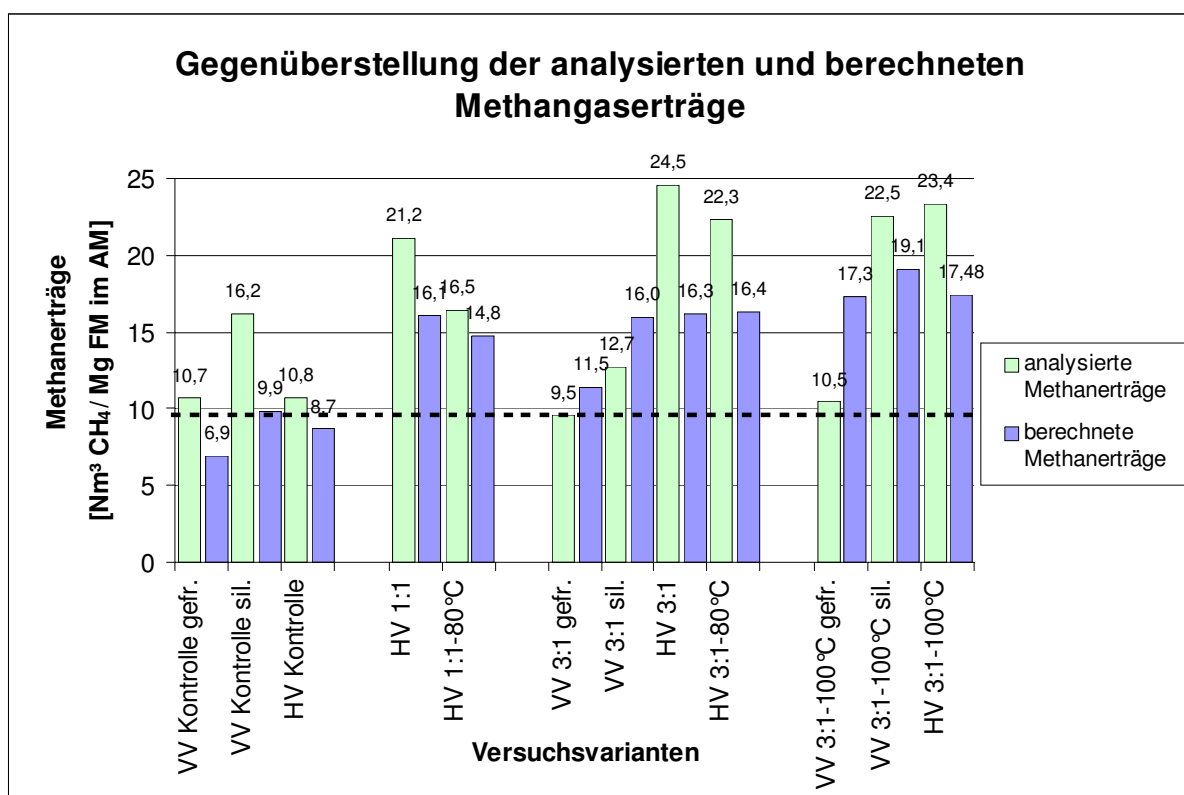


Abbildung 5.8: Gegenüberstellung der Methangaserträge aus Analyse und Hochrechnung

Insofern wurde in den Methanhochrechnungen von SCHWINN R. das Biogaspotential der PS tendenziell zu konservativ eingeschätzt, so dass dadurch keine Vergleichbarkeit der Ertragswerte gegeben war. Entsprechend ließen sich deshalb auch aus den Gasertragsdaten der Potentialanalyse grundsätzlich andere Endresultate im Bezug auf die Wirtschaftlichkeit und die Energieeffizienz der gesamten Verfahrenskette ableiten.



## 6. Wirtschaftliche Betrachtungen

Auf der Datengrundlage der Gaspotentialanalyse konnte bereits aufgezeigt werden, dass eine der Kompostierung vorgeschaltete energetische Verwertungsstufe in Verbindung mit dem Synergieanlagenkonzept am Standort Burgberg der Stadt Witzenhausen wirtschaftlich tragfähig wäre (S.45, Abb 5.7). Daher wird nachfolgend das Grundkonzept kurz erläutert.

