Universität für Bodenkultur Wien

University of Natural Resources and Life Sciences, Vienna

Department für Materialwissenschat und Prozesstechnik (MAP)
Institut für Verfahrens- und Energietechnik (IVET)

Aufbau & Betreuung eines anaeroben Fermentersetups im Technikumsmaßstab zur H_2- und CH_4-Fermentation

DIPLOMARBEIT

zur Erlangung des akademischen Grades

Diplom-Ingenieur

im Rahmen des Studiums

Umwelt- und Bioressourcenmanagement

Schwerpunkt

Energie

eingereicht von

David Tanner, BSc

Matr. Nr.: 1041741

Betreuer: **Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Tobias Pröll**

Wien, am 24.11.2016

Erklärung:

Ich erkläre, dass die vorliegende Masterarbeit von mir selbst verfasst wurde und ich keine anderen als die angeführten Behelfe verwendet bzw. mich auch sonst keiner unerlaubten Hilfe bedient habe. Ich versichere, dass ich diese Masterarbeit bisher weder im In- noch im Ausland (einer Beurteilerin/einem Beurteiler zur Begutachtung) in irgendeiner Form als Prüfungsarbeit vorgelegt habe. Weiters versichere ich, dass die von mir eingereichten Exemplare (ausgedruckt und elektronisch) identisch sind.

Datum: ..... Unterschrift: .....

Danksagung und Vorwort

Mein aufrichtiger Dank gilt allen Personen, die mich bei der Verfassung dieser Masterarbeit und den dafür notwendigen Vorarbeiten maßgeblich unterstützt haben – vorne weg dem Energieinstitut an der Johannes Kepler Universität Linz, unter der Leitung von Herrn DI Dr. Steinmüller, die mir diese Arbeit bzw. die Mitarbeit an diesem RSA Projekt erst ermöglicht haben, dem Institut für Verfahrens-und Energietechnik, unter der Leitung von Herrn Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Pröll, welches mir von Seiten der Universität für Bodenkultur Wien durch die offizielle Betreuung den Rücken stärkte.

Besonderen Dank möchte ich Frau Dipl.Ing. (FH) Dr. techn. Viktoria Leitner aussprechen, die mich bei der Fertigstellung der Masterarbeit wesentlich vorantrieb und mich mit regelmäßigem, wissenschaftlichen Input während sowie auch nach Abschluss des Projektes unterstützte.

Überdies ist es mir ein Anliegen, mich bei Herrn Dipl.Ing. (FH) Johannes Lindorfer, Projekleiter am Energieinstitut an der Johannes Kepler Universität Linz, zu bedanken. Er hat mir in vielen Diskussionen Aufbau und Ablauf des Projektes „OptFuel“ näher gebracht und mich stets mit themenspezifischer Literatur versorgt.

Nicht zuletzt gebührt meinen Eltern und meinem Onkel Raimund ein besonderer Dank, die mich über das gesamte Studium hinweg unterstützt und mir diese Ausbildung überhaupt ermöglicht haben, sowie meiner Freundin Sarah, die mir den notwendigen Rückhalt gegeben hat.

Unter meine Aufgaben fielen, während der 6 monatigen Anstellung als Projektassistent am Energieinstitut an der Johannes Kepler Universität Linz, unter anderem:

- Mitwirken in der Projektplanung
- Materialbeschaffung für die Technikumsanlage (von Container über Leitungen bis hin zu Gasflachensammelschrank, Rohrleitungen, Elektronik, Stahl etc.)
- Konstruktion, Aufbau und Verschaltung der gesamten Technikumsanlage inklusive notwendiger Peripherie (ausgenommen der Anlagenteile Gasmembranuafbereitung und Methanisierung der Projektpartner)
- Bereitstellung einer kontinuierlichen, 2-stufigen Fermentations - Technikumsanlage für die Dürchführung von Versuchsreihen in der Prozessverschaltung mit den Projektpartnern der Montanuniversität Leoben – Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes sowie der TU Wien – Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften

Abkürzungsverzeichnis

Adenosintriphosphat	ATP
ArbeitnehmerInnenschutzgesetz	ASchG
Eisen	Fe
Energiesysteme der Zukunft	EdZ
Gas hourly space velocity (GHSV = Reactant Gas Flow Rate/Reactor Volume)	GHSV
Hochleistungsflüssigkeitschromatographie	HPLC
Kobalt	Co
Kohlendioxid	CO_2
Kohlenmonoxid	CO
Magnesium	Mg
Mangan	Mn
Methan	CH_4
Molybdän	Mo
Nicotinamid-Adenin-Dinucleotidphosphat	NADP
Nickel	Ni
Non-methane volatile organic compounds	NMVOC
Organische Trockensubstanz	oTS
Power-to-Gas	PtG
Raumbelastung	B_R
Sauerstoff	O_2
Schwefel	S
Schwefelwasserstoff	H_2S
Selen	Se
Technische Regeln für Gefahrstoffe	TRGS
Trockenmasse	TM
Untere Explosionsgrenze	UEG
Wasserstoff	H_2
Wolfram	W

Kurzfassung

Unsere stetig wachsende Konsum- bzw. Wegwerfgesellschaft sieht sich, auch hinsichtlich des steigenden Bevölkerungswachstums, vermehrt mit der Thematik der Ressourcenverfügbarkeit bzw. einer nachhaltigen Ressourcennutzung konfrontiert. In den letzten Jahren konnte speziell in der EU, insbesondere durch die 20-20-20 Ziele, welche eine Reduktion der Treibhausgase um 20% (Bezugsjahr 2005), eine Steigerung der Energieeffizienz um 20 % sowie einen Anteil an erneuerbaren Energien von 20% bis 2020 fordern, ein starkes Umdenken im Sinne der Nachhaltigkeit beobachtet werden.

Das im Rahmen der Energieforschungsinitiative im Jahr 2013 gestartete RSA (Research Studios Austria) Projekt „OptFuel“ sollte dazu beitragen, die Energieeffizienz zu steigern und Hürden erneuerbarer Energieformen zu beseitigen. Dabei wurde ein neuartiger Prozess zur Verwertung von biogenen Reststoffen in Form einer Technikumsanlage entwickelt, welcher unter Einbindung von Überschussstrom aus erneuerbarer Energieproduktion, in verschiedene Energieträger umgewandelt wird. Hauptbestandteile der Anlage waren neben einer Biogasanlage inkl. H_2-Fermentation, eine Produktaufbereitung sowie eine Methanisierungsanlage.

Als Zieldefinition wurde im Projekt „OptFuel“ einerseits die Erhöhung des Kohlenstoffnutzungsgrad von Substraten, andererseits ein Weg hin zu alternativen Substraten, welche keine Lebensmittelkonkurrenz darstellen, festgelegt.

Das Ziel dieser Diplomarbeit war es, umwelttechnische sowie anlagentechnische Aspekte des Aufbaus und des Betriebs der Technikumsanlage, bezogen auf die Fermentation, zu generieren und zu analysieren. Dabei wurde im speziellen auf das verwendete Reaktordesign des 2-stufigen Fermenterverbunds, auftretende Charakteristika sowie Störungen im Betrieb, eingegangen.

Der optimierte Gesamtprozess wurde am Ende der Projektlaufzeit in einer kontinuierlich betreibbaren Technikumsanlage abgebildet und stellt die Grundlage für eine industrielle Demoanlage dar.

Schlüsselworte: OptFuel, Biogasanlage, H_2-Fermentation, Methan, Kohlendioxid, Reaktordesign

Abstract

Our ever-growing consumer and throwaway society sees itself, also in terms of rising population growth, increasingly confronted with the issue of resource availability and sustainable use of resources. In recent years, especially in the EU with its 20-20-20 goals, which require an increase of energy efficiency by 20 %, a share of renewable energies of 20% and a reduction of greenhouse gases by 20% (reference year 2005), a formation in the direction of sustaibability could be observed.

In the year 2013, the RSA (Research Studios Austria) launched under the „Energy Research Initiative“ the project "OPTFUEL", which should help to increase energy efficiency and to eliminate obstacles for renewable energies. Here, a novel process for the recovery of biogenic waste in form of a pilot plant was developed, which is converted with the involvement of surplus electricity from renewable energy production, in various energy carriers. Main components of the system were, next to a biogas plant with integrated H_2 fermentation, the product processing and the methanation.

The target definition in the project "OPTFUEL" was on the one hand to increase the carbon efficiency of the substrates and on the other hand, to determine alternative substrates that are not food competitors.

The aim of this thesis was to generate and evaluate environmental and plant engineering aspects of the construction and operation of the pilot plant, based on the fermentation. The focus was placed in particular on the reactor design of the 2-stage fermenter network, occurring characteristics and operational faults.

At the end of the project term, an optimized, overall process of a continuously operating pilot plant was ready and the basis for an industrial demonstration plant was set.

Keywords: OptFuel, biogas plant, H_2-fermentation, methane, carbon dioxide, reactor design

Inhaltsverzeichnis

Danksagung und Vorwort 3

Abkürzungsverzeichnis 4

Kurzfassung 5

Abstract 6

1. Einleitung und Zielsetzung 9

1.1. Ziel der Arbeit 11

2. Theoretische Grundlagen 12

2.1. Grundlagen der anaeroben Fermentation 12

2.1.1. Entstehung von Biogas 12

2.1.2. Milieubedingungen 14

2.1.2.1. Sauerstoff 14

2.1.2.1. Nährstoffversorgung 14

2.1.2.2. Hemmstoffe 15

2.1.3. Betriebsparameter 16

2.1.3.1. Raumbelastung und Verweilzeit 16

2.1.3.2. Produktivität, Ausbeute und Abbaugrad 17

2.1.3.1. Durchmischung 18

2.2. Bewertung von Biogas 18

2.3. Grundlagen der Power-to-Gas Strategie 21

2.3.1. Elektrolyse 24

2.3.2. Sabatier Prozess 26

3. Technische Beschreibung der Anlage 27

3.1. Allgemeines zur Infrastruktur der Anlage 28

3.1.1. Sicherheitseinrichtungen 28

3.1.1.1. Be- und Entlüftung 28

3.1.1.2. Gasdetektion 29

3.1.1.3. Einhausung Gasspeicher 30

3.1.1.4. Gasflaschenschrank 31

3.1.2. Leitungsanlagen 31

3.2. Allgemeines zur Fermentation 32

3.2.1. Prozessparameter 34

3.2.2. Konfiguration der Fermenter Stufe 1 und Stufe 2 36

3.2.2.1. Mess- Steuer- und Regelungstechnik (MSR) 43

3.2.2.2. Fermenterheizung 44

3.2.2.3. Isolierung 45

3.2.2.4. Ausführung Über-/Unterdrucksicherung 45

3.2.2.5. Kondensatabscheider 46

3.2.2.6. Gasspeicher 47

3.2.2.7. Gärrestlager 48

3.3. Kurze Anlagenbeschreibung Methanisierung und Gasaufbereitung 49

3.3.1. Verdichtung 49

3.3.2. Gasaufbereitungsanlage 50

3.3.3. Methanisierungsanlage 51

3.3.4. Gasaufbereitung auf Einspeisequalität 53
3.3.5. Gasfackel 53

4. Inbetriebnahme der 2-stufigen Fermentation 54
4.1. Befüllung und Start der Fermentation 54
4.2. Überführung in den kontinuierlichen Betrieb 55
4.3. Zusammenfassung Ergebnisse Inbetriebnahmephase 56
4.4. Probleme der Anlagentechnik in der Inbetriebnahmephase 58
4.5. Tätigkeitsbeschreibung Inbetriebnahmephase 60