Das Verbundkonzept beruht auf der Kooperation einer NawaRo-Anlage (Unternehmen B), die ihr Biogas zur externen Vermarktung (an Stadtwerke) über eine Gasleitung abgibt, und einer Bioabfall-Vergärungsanlage (Unternehmen A), die mittels Zündstrahl-BHKW (150 kW<sub>el</sub>) die Wärmeversorgung beider Biogasanlagen am Produktionsstandort übernimmt. Gleichzeitig wird dazu die bestehende Kompostanlage (Voigteier Kompost GmbH) in Unternehmen A integriert, so dass dort die Synergieeffekte hinsichtlich der stofflichen und energetischen Verwertung von biogenen Abfällen (13.500 Mg/a) zum Tragen kommen. Kernelement dieses Unternehmens ist das beschriebene Separationsverfahren in Verbindung mit der nachgelagerten Presssaftvergärung, die durch einen UASB-Reaktor realisiert wird. Das daraus bereitgestellte Biogas kann anschliessend über das BHKW zur effizienten Strom- und Wärmeproduktion (KWK) vor Ort dienen.

Aufgrund der recht positiven Methanertragsdaten aus der Potentialanalyse kam durchaus ein unabhängiges Bestehen des Unternehmens A in Betracht. Demnach wurden die ökonomischen Betrachtungen dahingehend fokussiert, die Wärme im Winterhalbjahr zu einem Mindestpreis von 6 ct/kWh<sub>therm</sub> an externe Kunden abzugeben, und den erzeugten Strom nach EEG-Vergütungssätzen in das Ortsnetz einzuspeisen. Da anhand der Gärversuche hinsichtlich der optimalen Konditionierung von Bioabfällen je nach Jahreszeit und Materialzusammensetzung ein weiterer Synergieeffekt bei der Abwärmenutzung während der Sommerzeit erkannt wurde, sollte die Übertragbarkeit des isolierten Unternehmenskonzepts auf andere Kompostwerke Gegenstand der weiteren Untersuchungen sein. Zusätzlich bot sich dabei eine Trocknung der holzigen Bestandteile aus dem Siebüberlauf zur Holzhackschnitzelproduktion an. Dieser Aspekt konnte im Rahmen der vorliegenden Arbeit jedoch nicht beleuchtet werden.

Unter Anwendung der spezifischen Konfektionierungs- und Konditionierungsmaßnahmen wurde als Berechnungsgrundlage für das isolierte Unternehmen A ein durchschnittlicher Mindestgasertragswert von 18 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/Mg FM angenommen. Bei einem Methangehalt von Ø 55 %, einem Methanschlupf von 1 % und einer verfügbaren Jahrestonnage von 13.500 Mg Bioabfall (8.000 Mg Grünschnitt, 5.500 Mg Küchenabfälle) war davon auszugehen, dass 438.750 Nm<sup>3</sup> Biogas mit einem Energiegehalt von 6,1 kWh/ Nm<sup>3</sup> über die Verfahrenskette

zur Verfügung stünden. Dementsprechend berechnete sich daraus eine Primärenergie von 2.676.375 kWh/a. Zuzüglich des Biodieselanteils von 10 % war insgesamt eine jährliche Primärenergie von 2.944 MWh für die Verstromung im Zündstrahl-BHKW verfügbar. Unter Annahme von 7.800 Volllaststunden, einem elektrischen  $\eta$  von 34,8 % und einem thermischen  $\eta$  von 52,7 % errechneten sich die unten ersichtlichen Jahresstrom- bzw. Jahreswärmemengen ab BHKW. Nach Abzug des Eigenenergiebedarfs für die Aufbereitung (5,2 kWh<sub>el</sub>/Mg FM), Maischung und Hygienisierung (41,5 kWh<sub>therm</sub>/Mg FM), Entwässerung (14,3 kWh<sub>el</sub>/Mg FM)<sup>33</sup>, den Reaktorbetrieb (2,2 kWh<sub>el</sub>/Mg FM) sowie diverse Verlustgrößen konnten 716 MWh<sub>el</sub> und rund 849 MWh<sub>therm</sub> zur externen Vermarktung freigegeben werden.

## Unternehmen A "Vogteier Kompost GmbH"

### Berechnungsgrundlagen

|                                     |                 |
|-------------------------------------|-----------------|
| Energiemenge aus Biogasfermenter    | 2.676.375 kWh/a |
| Energiegehalt von 10 % Biodiesel    | 267.638 kWh/a   |
| Primärenergiemenge für BHKW         | 2.944.013 kWh/a |
| Jahresstrommenge (brutto)           | 1.024.516 kWh/a |
| Trafo- und Leitungsverluste         | 15.368 kWh/a    |
| Eigenstrombedarf                    | 293.050 kWh/a   |
| Vergütbare Strommenge               | 716.099 kWh/a   |
| Jahreswärmemenge (brutto)           | 1.551.495 kWh/a |
| Verluste durch Leitung, Abstrahlung | 77.575 kWh/a    |
| Eigenwärmebedarf                    | 625.000 kWh/a   |
| auskoppelbare Wärmeenergie          | 848.920 kWh/a   |