5. Möglichkeiten einer Optimierung der Technikumsanlage auf Basis des Versuchsbetriebes 61
5.1. Fermenterbauform 61
5.1.1. Problemdefinition „Fermenterbauform“ 61
5.1.2. Lösungsansätze „Fermenterbauform“ 62
5.2. Durchmischung und Rührtechnik 65
5.2.1. Problemdefinition „Durchmischung und Rührtechnik“ 66
5.2.2. Lösungsansätze „Durchmischung und Rührtechnik“ 67
5.3. Sandablagerung 72
5.3.1. Problemdefinition „Sandablagerung“ 72
5.3.2. Lösungsansätze „Sandablagerung“ 72
5.4. Verstopfung von Rohrleitungen 73
5.4.1. Problemdefinition „Verstopfung von Rohrleitungen“ 73
5.4.2. Lösungsansätze „Verstopfung von Rohrleitungen“ 74

6. Diskussion und Schlussfolgerung 80

Literaturverzeichnis 82

Abbildungsverzeichnis 86

Tabellenverzeichnis 87

Formelverzeichnis 87

Anhang 87

1. Einleitung und Zielsetzung

Ungefähr ein Drittel der jährlich weltweit produzierten Lebensmittel für den menschlichen Konsum, was in etwa 1,3 Milliarden Tonnen ausmacht, werden weggeschmissen. Diese Verschwendung von Lebensmitteln stellt einen hohen Verlust an Resourcen aus der Nahrungsmittelproduktion dar. In einer Welt mit abnehmenden fossilen Energieresourcen und der momentanen Lebensmittelverschwendung braucht es ein Höchstmaß an ökologischen, ökonomischen sowie sozialen Maßnahmen, um die Systeme in Richtung einer nachhaltigen Entwicklung zu lenken. Die Gründe für die Lebensmittelverschwendung sind vielfältig und reichen von ökonomischen Anreizen bis hin zu fehlender Aufklärung der Bevölkerung und werden auch in dieser Arbeit nicht weiter behandelt, obgleich es dringend langfristigen Handlungsbedarf benötigt. Mittelfristig ist jedoch eine „End-of-Pipe“ Strategie notwendig, bei welcher organische Reststoffe, im Speziellen Speisereste, welche reich an organischem Material sind und damit eine ideale Quelle für die Gewinnung von Bioenergie darstellen, energetisch und stofflich (Humusbildung der Gärrückstände) verwertet werden (vgl. Ahamed et al. 2015, 239).

In der vorliegenden Arbeit wird daher auf eine Erhöhung der Ressourceneffizienz in der Biogaserzeugung durch Power-to-Gas (PtG) Anlagen bei biologischen Methanisierungsprozessen eingegangen. Das PtG-Verfahren verbindet das Stromnetz mit dem Gasnetz durch Umwandlung von überschüssiger Energie in ein netzeinspeisefähiges Gas über ein zweistufiges Verfahren: H_2-Produktion durch Wasserelektrolyse und H_2-Umwandlung mit einer externen CO- oder CO_2-Quelle zu CH_4 durch Methanisierung. Das resultierende CH_4, bekannt als „substitute natural Gas“ (SNG), kann in das vorhandene Gasverteilungsnetz oder Gaslager eingespeist werden, als CNG (compressed natural gas) - Brennstoff verwendet werden, oder es kann leicht in allen anderen gut etablierten Erdgasanlagen genutzt werden (genaueres kann dem Kapiel 2.3. „Grundlagen der Power-to-Gas Strategie“ entnommen werden) (vgl. Götz et al. 2015, 1371).

Im Projekt „OptFuel“ kann neben der erweiterten kaskadischen Nutzung der anfallenden Stoffströme aus der Biomasseumsetzung auch eine Integrierung der Wasserelektrolyse erfolgen. Eine effiziente Prozessplattform zur Maximierung des Kohlenstoffnutzungsgrads von Biomasse zur Bereitstellung erneuerbarer Energieträger sowie die zeitgleiche Möglichkeit, fluktuierende erneuerbare Energiequellen zu speichern, wird durch die Kombination verschiedener Verfahren geschaffen. Unter „Kohlenstoffnutzung“ versteht man die Umwandlung des im Biogasgemisch enthaltenen, energetisch nicht nutzbaren CO_2 in nutzbares CH_4 und H_2O durch den Einsatz von elektrolytisch erzeugtem Wasserstoff über chemische oder biologische Methanisierung. Durch die Beimengung von Wasserstoff in den Prozess wird das Konzept der PtG Strategie miteingebunden (siehe Abbildung 1). Dadurch

können höhere Wirkungsgrade im Gesamtprozess erreicht werden. Das Prinzip soll so aufgebaut werden, dass die Elektrizität aus erneuerbaren Energiequellen mittels Wasserelektrolyse und der nachgeschalteten Umsetzung von CO_2 und H_2 chemisch gespeichert wird. Der Wasserstoff aus PtG Anwendungen kann allzeit kurzfristig in das System gespeist werden, was ein Hoch- und Abfahren anderer Anlagenteile unnötig macht.

Die biotechnologischen Verfahren können unabhängig von den anderen Anlagenteilen kontinuierlich betrieben werden. Die energetische Verwertung von Biomasse erfolgt hierbei durch die biotechnologische Gewinnung von Methan. Methan hat als Energieträger eine breite Anwendungspalette. Darüber hinaus eröffnet das Biogasverfahren einer Vielzahl an Rohstoffen als Substrat eine Verwendung, wobei in der gegenständlichen Versuchsanlage mit dem Substrat Bioabfall gearbeitet wurde.

Als Zieldefinition wurde im Projekt „OptFuel“ einerseits die Erhöhung des Kohlenstoffnutzungsgrades von Substraten, andererseits ein Weg hin zu alternativen Substraten, welche keine Lebensmittelkonkurrenz darstellen, festgelegt.

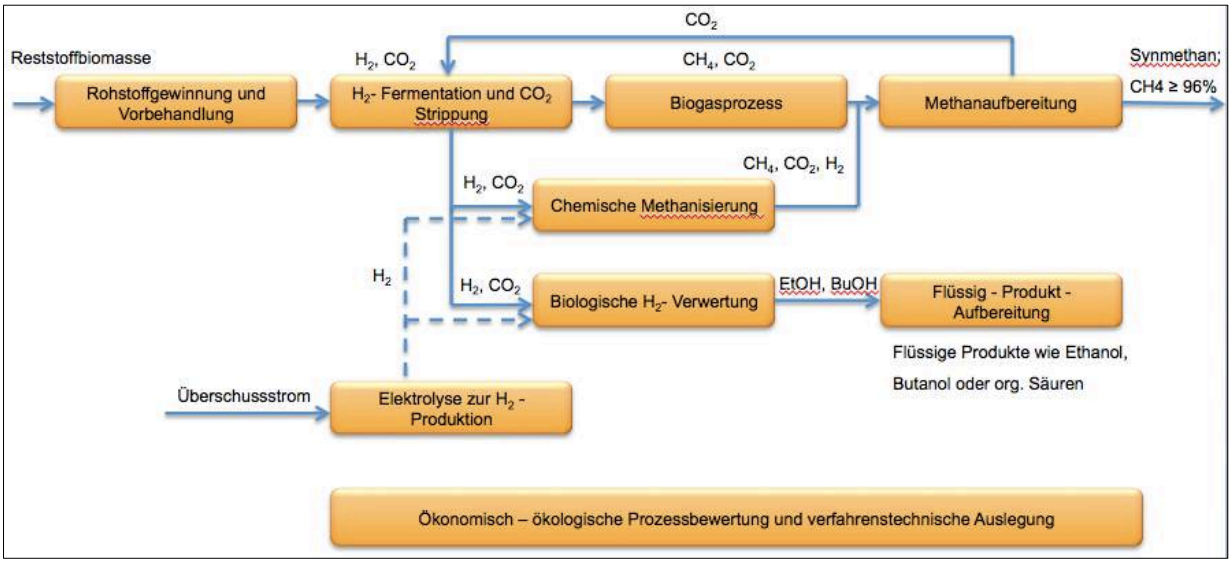


Abbildung 1: Einsatz von zusätzlichem Wasserstoff aus Power-to-Gas Anlagen in Biogasanlagen (eigene Darstellung nach Steinmüller et al. 2014, 256)

Durch Produktflexibilität im Prozess „OptFuel“ sollen auch neben Elektrizitätserzeugung Sektoren wie Industrie, Mobilität sowie Wärmegenerierung versorgt werden und somit ein vermehrter Bedarf an alternativen Energieträgern forciert werden.

Besonders im Mobilitätssegment können Methan oder Alkohole als Substitutions-Treibstoffe eine Alternative zu Elektrofahrzeugen darstellen. Ein Vorteil würde sich in der höheren Reichweite dieser Energieträger ergeben, was speziell für Langstrecken-, Schiffs- oder

Flugverkehr ein Thema wäre. Außerdem können bestehende Infrastrukturnetze genutzt werden (vgl. Steinmüller et al. 2014, 255f).

Das Projekt „OptFuel“, geführt unter dem Langtitel „Optimierung der Energieträger-Gewinnung aus Biomasse unter Einbindung von Überschussstrom“, ist als ein Auftrag der Research Studios Austria, 3. AS; Sonderausschreibung im Rahmen der „Energieforschungsinitiative“ des BMWFJ vergeben worden und fällt unter die Projektleitung des Energieinstituts an der Johannes-Kepler-Universität Linz. Die wissenschaftlichen Projektpartner umfassen die Montanuniversität Leoben – Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, die TU Wien – Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, sowie den Anlagenbauer Christof Group.

1.1. Ziel der Arbeit

Das Ziel dieser Diplomarbeit ist es, eine Versuchsanlage zur anaeroben H_2- und CH_4-Fermentation von Bioabfall im Technikumsmaßstab aufzubauen und so die Umsetzung des Projektes „OptFuel“ sicherzustellen. Desweiteren wird auf anfallende Problematiken im Zuge des Pilotbetriebs eingegangen und diese behandelt. Im speziellen wird der Frage nachgegangen:

„Inwieweit können die Technikums-Biogas-Reaktoren aus dem Projekt „OptFuel“ zur anaeroben Vergärung organischer Reststoffe ein optimales Reaktordesign darstellen und welche Charakteristiken sind zu beachten? – Wo können Verbesserungen ansetzen?

2. Theoretische Grundlagen

2.1. Grundlagen der anaeroben Fermentation

2.1.1. Entstehung von Biogas

Unter Ausschluss von Sauerstoff wird „Biogas“, wie der Name schon sagt, durch einen biologischen Prozess (Mikroorganismen) aus organischer Masse gebildet. Zusätzlich entsteht dabei eine gewisse Menge an Energie (Wärme) sowie neue Biomasse. Dieser Prozess ist in der Natur weit verbreitet und man findet ihn in den Pansen der Wiederkäuer, in Mooren, auf dem Grund von Seen, in Güllegruben et cetera. Biogas setzt sich laut Watter 2009 (184) aus 40-75 % Methan, 25-55 % Kohlendioxid, bis zu 10 % Wasserdampf sowie geringen Anteilen an Stickstoff, Sauerstoff, Wasserstoff, Ammoniak und Schwefelwasserstoff zusammen. Im Wesentlichen hängt die genaue Zusammensetzung von dem eingesetzten Substrat, der technischen Ausführung sowie dem Fermentationsverfahren ab (vgl. FNR 2013, 11f).

Der biologische Abbau der Biomasse lässt sich in vier aufeinanderfolgende und um den Gesamtprozess reibungslos durchzuführen, optimal eingespielte Stufen, unterteilen (siehe Abbildung 2). Im ersten Schritt, der „Hydrolyse“, werden komplexe Verbindungen des Ausgangsmaterials (z. B. Eiweiße, Kohlenhydrate, Fette) in einfachere, organische Verbindungen (z. B. Zucker, Aminosäuren, Fettsäuren) gespalten. Hydrolytische Bakterien setzen hierzu Enzyme frei, die das Material auf biochemischem Weg zersetzen. Die gebildeten Zwischenprodukte werden dann in der sogenannten „Versäuerungsphase“ (Acidogenese) durch säurebildende (fermentative) Bakterien weiter zu niederen Fettsäuren (Butter-, Propion- und Essigsäure) sowie Kohlendioxid und Wasserstoff abgebaut. Daneben werden aber auch geringe Mengen an Milchsäure und Alkohole gebildet. Die nachfolgende Stufe der „Essigsäurebildung“ (Acetogenese) definiert sich dadurch, dass die
Produkte durch acetogene Bakterien zu Vorläufersubstanzen des Biogases (Essigsäure, Wasserstoff und Kohlendioxid) umgesetzt werden. In der „Methanogenese“, der letzten Stufe der Biogasbildung, wandeln strikt anaerobe methanogene Archaeen Essigsäure, Wasserstoff und Kohlendioxid zu Methan um (vgl. FNR 2013, 11f).

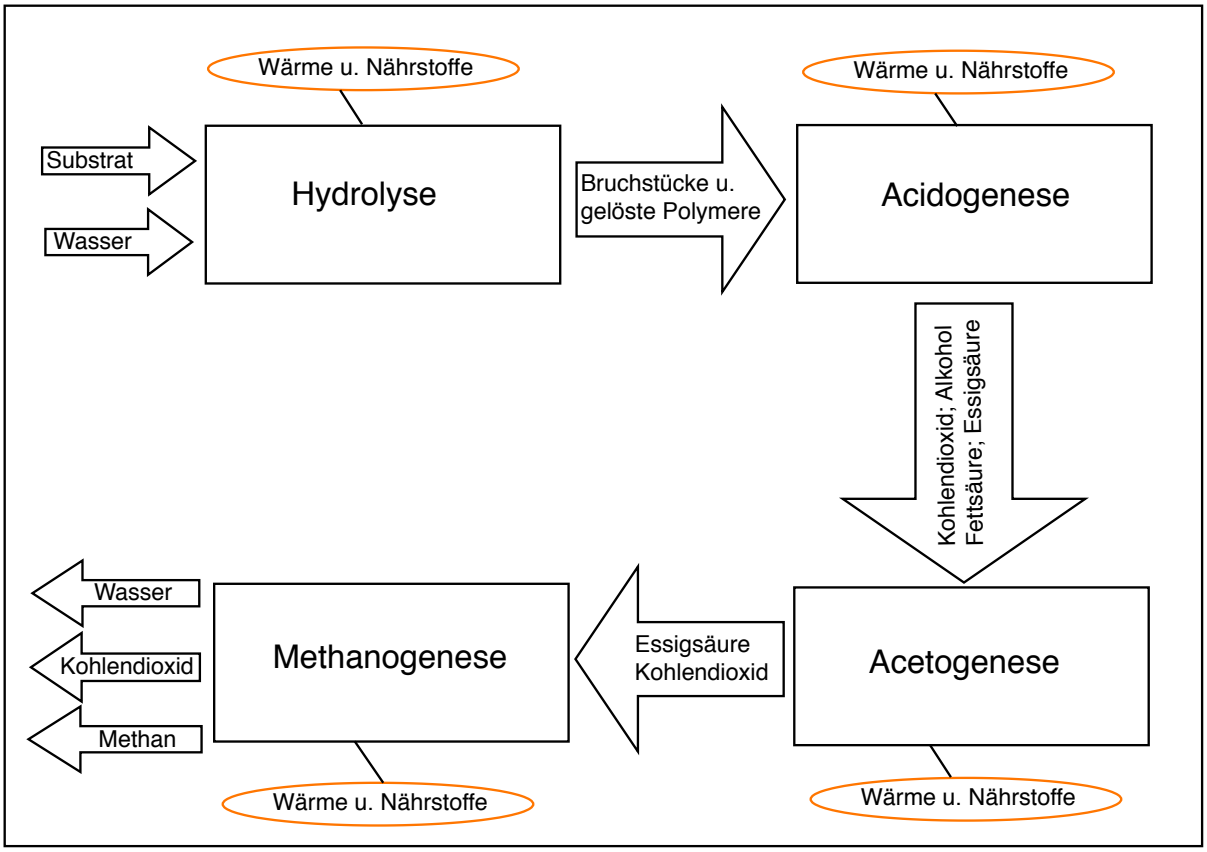


Abbildung 2: Vier Phasen der Biogaserzeugung (eigene Darstellung nach Watter 2009, 186)

Diese vier Phasen laufen ursprünglich in einem einstufigen Prozess zeitlich parallel ab. Prozesstechnisch muss man hier jedoch einen Kompromiss finden, da die Bakterien der einzelnen Abbaustufen unterschiedliche Anforderungen an ihren Lebensraum (Temperatur, pH-Wert usw.) aufweisen. Hier folgt man dem Gesetz des schwächsten Gliedes und passt die Milieubedingungen an die Anforderungen der methanogenen Mikroorganismen an, welche am empfindlichsten auf Störungen reagieren und die geringste Wachstumsgeschwindigkeit besitzen (vgl. FNR 2013, 11f).

Abhängig von Betriebsweise und Konstruktion einer Biogasanlage sowie der Konzentration und Beschaffenheit des verwendeten Frischmassesubstrats, können sich bei mehrstufigen Prozessen unterschiedliche Milieubedingungen in den einzelnen Fermenterstufen einstellen. Unmittelbaren Einfluss auf die gebildeten Stoffwechselprodukte haben wiederum die Umgebungsbedingungen, welche Zusammensetzung und Aktivität der mikrobiellen Biozönose bedingen (vgl. FNR 2013, 11f).

2.1.2. Milieubedingungen

Hinsichtlich der Milieubedingungen muss auf Grund der Unterschiede bezüglich Wassergehalt, Stofftransport und Nährstoffgehalt zwischen Trockenfermentation (Feststofffermentation) und Nassfermentation separiert werden.

Aus biologischer Sicht ist eine strikte Unterteilung der beiden Fermentationsarten irreführend, da die am Vergärungsprozess beteiligten Mikroorganismen für Wachstum und Überleben flüssiges Medium in jedem Fall beanspruchen. In der Praxis hat sich bewährt, ob fehlender Definitionen und Grenzen, zum Beispiel beim Einsatz von Energiepflanzen bis zu einem TM Gehalt im Fermenter von ca. 12 %, von Nassfermentation zu sprechen. Bis zu diesem Gehalt ist der Fermenterinhalt noch pumpfähig. Bei höheren TM Gehalt im Fermenter spricht man von Feststofffermentation.

Da in der Praxis dominierend, wird im Folgenden nur auf die Nassfermentation eingegangen (vgl. FNR 2013, 12).

2.1.2.1. Sauerstoff

Vor etwa drei bis vier Milliarden Jahren, lange bevor sich die Atmosphäre, wie wir sie kennen, gebildet hat, entstanden die methanogenen Archaeen. Sie zählen somit zu den ältesten Lebewesen auf unserer Erde und sind auch heute noch auf eine Lebensumgebung angewiesen, in der kein Sauerstoff vorkommt. Für viele Arten sind bereits geringe Sauerstoffmengen fatal. Im Fermentationsprozess lässt sich jedoch ein Sauerstoffeintrag nicht gänzlich vermeiden. Die methanogenen Archaeen sterben jedoch nicht sofort ab oder werden in ihrer Aktivität gehemmt, da sie in einer Gemeinschaft mit sauerstoffverbrauchenden Bakterien aus den vorgeschalteten Abbauschritten leben (vgl. FNR 2013, 12).

Die sogenannten „fakultativ“ anaeroben Bakterien können sowohl mit als auch ohne Sauerstoffeintrag überleben, in dem sie ihn, falls der Eintrag nicht zu groß ist, verbrauchen, bevor er die auf sauerstofffreie Umgebung angewiesenen, methanogenen Archaeen beschädigt (vgl. FNR 2013, 12).

2.1.2.1. Nährstoffversorgung

Im anaeroben Abbau haben die Mikroorganismen einen artspezifischen Bedarf an Makro- und Mikronährstoffen sowie Vitaminen. Wachstumsgeschwindigkeit und Aktivität der verschiedenen Populationen werden von der Verfügbarkeit und der Konzentration dieser

Komponenten beeinflusst. Der Anteil an Proteinen, Fetten und Kohlenhydraten definiert, wie viel Methan sich aus dem eingesetzten Substrat gewinnen lässt. Stickstoff ist nach Kohlenstoff der am häufigsten benötigte Nährstoff und wird zur Bildung von Enzymen, welche den Stoffwechsel durchführen, gebraucht. Bei den eingesetzten Substraten ist daher das C/N-Verhältnis von großer Bedeutung (ungestörter Prozessablauf im Bereich 10 bis 30). Ebenfalls notwendige Nährstoffe sind Schwefel (Bestandteil der Aminosäuren) und Phosphor (Bildung der Energieträger ATP und NADP). Das Gesamtverhältnis C:N:P:S im Reaktor sollte für eine ausreichende Nährstoffversorgung der Mikroorganismen bei 600:15:5:3 liegen (vgl. FNR 2013, 14).

Eine ausreichende Verfügbarkeit einzelner Spurenelemente (Co, Ni, Mo, Se, W, Mg, Fe, Mn) ist für die Mikroorganismen neben den Makronährstoffen ebenfalls lebensnotwendig (vgl. FNR 2013, 14).

2.1.2.2. Hemmstoffe

Eine Hemmung des Prozessablaufs bzw. der Gasproduktion kann einerseits durch betriebstechnische Gründe, andererseits durch im Substrat befindliche Hemmstoffe verursacht werden. Zwei Arten von Hemmstoffen können grob unterschieden werden. Die, die durch Substratzugabe in den Fermenter gelangen und die, die sich als Zwischenprodukt in den Abbaustufen bilden. Bereits in geringen Mengen können Hemmstoffe (Antibiotika, Desinfektions- oder Lösungsmittel, Herbizide, Salze oder Schwermetalle) die Abbauleistung verringern bzw. zum erliegen bringen (vgl. FNR 2013, 15).

Die Hemmwirkung einzelner Stoffe hängt von mehreren Faktoren ab und die Festlegung auf feste Grenzwerte ist nur schwer durchzuführen (vgl. FNR 2013, 15).