### Berechnung der Investitionskosten (netto)

|  |                  |
|--|------------------|
| 1. UASB-Reaktor (30 m <sup>3</sup> mesophil, Naßvergärung)                           | 32.000 €         |
| Gasspeicher und -strecke   | 7.000 €          |
| Gasreinigung   | 1.500 €          |
| Messtechnik  | 2.500 €          |
| Pumpteknik / Hygienisierung  | 8.000 €          |
| 2. BHKW (150 kW <sub>el</sub> )  | 134.800 €        |
| Zündölspeicher (Biodieseltank)   | 7.400 €          |
| Steuerung  | 8.500 €          |
| Anschluss Strom / Wärme  | 12.500 €         |
| 3. Separator, Sternsieb, Mischer, Presssaftvorgrube 20 m <sup>3</sup> (50 % v. Inv.) | 172.200 €        |
| 4. Zukauf und Versiegelung Nachbargrundstück Burgberg                                | 26.000 €         |
| 5. Abwicklungs- und Planungskosten   | 8.000 €          |
|  | <b>420.400 €</b> |

### Höhe des Eigen- und Fremdkapitalanteils in der Vorkalkulation

|   |               |                    |
|---|---------------|--------------------|
| <b>Gesamtbetrag der Investition</b>       |               | <b>420.400 €</b>   |
| Rückbaukosten                             |               | 6.000 €            |
| Förderung vom Land Hessen                 | (gedeckt) 30% | 75.000 €           |
| <b>Eigenkapitalanteil der Investition</b> | bei 15 %      | = <b>63.060 €</b>  |
| <b>Fremdkapitalanteil der Investition</b> | bei 85 %      | = <b>357.340 €</b> |

<sup>33</sup> Bühle L. (2008) Masterarbeit „Vergleichende Energie- und Emissionsbilanz der Wärme- und Stromproduktion nach dem IFBB-Verfahren und herkömmlicher Ganzpflanzenvergärung“

Weiterhin ergab eine Aufstellung der kalkulierten Netto-Investitionskosten für das Unternehmen eine Gesamtinvestitionssumme von 420.400 €. Neben den Kosten für das Zündstrahlaggregat wurde der größte Posten für die Konfektionierungs- und Konditionierungstechnik (bsplw. für Schneckenpresse der Firma Kufferath siehe Anhang) unter Punkt 3 veranschlagt. Da dem bestehenden Kompostwerk ein vergleichbarer Nutzen durch die neue Aufbereitungsanlage bezüglich seiner künftigen Verarbeitungsqualität zugesprochen wurde, kam bei diesem Posten nicht der Gesamtbetrag (344.400 €), sondern nur 50 % der Investition auf Seiten des energieproduzierenden Teilunternehmens zum Tragen.

Vor dem Hintergrund, dass die Rückbaukosten der Anlage erst am Ende der vorgesehenen Betriebslaufzeit (20 a) anfallen und die Fördersumme des Landes zur finanziellen Sicherheit des Unternehmens als Festgeld (zusätzliches Eigenkapital) angelegt wird, wurden beide Posten lediglich in Form einer jährlichen Auf- bzw. Abzinsung in der Abschreibung (Afa) berücksichtigt. Folglich wären bei einem Fremdkapitalanteil von 85 % und einem Kapitaldienst über 14 Jahre bei 5 % Zinsen durch den Investor neben des Festgeldbetrags von 75.000 € ein Eigenkapital in Höhe von 63.060 € bereitzustellen.