Eine Unterteilung der wichtigsten Hemmstoffe bei anaeroben Abbauprozessen lässt sich aus Tabelle 1 entnehmen.

Tabelle 1: Hemmstoffe bei anaeroben Abbauprozessen (verändert nach FNR 2013, 15)

Hemmstoffe bei anaeroben Abbauprozessen	
Sauerstoff	Hemmung der obligat anaeroben methanogenen Archaeen
Schwefelwasserstoff	Hemmwirkung steigt mit sinkendem pH-Wert
Flüchtige Fettsäuren	Hemmwirkung steigt mit sinkendem pH-Wert, hohe Adaptionsfähigkeit der Bakterien
Ammoniumstickstoff	Hemmwirkung steigt mit steigendem pH-Wert und steigender Temperatur, hohe Adaptionsfähigkeit der Bakterien
Schwermetalle	Nur gelöste Metalle wirken inhibierend, Entgiftung durch Sulfidfällung
Desinfektionsmittel, Antibiotika	Hemmwirkung produktspezifisch

2.1.3. Betriebsparameter

Im Folgenden werden die wichtigsten Betriebsparameter der anaeroben Fermentation beschrieben sowie auf deren Berechnung eingegangen.

2.1.3.1. Raumbelastung und Verweilzeit

Bei der Planung und dem Bau einer Biogasanlage muss ein ökonomisch vertretbarer Aufwand hinsichtlich der optimalen Abbauleistung angestrebt werden. Mit diesem Hintergrund ist die Raumbelastung (B_R) ein wichtiger Parameter. Sie gibt die Masse an organischer Trockensubstanz (oTS) an, welche dem Fermenter je m^3 Arbeitsvolumen pro Zeiteinheit hinzugeführt werden kann (vgl. FNR 2013, 16).

Formel 1: Raumbelastung B_R (leicht verändert FNR 2013, 16)

$$B_R = \frac{\dot{m} \cdot c}{V_R \cdot 100} \quad [\text{kg oTS m}^{-3}\,\text{d}^{-1}]$$

ṁ = zugeführte Substratmenge je Zeiteinheit [kg/d]
c = Konzentration der organischen Substanz [% oTS]
V_R = Reaktorvolumen [m^3]

Ein weiterer Parameter zur Dimensionierung der Behältergröße ist die hydraulische Verweilzeit (HRT). Sie definiert die Zeitdauer, die ein zugeführtes Substrat im Mittel bis zu seinem Austrag im Fermenter verbleibt. Zur Berechnung setzt man das Reaktorvolumen ins Verhältnis zur zugeführten Substratmenge, es ergibt sich die hydraulische Verweilzeit des Fermenters (vgl. FNR 2013, 15).

Formel 2: Hydraulische Verweilzeit HRT (leicht verändert nach FNR 2013, 16)

$$HRT = \frac{V_R}{\dot{V}} \quad [d]$$

V_R = Reaktorvolumen [m^3];

$\dot{V}$ = täglich zugeführtes Substratvolumen [m^3/d]

Je nach Durchmischung weicht die reale Verweilzeit jedoch davon ab, da einzelne Komponenten unterschiedlich den Fermenterraum verlassen. HRT und B_R stehen in enger Relation, da sich bei gleichbleibender Substratzusammensetzung mit steigender Raumbelastung die Verweilzeit verkürzt. Bei der Wahl der optimalen Verweilzeit muss darauf geachtet werden, dass nicht mehr Mikroorganismen ausgespült werden, als in selber Zeitspanne nachwachsen können und das bei zu geringer Verweilzeit auch die Gefahr einer unzureichenden Gasausbeute besteht. Das benötigte Reaktorvolumen kann, bei bekannter täglicher Zugabemenge sowie der Abbaubarkeit des eingesetzten Substrates und der gewünschten Verweilzeit, daraus ermittelt werden (vgl. FNR 2013, 15).

2.1.3.2. Produktivität, Ausbeute und Abbaugrad

Parameter für die Beschreibung des Leistungsstandes einer Biogasanlage sind Produktivität ($P_{(CH_4)}$), Ausbeute ($A_{(CH_4)}$) und Abbaugrad (η_{oTS}). Bezieht man sich hinsichtlich des Fermentervolumens auf die Gasproduktion, wird von der Produktivität gesprochen. Definiert wird die Produktivität als der Quotient aus täglicher Gasproduktion und dem Reaktorvolumen und beschreibt in diesem Zusammenhang die Effektivität eines Fermenters (vgl. FNR 2013, 16).

Formel 3: Methan-Produktivität (leicht verändert nach FNR 2013, 16)

$$P_{(CH_4)} = \frac{\dot{V}_{(CH_4)}}{V_R} \quad [Nm^3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}]$$

$\dot{V}_{CH4}$ = Methanproduktion [Nm./d]

V_R = Reaktorvolumen [m^3]

Bezieht man sich hinsichtlich der Gasproduktion auf die Inputstoffe, so spricht man von der Ausbeute. Definiert wird die Ausbeute als der Quotient aus der produzierten Gasmenge und der zugeführten organischen Substanz und kennzeichnet die Effizienz der Biogas- bzw. Methanproduktion aus eingebrachtem Substrat (vgl. FNR 2013, 16).

Formel 4: Methan-Ausbeute (leicht verändert nach FNR 2013, 16)

$$A_{(CH_4)} = \frac{\dot{V}_{(CH_4)}}{\dot{m}_{oTS}} \quad [Nm^3 \cdot t^{-1} \cdot oTS]$$

$\dot{V}_{CH4}$ = Methanproduktion [Nm./d]

$\dot{m}_{oTS}$ = zugeführte organische Trockensubstanz [t/d]

Auskunft über die Effizienz der Ausnutzung der eingesetzten Substrate gibt der Abbaugrad. Definiert wird der Abbaugrad anhand der organischen Trockensubstanz (oTS) oder dem chemischen Sauerstoffbedarf (CSB). In der Praxis wird überwiegend mit dem oTS Abbaugrad gearbeitet (vgl. FNR 2013, 17).

Formel 5: Abbaugrad der Biomasse (leicht verändert nach FNR 2013, 17)

$$\eta_{oTS} = \frac{oTS_{Sub} \cdot m_{zu} - oTS_{Abl} \cdot m_{Abl}}{oTS_{Sub} \cdot m_{zu}} \cdot 100\ [\%]$$

oTS_{Sub} = organischer Trockensubstanzgehalt der zugeführten Frischmasse [kg/t FM]

m_{zu} = Masse der zugeführten Frischmasse [t]

oTS_{Abl} = organischer Trockensubstanzgehalt des Fermenterablaufs [kg/t FM]

m_{Abl} = Masse des Gärrückstands [t]

2.1.3.1. Durchmischung

Das Durchmischen des Fermenterinhaltes zur Kontaktbildung von Bakterien und Frischsubstrat ist für eine hohe Biogasproduktion unumgänglich. Jedoch sollte ein zu starkes Durchmischen zur Vermeidung einer negativen Beeinträchtigung des anaeroben Abbaus vermieden werden. Konkret kann die Lebensgemeinschaft der essigsäurebildenden Bakterien der Acetogenese und der Archaeen der Methanogenese durch zu hohe Scherkräfte infolge intensivem Rührens gestört werden. In der Praxis erreicht man die optimalen Bedingungen meist durch ein Intervallrühren (d.h. definierte Zeitspanne) sowie durch langsam rotierende Rührwerke (vgl. Institut für Energetik und Umwelt GmbH 2006, 29).

2.2. Bewertung von Biogas

Biogas ist das Gasgemisch, das beim anaeroben Abbau organischer Substanzen entsteht. Es setzt sich, wie bereits erwähnt, aus den Hauptbestandteilen Methan und Kohlenstoffdioxid zusammen. Biogas zieht als interessante erneuerbare und nachhaltige Energietechnologie beträchtliche Aufmerksamkeit auf sich. Obwohl die Biogastechnologie relativ reif erscheint, wird sie nicht als wirtschaftlich lebensfähig betrachtet und erfordert in der Regel erhebliche finanzielle Anreize, um mit kommerziellen fossilen Brennstofftechnologien erfolgreich konkurrieren zu können. Drei Hauptfaktoren begrenzen die erweiterte Einführung von Biogas-Energietechnologien:

- hohe Kosten für energetische Rohstoffe,
- begrenzte lokale Verfügbarkeit derartiger Rohstoffe und

- begrenzte Verfügbarkeit von Innovationen, die die Biogas-Energie wirtschaftlich attraktiv machen könnten (vgl. Budzianowski 2015, 1149).

Die anaerobe Vergärung bzw. Biogasproduktion ist eine vielseitige Technologieplattform, die vielen Zwecken in Industrie und Gesellschaft dienen kann. Aus Sicht der Luftreinhaltung kann man die Biogasnutzung grundsätzlich positiv bewerten, da neben Klimaschutzaspekten (Substitution fossiler Energieträger und Minderung der Methanemissionen) auch eine Minderung der Emissionen von flüchtigen organischen Verbindungen (NMVOC) und der Geruchsemissionen bei der Düngerausbringung in Rechnung zu stellen ist (vgl. Madsen et al. 2011, 3142).

In der Fermentation wird Rohbiogas erzeugt, ein Gasgemisch, das sich aus ca. 40-75 % Methan, 25-55 % Kohlendioxid, geringen Mengen an Wasserdampf, Schwefelwasserstoff, Stickstoff, und anderen Gasen zusammensetzt (vgl. Hornbachner et al. 124).

Tabelle 2: Inhaltsstoffe von Rohbiogas (verändert nach Hornbachner et al., 124)

Komponente	Anteil im Biogas [Vol.%]
Methan CH_4	40-75
Kohlendioxid CO_2	25-55
Schwefelwasserstoff H_2S	0,005-0,5
Ammoniak NH_3	0-1
Wasserdampf H_2O	0-10
Stickstoff N_2	0-5
Sauerstoff O_2	0-2
Wasserstoff H_2	0-1

Mehrfache Vorteile des Biogasproduktionsprozesses stellen die Bereitstellung alternativer Brennstoffe, hochwertiger Dünger, Strom und Wärme sowie ein komplettes Abfallrecycling, die Treibhausgasreduzierung und der Schutz der Umwelt vor Schadstoffen dar (vgl. Divya et al. 2014, 691).

Um das produzierte Biogas auch in ein Erdgasnetz einspeisen zu können, müssen gewisse Kriterien erreicht werden. Die Qualitätsanforderungen (siehe Tabelle 3), die für die Einspeisung in das Erdgasnetz und den Transport von Erdgas und biogenen Gasen im „Netz“ erforderlich sind, werden durch die Richtlinie G31 der österreichischen Vereinigung für das Gas- und Wasserfach vorgegeben (vgl. ÖVGW 2011, s.p.).

Tabelle 3: Gasqualitätsanforderung für Biogas zur Einspeisung in das österreichische Erdgasnetz (leicht verändert nach ÖVGW 2001, s.p.)

Qualitätskriterien der ÖVGW Richtlinie G 31			
Bezeichnung	**Kurzzeichen**	**Einheit**	**Wert**
Wobbe-Index	Ws	kWh/m^3 MJ/m^3	13,3 bis 15,7 47,7 bis 56,6
Brennwert	Hs	kWh/m^3 MJ/m^3	10,7 bis 12,8 38,5 bis 46,0
Relative Dichte	d		0,55 bis 0,65
Gasbegeleitstoffe			
Bezeichnung	**Einheit**	**Grenzwert**	
Kohlenwasserstoffe: Kondensationszeitpunkt	°C	maximal 0 bei Betriebsdruck	
Wasser (H_2O)	°C	maximal -8 bei einem Druck von 40 bar	
Sauerstoff (O_2)	% Mol-Anteil	≤ 0,5	
Kohlenstoffdioxid (CO_2)	% Mol-Anteil	≤ 0,2	
Stickstoff (N_2)	% Mol-Anteil	≤ 5	
Wasserstoff (H_2)	% Mol-Anteil	≤ 4	
Gesamtschwefel	mg S/m^3	in Störfällen kurzzeitig ≤ 150 Im Jahresmittel ≤ 30 auf Dauer ≤ 10	
Mercaptanschwefel	mg S/m^3	≤ 6	
Schwefelwasserstoff (H_2S)	mg/m^3	≤ 5	
Kohlenstoffoxidsulfid (COS)	mg/m^3	≤ 6	
Halogenverbindungen	mg/m^3	0	
Ammoniak (NH_3)		technisch frei	
Fest- und Flüssigbestandteile		technisch frei	

2.3. Grundlagen der Power-to-Gas Strategie

Durch die derzeit stark zunehmende Forcierung erneuerbarer Energieformen in Mitteleuropa, insbesondere der Nutzung stark volatiler Energielieferanten wie Wind und Sonne zur Stromproduktion, werden innovative Energiesystemlösungen zur effektiven Netzeinspeisung, Bedarfsregelung sowie der Energiespeicherung, immer bedeutender (vgl. Tichler et al. 2014, 7).

Im globalen Kontext stellt der fluktuierende Output der installierten Leistung erneuerbarer Stromerzeugung für die Produzenten noch kein wesentliches Problem dar. Auf lokaler Ebene in Gebieten mit hohen Anteilen an Windkraft oder Photovoltaik kann es bereits zu temporären Abschaltungen oder sogar zu stundenweisen negativ-Strompreisen kommen. Photovoltaik und Windkraft stellen zwar bislang nur einen sehr geringen Anteil an der globalen Stromproduktion dar, wobei für beide Energieformen hohe Wachstumsraten verzeichnet werden und sie in Zukunft wesentlich zur erneuerbaren Stromproduktion beitragen werden. Die Boston Consulting Group prognostizierte zum Beispiel 2010 einen starken Anstieg der installierten Leistung von Windkraft und Photovoltaik weltweit in den nächsten Jahren (2025). In der nachfolgenden Abbildung 3 können Prognosen von ausgewählten, europäischen Ländern betrachtet werden (vgl. Reiter u. Lindorfer 2013, 18).

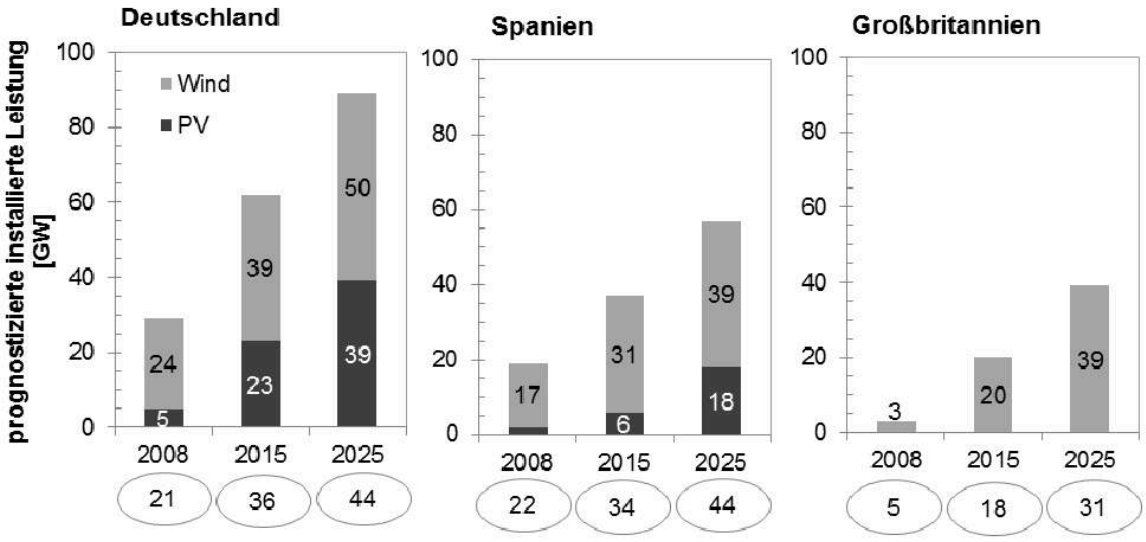


Abbildung 3: Prognostizierte installierte Leistung von Windkraft und Photovoltaik an ausgewählten europäischen Ländern bis 2025 (Reiter u. Lindorfer 2013, 18 zitiert nach Pieper et al. Boston Consulting Group, 2010).

Die eingekreisten Werte stellen den Anteil der installierten Leistung von Windkraft und Photovoltaik an der Gesamtleistung dar (vgl. Reiter u. Lindorfer 2013, 18).

Durch den wachsenden Anteil an volatilen, erneuerbaren Energiequellen in der Stromproduktion steigt zeitgleich auch der Bedarf an Energiespeichertechnologien sowie die Möglichkeit des Lastausgleichs. Für die Kompensation dieser Fluktuationen können vier verschiedene Möglichkeiten hervorgebracht werden (vgl. Tichler et al. 2014, 20).

- Ausbau des öffentlichen Stromnetzes („Kupferplatte"): Verbesserung des regionalen Ausgleichs, was jedoch oft mit Widerstand in der Bevölkerung bzw. politischen Barrieren einhergeht. Durch den Ausbau des Stromnetzes können auch nur diverse Fluktuationen kompensiert werden.

- Fossile Back-Up Kraftwerke zur Stromerzeugung in Zeiten geringer Produktion aus Erneuerbaren Quellen: führt zu einer höheren Interdependenz fossiler Rohstoffe und der Gefahr höherer CO_2-Zertifikatspreise bzw. zu geringer Auslastung. Eine Abregelung erneuerbarer Stromerzeuger kann damit nicht verhindert werden.

- Demand Side Management: gut geeignet für energieintensive Unternehmen und private Haushalte. Jedoch meist mit hohen Investitionen und nicht geregelten Aspekten hinsichtlich Datenschutz verbunden. Außerdem ist das Potential von Demand Side Management durchaus begrenzt.

- Speicherung elektrischer Energie zur Nutzung von Angebotsüberschüssen und Ausgleich von Zeiten mit geringer Produktion aus erneuerbaren Energieträgern. Hierbei sind die größten Schwachstellen momentan meist noch die geringe Effizienz, hohe Kosten und die fehlende technologische Reife (vgl. Tichler et al. 2014, 20f.).

Für die Speicherung elektrischer Energie können verschiedenste Technologien eingesetzt werden, wobei große Unterschiede hinsichtlich Speicherdauer, möglicher Skalierung, Dynamik und Effizienz sowie den spezifischen Kosten bestehen.

Eine solche Form der Speicherung (überschüssiger) elektrischer Energie aus erneuerbarer Energie stellt die Technologie Power-to-Gas (PtG) dar. Mit diesem System kann elektrische Energie in Form von gasförmigen Stoffen wie Methan (CH_4) oder Wasserstoff (H_2) chemisch gespeichert werden (vgl. Tichler et al. 2014, 7).

In der nachfogenden Abbildung 4 repräsentieren die Datenwolken die in Deutschland existierenden Anlagen im Jahr 2013. Dabei ordnen sich die Batteriespeicher mit Ausspeicherdauern von Minuten bis Stunden im Segment der Kurzzeitspeicher ein wohingegen die PtG Technologie im Segment der Langzeitspeicherung mit sehr hohen Ausspeicherdauern vertreten ist (vgl. Sterner und Stadler 2014, 5).

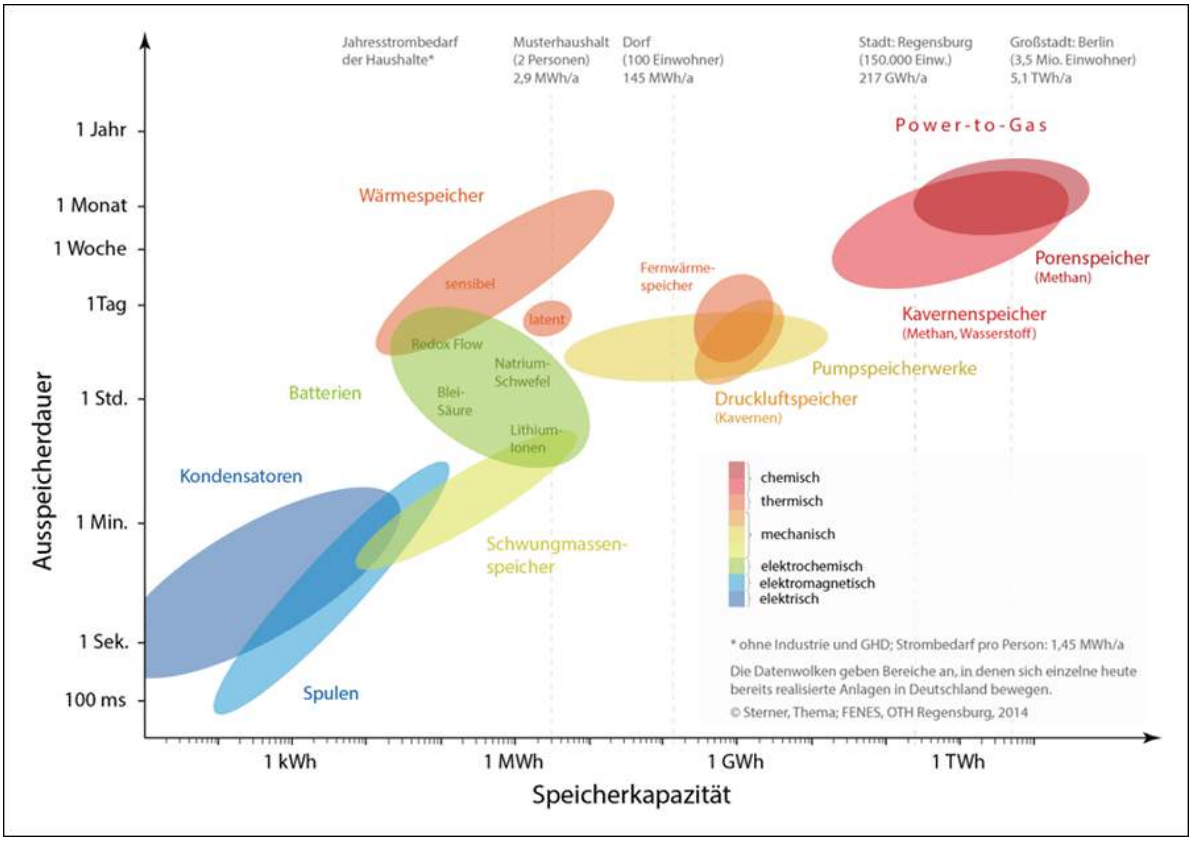


Abbildung 4: Speicherarten im Vergleich nach Speicherkapazität und Ausspeicherdauer (Sterner und Stadler 2014, 5)

Spezifische Vorteile wie die Möglichkeit zur Speicherung hoher Energiekapazitäten, die Verlagerung des Energietransports, die Bindung von Kohlendioxid (CO_2) oder die Möglichkeit zur Langzeitspeicherung von Energie in der bestehenden Gasinfrastruktur lässt die PtG Technologie gegenüber anderen Speichertechnologien konkurrenzfähig agieren und bildet einen positiven volkswirtschaftlichen Nutzen (vgl. Tichler et al. 2014, 7).