Der betriebliche Kostenaufwand konnte durch vier einzelne Betriebskostenpunkte auf nachfolgender Seite strukturiert werden. Beginnend mit der Abschreibung für die benötigten Anschaffungen wurde der größten Kostenstelle eine an der Nutzungsdauer orientierten linearen Annuität bei einem Kalkulationszinssatz von 3,5 % hinterlegt. Im zweiten Posten folgten die produktionsgebundenen variablen Kosten, die sich einerseits, aus Ent- und Versorgungskosten sowie andererseits, aus Arbeitserledigungskosten zusammensetzten. Im Rahmen des dritten Kostenpunkts wurden die technisch und baulich bedingten Reparatur- und Wartungskosten prozentual entweder anhand der spezifischen Betriebsleistung oder dem jeweiligen Anschaffungswert nach VDI 2067 berechnet. Wohingegen die letzte und zugleich geringste Kostenstelle die jährlich pauschal veranschlagten Festkosten für Versicherung, Buchführung und regelmäßige Substratanalysen verdeutlichte. Insgesamt beliefen sich demnach die kalkulierten Betriebskosten in der isolierten Betrachtung auf 127.325 € pro Jahr. Für den kontinuierlichen Betrieb des UASB-Hochleistungsreaktors (30 m<sup>3</sup>) unter mesophilen Bedingungen wurde mit einer Raumbelastung von 29 Kg CSB/(m<sup>3</sup>\*d) und einer hydraulischen VWZ von 3-4 Tagen gerechnet, so dass bei Substratabbaugraden zwischen 70 und 90 % eine durchaus effiziente Presssaftvergärung realisiert wäre. Über das daraus gewonnene Biogas, das nach einer Entschwefelung und Kondenswasserabscheidung dem BHKW (Stromkennzahl = 0,74) zugeführt wird, konnte durch eine Verstromung gemäß der

EEG-Novelle bei Inbetriebnahme in 2009 sowohl die Grundvergütung zu 11,67 ct je kWh<sub>el</sub> als auch der KWK-Bonus zu 3 ct je kWh<sub>el</sub> gewährt werden. Basierend auf diesen Vergütungssätzen wurden einerseits über den geschilderten Konversionspfad jährlich Stromerlöse von 83.568 € für das Unternehmen erzielt, andererseits, konnten für interne Wärmeabnahme (Bürogebäude) 1.955 €/a sowie für die externe Veräußerung von Abwärme während des Winterhalbjahrs Erlöse in Höhe von 50.935 €/a erwirtschaftet werden. Abzüglich der Betriebskosten verblieben demnach in der Gewinn- und Verlustrechnung (S.52 oben) rund 25.000 €/a, so dass nach Berücksichtigung der Kosten für den Kapitaldienst ein jährlicher Unternehmensgewinn von 11.452 € zu erwarten war.

#### **Aufstellung Betriebskosten (Bezug auf Netto-Investitionen)**

##### **Jährliche Kosten (bei 3,5 % Kalkulationszinssatz)**

|  |          |          |                 |
|--|----------|----------|-----------------|
| Afa Fermenter                              | 20 Jahre | 2.252 €  |                 |
| Afa Gasspeicher und Gasstrecke             | 20 Jahre | 493 €    |                 |
| Afa Gelände                                | 20 Jahre | 1.829 €  |                 |
| Afa Abwicklungs- und Planungskosten        | 20 Jahre | 563 €    |                 |
| Afa Separationstechnik                     | 15 Jahre | 14.951 € |                 |
| Afa Pump- und Hygenisierungstechnik        | 12 Jahre | 828 €    |                 |
| Afa für Gasreinigung                       | 12 Jahre | 155 €    |                 |
| Afa bauliche Einrichtungen (Biodieseltank) | 10 Jahre | 890 €    |                 |
| Afa für Elektrik                           | 8 Jahre  | 3.055 €  |                 |
| Afa für Messtechnik                        | 7 Jahre  | 409 €    |                 |
| Afa für BHKW (150 kW <sub>el</sub> )       | 6 Jahre  | 25.298 € |                 |
| Förderung (Zuschuss)                       | 20 Jahre | -5.277 € |                 |
| Rückbaukosten                              | 20 Jahre | 212 €    | <b>45.657 €</b> |

(nach VDI 2067 und Afa-Tabelle des BMF)

##### **Variable Verbrauchskosten**

|                                |                      |          |                 |
|--------------------------------|----------------------|----------|-----------------|
| Biodieselvebrauch (110 ct / l) | Anteil 10%           | 33.079 € |                 |
| Personalkosten (15 € / Akh)    | 2,5 Akh / d          | 13.688 € |                 |
| Gärrestausbringung             | 2 € / m <sup>3</sup> | 6.016 €  | <b>52.782 €</b> |

##### **Wartungs- und Reparaturkosten**

|  |                |          |                 |
|--|----------------|----------|-----------------|
| Wartung BHKW   | 1,8 ct / kWh   | 18.441 € |                 |
| Wartung für Pump- und Einbringtechnik                | 5 % v. Anschw. | 400 €    |                 |
| Reparatur und Wartung der Messtechnik / Gasreinigung | 4 % v. Anschw. | 160 €    |                 |
| Reparatur und Wartung der Separationstechnik         | 2 % v. Anschw. | 3.444 €  |                 |
| Reparatur und Wartung des Strom- und Wärmesystems    | 2 % v. Anschw. | 420 €    |                 |
| Wartung an baulichen Einrichtungen                   | 1 % v. Anschw. | 464 €    | <b>23.329 €</b> |