Eine Schematische Darstellung der Prozessschritte in einem PtG System sei in der nachfolgenden Abbildung 5 gegeben.

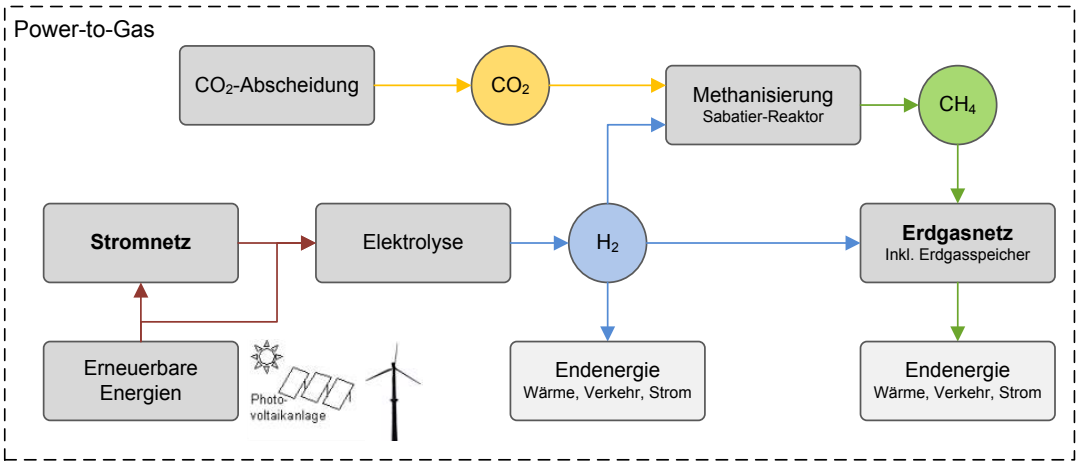


Abbildung 5: Schematische Darstellung der Prozessschritte in einem Power-to-Gas System (Steinmüller 2015, 6)

2.3.1. Elektrolyse

In einem PtG System stellt der Elektrolyseur die Hauptkomponente dar. Elektrolyse ist die Aufspaltung chemischer Verbindungen durch extern zugeführten Strom. Die Reaktion, welche bei der (Wasser) Elektrolyse abläuft, ist eine Wasserspaltung mit den Produktgasen Sauerstoff und Wasserstoff mit der Bruttoreaktion wie folgt:

$$H_2O \rightarrow ½\ O_2 + H_2$$

Man unterscheidet je nach eingesetztem Elektrolyt vorwiegend zwischen alkalischen (AEC), Protonen-Austausch-Membran (PEMEC) und Festoxid-Elektrolyseuren (SOEC). Je nach verwendeter Technologie können die Einzelreaktionen wie folgt definiert werden (Tabelle 4).

Tabelle 4: Einzelreaktionen an Elektroden - Technologieabhängig (leicht verändert nach Steinmüller et al. 2014, 31)

Einzelreaktionen an Elektroden Technologieabhängig		
AEC	Kathode	$2\ H_2O + 2e^- \rightarrow H_2 + 2\ OH^-$
	Anode	$2\ OH^- \rightarrow ½\ O_2 + H_2O + 2e^-$
PEMEC	Kathode	$2\ H^+ + 2e^- \rightarrow H_2$
	Anode	$H_2O \rightarrow ½\ O_2 + 2\ H^+ + 2e$
SOEC	Kathode	$H_2O + 2e^- \rightarrow H_2 + O^{2-}$
	Anode	$O^{2-} \rightarrow ½\ O_2 + 2e^-$

Von den drei Arten an Elektrolysetechnologien, die für PtG-Anlagen betrachtet werden, ist die alkalische Elektrolyse die reifste und eine gut verstandene Technologie (im Handel seit Jahrzehnten). In AEC wird eine wässrige alkalische Lösung (KOH oder NaOH) als Elektrolyt verwendet. Der größte Nachteil von AEC besteht darin, dass die eingesetzten Elektrolyte (alkalische Lösung, z. B. 20 – 30 % Kaliumhydroxidlösung) hochkorrosiv sind und somit hohe Wartungskosten erfordern (vgl. Götz et al. 2015, 1373).

Die sich im PtG Konzept ergebenden neuen Anforderungen können jedoch von den herkömmlichen alkalischen Elektrolyseuren nur teilweise erfüllt werden. Höhere Betriebsdrücke, (schnelle) Lastwechsel, höhere Stromdichten, Reduzierung des Materialeinsatzes, etc. zählen unter anderem zu den geänderten Anforderungen (vgl. Steinmüller et al. 2014, 36).

Im Vergleich zu AEC ist die PEMEC eine relativ neue Technologie, welche auf festen Polymermembranen basiert. Als Hauptvorteile von PEMEC gelten ein schnellerer Kaltstart, höhere Flexibilität und bessere Kopplung mit dynamischen und intermittierenden Systemen.

Ferner ist die Reinheit des erzeugten H_2 sehr hoch und seit kurzem werden die PEMEC-Elektrolyseure in der MW-Skala angeboten. Jedoch ist diese Technologie derzeit teurer als AEC-Systeme (aufgrund der Kosten für die Membran und der Verwendung eines Edelmetallkatalysators) und die begrenzte Lebenserwartung ist ebenfalls nachteilig (vgl. Götz et al. 2015, 1373).

Die SOEC (auch als Hochtemperaturelektrolyse bekannt) ist die neueste Elektrolysetechnologie und befindet sich noch im Labor. In SOEC wird als Elektrolyt Zirconiumdioxid (ZrO_2) mit 8 Mol-% Yttriumoxid (Y_2O_3) dotiert, das bei hohen Temperaturen für Sauerstoffionen (Ladungsträger) hochleitend ist und eine gute thermische und chemische Stabilität besitzt. Die hohe Temperatur verringert die Gleichgewichtszellenspannung und damit den Strombedarf, was der wichtigste Vorteil von SOEC-Systemen ist.

Die größten Herausforderungen für SOEC-Systeme sind die schnelle Materialabbaubarkeit und die begrenzte Langzeitstabilität, die beide auf Hochtemperaturbetrieb zurückzuführen sind. Darüber hinaus sind die SOEC-Systeme nicht gegen schwankende und intermittierende Energiequellen stabil (vgl. Götz et al. 2015, 1373).

Derzeit werden von den Herstellern von Hochtemperaturelektrolyseuren meist vorrangig Hochtemperaturbrennstoffzellen (SOFC) produziert. Jedoch führt ein ansteigendes Interesse an PtG bzw. Power-to-Fuel Konzepten in den letzten Jahren dazu, dass auch stark in die SOEC Technologie investiert wurde (hauptsächlich Grundlagenforschung). Mittelfristig kann man mit einem Überschreiten der 100 kW Grenze mit kommerziellen Systemen rechnen (vgl. Steinmüller et al. 2014, 36).

Der jeweilige Zellaufbau der 3 Elektrolyseure lässt sich folgendermaßen grob darstellen (Abbildung 6).

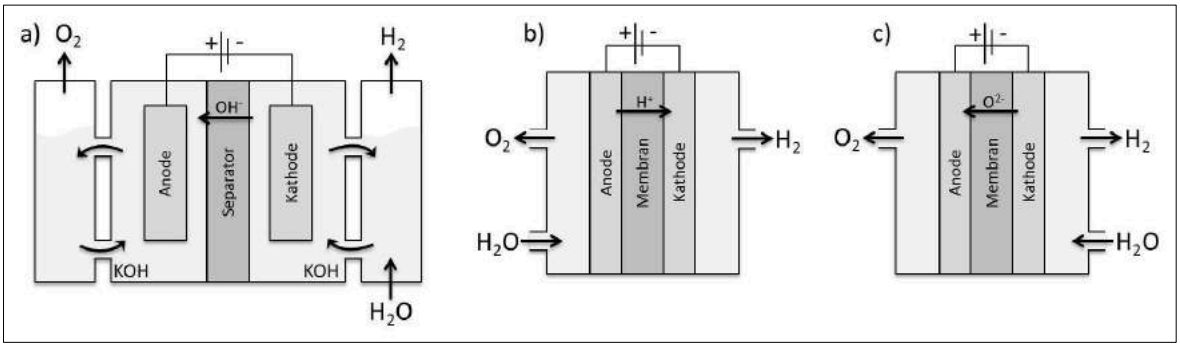


Abbildung 6: Schematische Darstellung von a)AEC b)PEMEC c)SOEC (nach Steinmüller et al. 2014, 31)

2.3.2. Sabatier Prozess

Methanisierung ist ein Vorgang beruhend auf der Sabatier-Reaktion, bei welchem Kohlenmonoxid oder Kohlendioxid mit Hilfe von Wasserstoff in synthetisches Erdgas und Wasser umgewandelt wird. Paul Sabatier hat bereits 1902 eine Möglichkeit gefunden, organische Stoffe in Gegenwart von metallischen Katalysatoren zu Methangas und Wasser zu hydrieren (vgl. Foith 2013, 4).

$$CO_2 + 4\ H_2 \rightarrow CH_4 + 2\ H_2O$$

Mit der Umwandlung von Kohlendioxid und Wasserstoff in Methan und Wasser erschließt er die nicht nutzbare, fluktuierende Stromerzeugung regenerativer Energiequellen. Dabei wird der Strom zur Wasserstofferzeugung durch Elektrolyse von Wasser herangezogen. Das gebildete Methan kann bei vorhandener Infrastruktur in das Erdgasnetz eingespeist werden (vgl. Bazzanella et al. 2010, 1228).

3. Technische Beschreibung der Anlage

In dem Projekt „OptFuel“ wurde der Betrieb einer Technikumsanlage zur Fermentation von biogenem Material zu Biogas und zur Weiterverarbeitung des Fermentationsgases zu einspeisefähigem Biogas in das Erdgasnetz unter Maximierung der Kohlenstoffausbeute betrachtet. Dabei wurden eine zweistufige Biogasanlage, eine chemische Methanisierungsanlage sowie eine Anlage zur Aufbereitung des Rohgases auf Erdgaseinspeisequalität durch Membrantechnik im Technikumsmaßstab verknüpft und für die Gesamtanlage ein „Proof of Concept“ erbracht.

Diese Arbeit beschreibt hauptsächlich den Aufbau einer Anlage zur zweistufigen Fermentation von Bioabfall zu Biogas und die Überführung in einen kontinuierlichen Betrieb.