(nach VDI 2067 und Afa-Tabelle des BMF)

##### **Sonstige jährliche Kosten**

|   |                 |         |                |
|---|-----------------|---------|----------------|
| Kosten für Versicherung                               | €/ a            | 1.780 € |                |
| Kosten für Eigenleistung in der Bauphase (15 € / Akh) | 120 Akh auf 20a | 127 €   |                |
| Kosten für Laboruntersuchungen                        | €/ a            | 2.150 € |                |
| Buchführung / Büro etc.                               | €/ a            | 1.500 € | <b>5.557 €</b> |

**Betriebskosten insgesamt 127.325 €**

**Gewinn- und Verlustrechnung für die isolierte Unternehmensvariante****Aufstellung der Erträge (bei Netzanschluss in 2009)**

|  |      |             |          |                  |
|--|------|-------------|----------|------------------|
| Stromerlöse inkl. Biodiesel (11,67 ct/kWh)       | 20 a | 716.099 kWh | 83.569 € |                  |
| Wärmeverkauf bei 6 ct/kWh                        | 20 a | 848.920 kWh | 50.935 € |                  |
| KWK-Bonus (Stromkennzahl 0,74)                   | 20 a | 0,03 ct/kWh | 15.897 € |                  |
| Bisherige Kosten für Eigenwärme Gebäude Burgberg |      | € / a       | 1.955 €  | <b>152.356 €</b> |

**Erlöse versus Kosten**

|   |      |       |           |                 |
|---|------|-------|-----------|-----------------|
| Erlöse durch Energieproduktion                              |      | € / a | 152.356 € |                 |
| Kalkulierte Betriebskosten                                  |      | € / a | 127.325 € | <b>25.031 €</b> |
| Kosten Eigenkapitaleinsatz (durchs. Zinssatz 8,5 % auf 4 a) | 20 a |       | -         | <b>1.072 €</b>  |
| Aufwand Fremdzinsen (durchschnittl. Zinssatz 5 % auf 14 a)  | 20 a |       | -         | <b>12.507 €</b> |

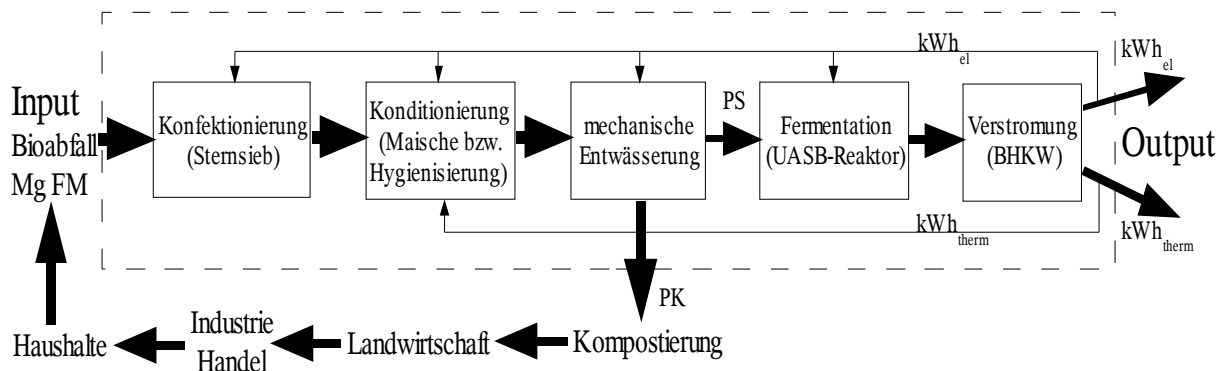
**Jährlicher Gewinn = 11.452 €**

Letztendlich berechnete sich anhand der dargestellten Kalkulationen für die isolierte Unternehmensvariante eine Umsatzrendite von 7,5 %. Zudem erreichte das vorgestellte integrierte Synergieanlagenkonzept (Presssaftvergärungsanlage) eine Eigenkapitalrentabilität von 18 % sowie eine Gesamtkapitalrentabilität von knapp 32 %.