Durch die Biogasanlage kann erneuerbare Energie aus Biomasse erzeugt werden und durch den Einsatz von Bioabfall leistet die Anlage auch einen wichtigen Beitrag zur kaskadischen Rohstoffnutzung. Der Prozess wurde im Labormaßstab entwickelt und konnte im Rahmen dieser Arbeit im Technikumsmaßstab in einer kontinuierlichen Anlage in Betrieb genommen werden.

In der nachfolgenden Abbildung 7 ist die gesamte Anlage des Projektes „OptFuel“ in vereinfachter Form dargestellt. Eine genaue Beschreibung der Anlage kann den Kapiteln 3.2. „Allgemeines zur Fermentation“ sowie 3.3. „Kurze Anlagenbeschreibung Methanisierung und Gasaufbereitung“ entnommen werden.

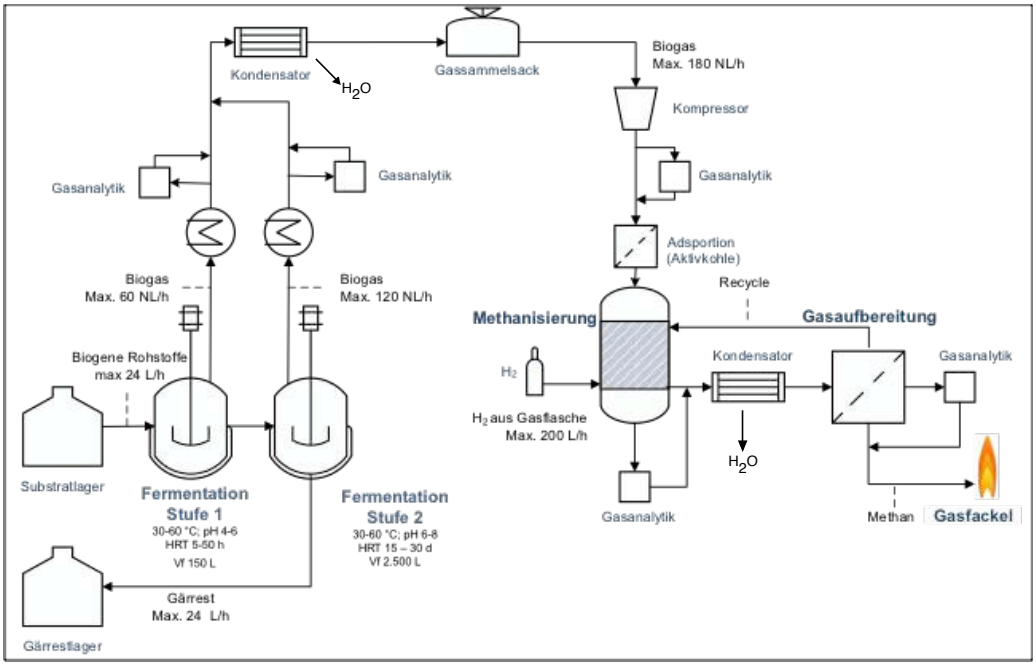


Abbildung 7: Vereinfachte Anlagenskizze der geplanten Technikumsanlage (Steinmüller 2015, 14)

3.1. Allgemeines zur Infrastruktur der Anlage

Die Technikumsanlage bestand im Wesentlichen aus drei Standard-20-Fuß-Containern sowie der Einhausung der 4 Gasspeicher. In Container 1 war ein gekühltes Substratlager und die zweistufige Fermentation inklusive notwendiger Peripherie (Gasmessung, Sicherheitseinrichtungen, Kondensatabscheider, Überdrucksicherungen etc.) untergebracht. Container 2 umfasste die Leitwarte inklusive der Anlagensteuerung der zweistufigen Fermentation. In Container 3 waren die Methanisierungsanlage, die Gasaufbereitungsanlage sowie der Kompressor untergebracht.

3.1.1. Sicherheitseinrichtungen

Da in diesem Versuchsbetrieb mit Gasen, wenn auch in geringen Mengen, gearbeitet wurde, mussten Vorkehrungen bezüglich der Sicherheit von Personal und Infrastruktur getroffen werden. Im nachfolgenden seien diese in ihren Eigenschaften kurz erläutert.

3.1.1.1. Be- und Entlüftung

Um den notwendigen Luftwechsel in den Versuchscontainern 1 und 3 gewährleisten zu können und eine Konzentration von Gasen bei möglichen Leckagen auszuschließen, wurden entsprechende Belüftungen in den Containern intalliert. Die Belüftung von Container 1 und 3 (Fermentation und Gasaufbereitung/Methanisierung) erfolgte über eine technische Belüftung als Druck- bzw. Saugbelüftung.

- Container 1 (Fermentation)

Tabelle 5: Technische Daten Axialventilator EQ 200-4 (Rosenberg Ventilatoren GmbH 2013, 150)

Axialventilator EQ 200-4 mit Quadratischer Wandplatte	
Spannung 50 Hz	230 V
Nennstrom	0,150 A
Leistungsaufnahme	33 W
Max. Drehzahl	1410 U/min
Schutzart	IP44

Hier wurde auf einen Hochleistungs-Axialventilatoren der Firma Rosenberg gesetzt, welcher größere Luftmengen bei niedrigen bis mittleren Widerständen fördert (vgl. Rosenberg Ventilatoren GmbH 2013, 150).

- Container 3 (Methanisierung & Gasaufbereitung)

Tabelle 6: Technische Daten Ex-Geschützter Ventilator Typ EZQ 20/4-E E Ex e (vgl. Heinisch 2010, 202)

Ex-Geschützter Ventilator Typ EZQ 20/4-E E Ex e	
Fördervolumen	440 m^3/h
Spannung 50 Hz	230 V
Nennstrom	0,32 A
Leistungsaufnahme	45 W
Max. Drehzahl	1340 U/min
Temperaturklasse	T3
Schutzart	IP54

Dieser Ventilator wurde explosionsgeschützt ausgeführt, das heißt, er erfüllt die Sicherheitsanforderungen der europäischen Richtlinie 94/9/EG für Geräte und Schutzsysteme in explosionsgefährdeten Bereichen für Zone 1 und Zone 2, Gerätegruppe II, Kategorie 2G, Zündschutzart „e“: erhöhte Sicherheit (vgl. Heinisch 2010, 202).

3.1.1.2. Gasdetektion

In dem Fermentationscontainer (Container 1) wurde in unmittelbarer Umgebung der beiden Fermenter in Deckennähe eine Gasmessung für Wasserstoff und Methan vorgesehen (Abbildung 8). Die Gasmessung wurde als Gasmessung mit Schaltfunktion ausgeführt (Crowcon Flamgard-Plus Flameproof Flammable Gas Detector with Non-intrusive One-man Calibration).

- Alarm 1 führte bei 20% UEG zur Aktivierung der Notleuchte außerhalb des Containers.
- Alarm 2 führte bei 40% UEG hartverdrahtet zum Not–Aus der elektrischen Anlagen in der gesamten Containeranlage mit Ausnahme der technischen Zwangsbelüftung, welche mit voller Leistung weiterläuft.

Abbildung 8: Gasdetektion für Wasserstoff und Methan (eigene Darstellung 2015)

3.1.1.3. Einhausung Gasspeicher

Die für die Zwischenspeicherung der produzierten Gase nötige Aufstellung der Gassäcke erfolgte in einem eigenen Brandabschnitt mit einem Sicherheitsabstand von mindestens 3 m zu angrenzenden Gebäuden und Fahrwegen. Dazu wurde eine geeignete, gut durchlüftete Einhausung errichtet.

Tabelle 7: Technische Details Einhausung Gasspeicher

Technische Details Einhausung Gasspeicher	
Außenmaße (L x B x H)	6000 x 4000 x 2250 mm
Bauform	Zweiflügeltor; Dachneigung nach Hinten
Material	Blech, verzinkt

Die Einhausung wurde von befugtem Fachpersonal an die zentrale Erdung angeschlossen und gegen Windverwehungen in das darunterliegende Beton-Fundament befestigt. Um das Gas sicher in die Gasspeicher zu leiten, wurde eine Überkopf-Drahtgitterrrinne von Container 2 zur Einhausung in 2,4 m Höhe angebracht.

3.1.1.4. Gasflaschenschrank

Für die Lagerung der Druckgasflaschen (Methan, Wasserstoff, CO_2 und Stickstoff) wurde ein geeigneter Gaslagerschrank (siehe Tabelle 8) errichtet. Die Lagerung erfolgte auf Grund der Überschreitung der 15 kg Gas/Raum laut ÖVGW-Richtlinie G2/5, im Freien.

Tabelle 8: Technische Daten Gasflaschenschrank (eigene Darstellung 2016 nach Wagner Vertriebs GmbH)

Technische Daten Gasflaschenschrank	
Außenmaße (BxTxH)	860x1050x2055 mm
Kapazität á Gasflasche Ø 220	6 Stück
Eigengewicht	155 Kg
Ex-Schutzart	EExdellCT4
Ausstattung	Lackiert, Flügeltür DIN rechts

Der verwendete Gasflaschenschrank ist für die Außenaufstellung konzipiert worden und erfüllt im Sinne der TRGS 510/TRG280 die Anforderungen an ein Freilager.

3.1.2. Leitungsanlagen

Gemäß dem Stand der Technik und entsprechend der OÖ GSV 2006 wurden die Leitungsanlagen ausgeführt. Alle Leitungen wurden auf Dauer technisch dicht im Sinn der TRBS 2152, Teil 2, Ausgabe März 2012, Abschnitt 2.4.3.2, ausgeführt (vgl. GMBl 2012, 398ff.).

Die Rohrleitungen wurden durch geeignete Maßnahmen vor Beschädigungen und unzulässigen Belastungen geschützt. Soweit zur Absicherung von Leitungsanlagen und nachfolgenden Anlagenteilen erforderlich, wurde der Druck in den Leitungsanlagen mit geeigneten Sicherheitseinrichtungen auf zulässige Werte begrenzt. Alle Leitungen wurden oberirdisch verlegt, sodass eine augenscheinliche Kontrolle jederzeit möglich war.

Es wurden dem technischen Standard entsprechende Werkstoffe für die Leitungsanlagen verwendet und Rohrleitungen, die Biogas enthielten, wurden in Außenbereichen und in Container 3 aus einem geeigneten Edelstahl ausgeführt sowie auf Stützkonstruktionen verlegt. Innerhalb des Containers erfolgte die Leitungsverlegung an der Decke um eine mechanische Beschädigung zu vermeiden.

3.2. Allgemeines zur Fermentation

In diesem Projekt wurde, statt der weit verbreiteten einstufigen Biogasanlage, eine zweistufige Biogasanlage errichtet. Im einstufigen System laufen alle vier Phasen der Biogasbildung parallel und miteinander verbunden ab, wobei der in den ersten 3 Phasen gebildete Wasserstoff von den methanogenen Bakterien in Methan umgewandelt wird. Bei der gängigen einsufigen Biogasanlage ergibt sich jedoch als großes Problem, dass die Stabilität des Prozesses durch die sich ergebenden Zwischenprodukte der versäuernden Fermentationsstufen auf die methanogenen Organismen hemmend wirken, was eine räumliche Trennung der Fermentationsstufen im Sinne der Stabilisierung des Gesamtprozess sinnvoll macht (Liu 2008, s.p.).