Demzufolge resultierte aus diesen stabilen Betriebsergebnissen, dass mit relativ geringem finanziellen Mitteln eine simple Implementierung der Verfahrenskette auch bei anderen Kompostanlagen machbar wäre, ohne das bestehende Stoffstrommanagement dabei grundlegend zu verändern. Im Folgenden konnte weiterführend anhand einer energetischen Bilanzierung der Konditionierungs- und Konversionstechnik unter Annahme identischer Produktionsfaktoren die Gesamteffizienz im Synergieanlagenkonzept beleuchtet werden.

## 7. Energetische Betrachtungen

Um die Praxistauglichkeit des Separationsverfahrens zu beurteilen, wurde eine Netto-Energiebilanz für das Presssaftvergärungsverfahren erstellt. Als sinnvolle Größeneinheit bot sich dabei die bereinigte kWh/Mg FM Bioabfall an. Demnach wurden die Systemgrenzen so ausgelegt, dass der interne Prozessenergieaufwand für die einzelnen Verfahrensschritte Berücksichtigung fand. Dabei kamen einerseits konkrete Herstellerangaben, andererseits kalkulierte Richtwerte zum Ansatz. Da sich diesbezüglich besonders bei der Maischung in Abhängigkeit der Konditionierung des AMs unterschiedliche Bilanzwerte ergaben, war kein einheitliches Input-Output-Verhältnis zu erwarten. Vielmehr diente die Energiebilanz zur Ermittlung der substratspezifischen Energieeffizienz des Verfahrens. Das folgende Fließbild verdeutlicht den Bilanzrahmen mit den Schnittstellen zur bestehenden Produktionskette.



Angefangen bei dem Energieaufwand für die Konfektionierung, der bei allen Varianten durch das Häckseln und Sieben mit  $5,2 \text{ kWh}_{el}/\text{Mg FM}$  berücksichtigt wurde, folgte je nach AM entweder die Kalt- oder die Heissmaisung. Der energetische Aufwand für eine Kaltmaisung variierte je nach Maischeverhältnis zwischen 2 und  $4 \text{ kWh}_{el}/\text{Mg FM}$ . Hingegen wurde bei einer Heissmaisung (Hygienisierung) in Abhängigkeit von Temperatur und Maischeverhältnis mit Werten von  $32,5$  bis zu  $41,5 \text{ kWh}_{therm}/\text{Mg FM}$  gegengerechnet. Weiterhin war für die mechanische Entwässerung bei allen Varianten ein gleicher Aufwand von  $14,3 \text{ kWh}_{el}/\text{Mg FM}$  anzusetzen.<sup>34</sup> Für den mesophilen Fermentationsprozess wurde lediglich ein Pumpaufwand von  $2,2 \text{ kWh}_{el}/\text{Mg FM}$  berechnet, da die Temperaturführung des UASB-Reaktors über eine thermisch geregelte Substrateinbringung funktioniert und diese über ein effizientes Wärmerückgewinnungssystem zu realisieren wäre. Hinsichtlich der Umwandlungsverluste bei der Verstromung wurde ein Gesamtwirkungsgrad von  $87,5 \%$  ( $\eta_{el} = 34,8 \%$ ,  $\eta_{therm} = 52,7 \%$ ) auf die Brutto-Energie ( $11 \text{ kWh}/\text{Nm}^3 \text{ CH}_4$ ) der spezifischen Methanerträge angerechnet.

<sup>34</sup> Bühle L. (2008) Masterarbeit „Vergleichende Energie- und Emissionsbilanz der Wärme- und Stromproduktion nach dem IFBB-Verfahren und herkömmlicher Ganzpflanzenvergärung“

Somit fielen in der Netto-Energiebilanz die Umwandlungsverluste des BHKWs neben dem Energieaufwand für die Heissmischung prozentual am stärksten ins Gewicht, woraufhin sich einerseits bei den ungemischten Kontrollen, andererseits bei den Kaltmischungen ein Vorteil bemerkbar machte. Dementsprechend war an den hellblauen Balken in Abbildung 6.1 deutlich ablesbar, dass über die 1:1- und die 3:1-Kaltmische aus Bioabfall, der einer kommunalen Sammlung im Frühjahr entnommen wurde, die höchsten Netto-Energieerträge je eingesetzte t FM AM hervorgingen. Beide Behandlungsvarianten erreichten die Marke von 180 kWh/Mg FM Input-Material, wodurch sich im Rahmen der Verfahrenskette ca. 100 kWh mehr Netto-Energie gegenüber der unbehandelten Kontrollvariante generieren ließe.

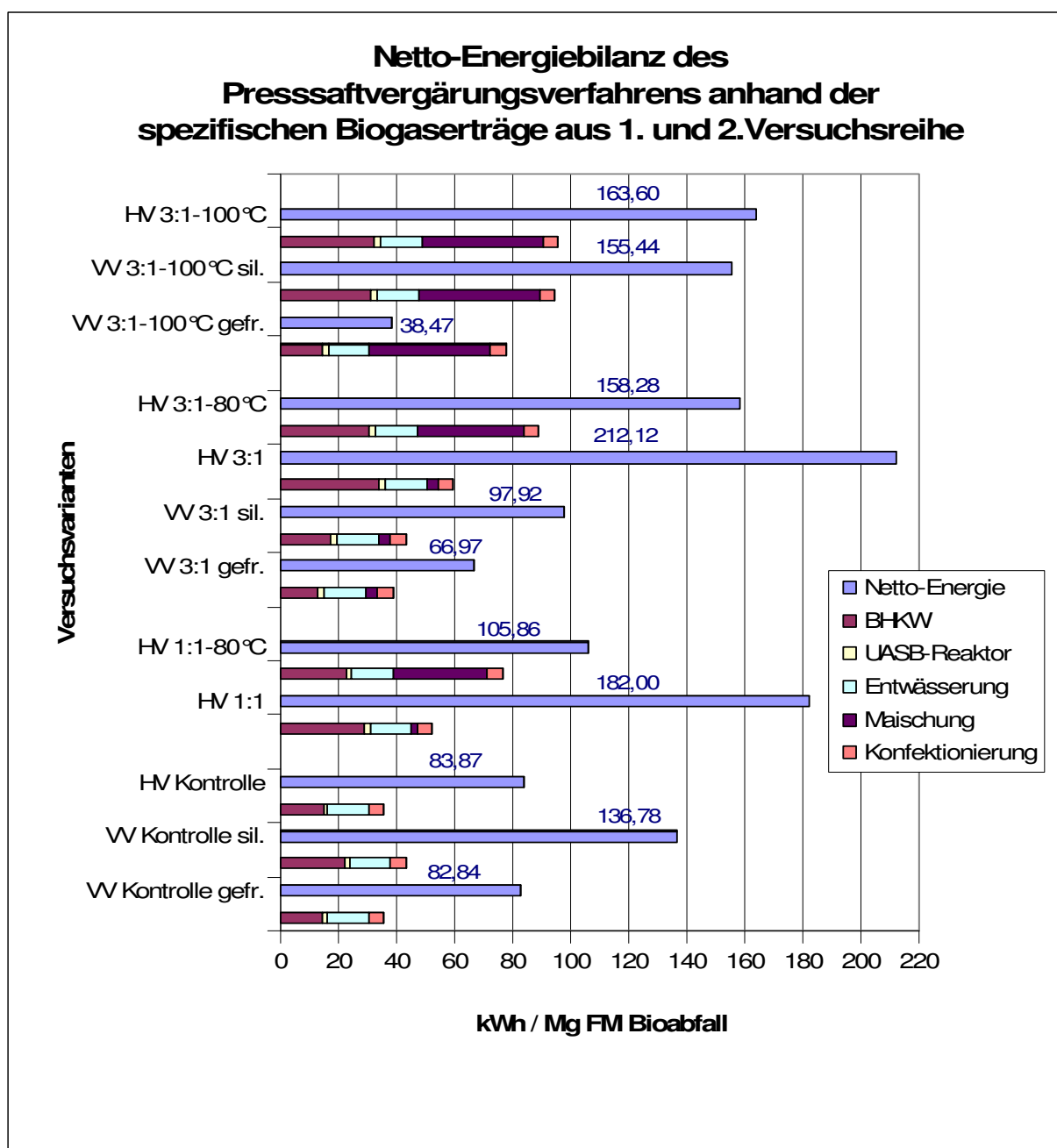


Abbildung 6.1: Netto-Energiebilanz des Presssaftvergärungsverfahrens

Gleichzeitig erzielte über die Presssaftvergärung das im Herbst gewonnene und zuvor silierte Material durch die 3:1-Heissmaische den größten Netto-Energie-Output. Allerdings fiel hier der Abstand zur silierten Kontrollvariante mit knapp 20 kWh/Mg FM wesentlich geringer aus. Zudem zeigte die gefrierbehandelte Heissmaische (VV 3:1-100°C) wegen des enormen Eigenwärmebedarfs während der Hygienisierungsphase als einzige Variante eine negative Bilanz auf. Da der energetische Aufwand sowohl für die vorgelagerte Gefrierbehandlung als auch für die anaerobe Konservierung aufgrund der fehlenden Datengrundlage in dieser Energiebilanz nicht erfasst wurde, war davon auszugehen, dass die hier bilanzierten Endergebnisse aus der ersten Versuchsreihe (VV) in Realität noch etwas niedriger liegen.

Insgesamt gesehen, konnte aus fünf von zwölf Presssäften eine vergütbare Endenergiemenge von über 140 kWh/Mg FM reproduziert werden. Dadurch, dass in allen fünf Presssaftvarianten trotz hoher Konditionierungs- und Konversionsverluste mittels Kalt- bzw. Heissmaischung deren Netto-Energie-Output um rund 40 % gesteigert wurde, kann bilanziell ein positiver Effekt des Separationsverfahrens in der praktischen Anwendung erwartet werden. Grundsätzlich wäre aus Sicht der Energieeffizienz bevorzugt eine Vorbehandlung von biogenen Küchenabfällen durch eine 3:1-Kaltmaische zielführend. Dabei sollte die Anmaischung jedoch nicht allein über Frischwasser erfolgen, sondern zusätzlich durch eine Presssaftzirkulation Unterstützung finden. Neben Wasser kann dadurch bei der energetischen BAB von grünschnittreichen Ausgangsmaterialien überwiegend Wärmeenergie in der Hygienisierung eingespart werden.



## 8. Fazit

Da seit 2005 die TA-Siedlungsabfall die Deponierung von Abfällen mit einem Organik-Anteil über 5 % verbietet und laut KrWAbfG eine energetische oder stoffliche Verwertung von Grün- und Bioabfällen verbindlich ist, wird für Kompostanlagenbetreiber die energetische BAB zunehmend attraktiver.<sup>35</sup> Vor diesem Hintergrund war es ein Ziel der vorliegenden Arbeit, anhand energetischer und wirtschaftlicher Betrachtungen die Übertragbarkeit des Separationsverfahrens von Biomasse in einen Presskuchen zur Kompostierung und einen Presssaft zur Biogaserzeugung auf vorhandene Unternehmensstrukturen von Kompostanlagen zu beurteilen.

Die Ergebnisse zeigen, dass neben dem kooperativen Unternehmensverbund (Kooperation einer Kompostanlage mit einer NawaRo-Biogasanlage) auch der isolierte Betrieb einer Kompostanlage wirtschaftlich ist. Weiterhin macht die Gaspotentialanalyse deutlich, dass je nach jahreszeitlicher Zusammensetzung biogener Abfälle eine Kalt- bzw. Heissmischung mit Wasser im Verhältnis 3:1 (Wasser:Biomasse) zu einer Methanertragssteigerung führen kann. Somit kann die Presssaftvergärung ohne große Änderungen im bestehenden Stoffstrommanagement auf Kompostwerke ab einer Jahrestonnage von 13.500 Mg übertragen werden.

Aus den zuvor genannten Gründen sollte zukünftige Forschungsarbeit dahingehend ausgerichtet werden, inwieweit durch Mehrfachmischung eine zusätzliche Optimierung der Methangaserträge erzielt werden kann. Ein interessanter Untersuchungsgegenstand wäre außerdem, welcher Deckungsgrad durch die interne Abwärmenutzung für die Heissmischung und eine Holzhackschnitzeltrocknung im Sommer erreicht wird, und ob durch Letztere die ökonomische Situation weiter verbessert werden kann. Darüber hinaus gilt es, weitere Synergieeffekte zwischen den Unternehmen und ihren Prozessketten zu erfassen. Beispielsweise könnte diesbezüglich die Kompostqualität in Verbindung mit ihrer Düngewirkung im Fokus der praktischen Forschung stehen.

Als weitere Zielsetzung wurde der Einfluss einer anaeroben Konservierung, einer Gefrierbehandlung sowie einer hydro-thermalen Vorkonditionierung auf die Methanausbeute von Biotonnenpresssäften formuliert. Die Versuchsergebnisse bestätigen zwar, dass aufgrund eines steigenden oTS-Massenflusses in den PS durch eine der Separation vorgelagerte Silierung und hydro-thermale Desintegration die Methanausbeuten im erheblichen Maße zunehmen. Jedoch machen sie zusätzlich deutlich, dass die Struktur des Ausgangsmaterials den oTS-Massenfluss ebenfalls beeinflusst. Dieser Aspekt ist in kommenden Untersuchungen unbedingt zu beobachten, um das Verfahren gegenüber der Vollverstromung konkurrenzfähig zu gestalten.

---

<sup>35</sup> vgl. Dichtl N. et al. (2005) in „Anaerobtechnik“ S.278