Bei der zweistufigen Biogasanlage wird in der 1. Stufe fermentativ H_2 erzeugt und dabei fallen prozessbedingt neben den Gasen H_2 und CO_2 auch immer organische Säuren an, so dass die Wasserstofferzeugung grundsätzlich als die erste Stufe eines Gesamtkonzepts angesehen werden sollte. Die 2. Stufe stellt die nachgeschaltete Vergärung der Gärrückstände aus der 1. Stufe zu Methan dar (vgl. Rechtenbach 2009, 175).

Die biologischen Prozesse der Hydrolyse, Acidogenese sowie Teile der Acetogenese (1.Stufe) werden in einer zweistufigen Biogasanlage in einem Prozess verfahrens- und bautechnisch zusammengefasst, da sie alle in einem sauren pH-Milieu ablaufen. Teile der Acetogenese sowie die gesamte Methanogenese werden diesem Prozess nachgereiht (2.Stufe) und werden bei neutralem bzw. leicht basischem pH-Milieu durchgeführt. In der 1. Stufe, der Hydrolysestufe, wird durch aktive Bakterien das Substrat weitgehend enzymatisch aufgeschlossen. Dieses aufgespaltene Substrat wird in eine säurereiche Flüssigphase (Hydrolysat) überführt, welche bei Bedarf in der 2. Stufe (Methanogene) weiterverwendet werden kann. Durch die Aktivität der Bakterien in optimalen Milieubedingungen in den beiden Fermentationsstufen, kann die hydraulische Verweilzeit verringert werden.
Besonders biogene Abfälle mit hohem Wassergehalt sowie niedrigem Feststoffanteil und einem beachtlichen Anteil an freien Zuckern eignen sich als Substrat für die H_2-Fermentation (vgl. Kastner et al. 2014, 5).

Die Bedeutung des zweistufigen Prozesses umfasst neben der Prozessstabilität, höhere Biogasausbeuten sowie eine hohe Gesamtenergierückgewinnung. Cavinato et al. Verglichen den Einzelprozess mit der zweistufigen Fermentation von organischen Abfällen und berichteten, dass die Gesamtenergiegewinnung aus zwei Stufen höher war als die einstufige Fermentation (vgl. Krishnan et al. 2016, 12889 zitiert nach Cavinato et al. 2009, s.p.).

Nach erfolgreicher Initiierung der Einzelprozesse im Labormaßstab wurde eine für den ganzjährigen Betrieb geeignete Fermentationsanlage in den Monaten Juli bis September 2015, eigens für den Technikumsbetrieb entworfen, geplant und errichtet (siehe Abbildung 9).

Abbildung 9: Errichtung der Technikumsanlage (eigene Darstellung 2015)

Nachfolgend können der Abbildung 10 die einzelnen Schritte der Fermentation in Form eines R&I Fließschemas entnommen werden. Diese Abbildung dient nur dem verfahrenstechnischen Verständnis und muss für eine bessere Lesbarkeit der Originalzeichnung im Anhang entnommen werden. Sie soll als Zusatz zur vereinfachten Anlagenskizze aus Abbildung 7 die Fermentation in ihren Anlagenkomponenten näher beschreiben.

Hier kann man die Prozesskette mit dem Lagertank R-F1 beginnen, von welchem das Abfallsubstrat durch die Pumpe P-01 in den von der elektrischen Widerstandsheizung WAT-01 beheizten und durch ein mechanisches Rührwerk M2 durchmischten Reaktor R-F2 (H_2 Fermentation) gepumpt wurde und welcher bei Bedarf mit technischen Gasen beschickt werden konnte. Nach der definierten Gärphase in Reaktor R-F2 wurde das Substrat mittels Überlaufprinzip an den ebenfalls elektrisch beheizten (WAT-02) und über ein mechanisches Rührwerk M3 durchmischten Reaktor R-F3 (CH_4 Fermentation) weitergefördert, wo das Substrat ausgärte und schlussendlich in das Gärrestlager R-F4 überführt wurde (siehe Kapitel 3.2.2. Konfiguration der Fermenter Stufe 1 und Stufe 2). Beide Reaktoren konnten bei Bedarf (pH-Wert Regulierung) mittels Pumpen (P-02 u. P-03) mit Lauge versorgt werden (siehe Kapitel 3.2.1. Prozessparameter). Aus dem produzierten Gas beider Reaktoren wurde über einen Wärmetauscher (siehe Kapitel 3.2.2.5. Kondensatabscheider) Kondensflüssigkeit entfernt und anschließend in den Foliengasspeichern B-02 und B-03 bzw. in den Membrangasspeichern B-04 bis B-07 zwischengespeichert, um danach einer Gasmessung bzw. der weiteren Verarbeitung (Gasaufbereitung u. Methanisierung) zugeführt zu werden.

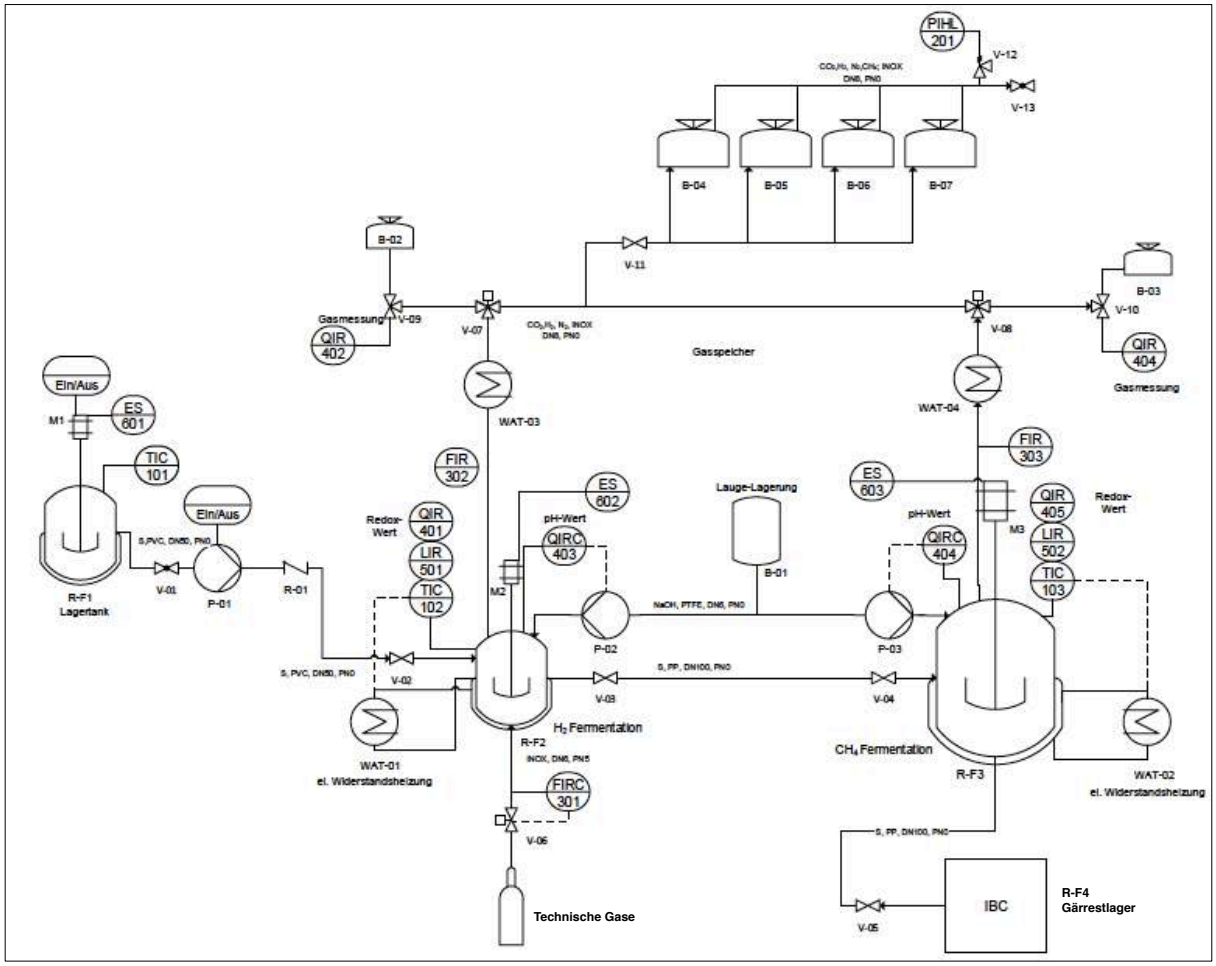


Abbildung 10: R&I Fließschema Fermentation (eigene Darstellung 2016)

3.2.1. Prozessparameter

Die Biogasfermentation wurde, wie bereits erwähnt, als 2-stufiger Prozess ausgeführt, wobei sich die beiden Stufen in Größe, Verweilzeit sowie Prozessbedingungen unterscheiden.

Für beide Reaktoren waren folgende Prozessbedingungen vollautomatisch kontrolllierbar:

- Temperatur

  Im Projekt OptFuel wurde aus nachfolgenden Gründen eine mesophile (Temperaturbereich zwischen 32 und 42°C) Betriebsweise gewählt:

  1. Ein weiteres Substratspektrum im mesophilen Bereich macht einen stabileren Prozess wahrscheinlicher (=umsetzungsnaher).
  2. Es tritt, im Vergleich zu einer thermophilen Betriebsweise, keine erhöhte Toxizität auf, die Anfälligkeit für Umweltbedingungen ist geringer, es ist mit geringeren Investitionskosten sowie einer

geringeren Empfindlichkeit gegenüber Umweltveränderungen zu rechnen (vgl. Mao et al. 2015, 542).

3. Es sind weitaus höhere Zuckerkonzentrationen im Feed möglich. In thermophilen Bedingungen muss das Substrat 2-3 Mal höher verdünnt werden, wodurch sich ein höheres Flüssigvolumen ergibt, welches auf 60-70° erhitzt werden muss.
4. In der 2. Stufe führt das stark verdünnte Effluent eines thermophilen Prozesses zu einer schwachen Belastung des weitaus größeren Reaktors.
5. Aus Vorprojekten haben Erfahrungswerte gezeigt, dass vor allem mit Mischkulturen die Erreichung eines stabilen Prozesses bei thermophilen Bedingungen sehr schwer ist und das die thermophile Wasserstofffermentation weitaus instabiler als eine mesophile Verfahrensführung (v.a. mit Mischkulturen) ist. Vorprojekte wurden oft mit Reinkulturen (im Labormaßstab) durchgeführt.

Reinkulturen sind zwar einfacher zu kontrollieren, jedoch muss eine ständig sterile Umgebung garantiert werden um Kontaminationen zu verhindern, was außerhalb von Laborbedingungen schwierig sowie kostspielig ist. Die Einschränkungen bzgl. Sterilität sind die Hauptgründe, warum gemischte Bakteriengemeinschaften für skalierte Anwendungen (Technikums -/ Industrieanlagen) bevorzugt werden (vgl. Bakonyi et al. 2014, 807).

- <u>pH-Wert</u>

  In den einzelnen Abbaustufen können die Bakterien bei unterschiedlichen pH-Werten optimal wachsen. Das pH-Optimum bei den hydrolysierenden und acidogenen Mikroorganismen befindet sich zwischen pH 4,5 und 6,3. Auch unter pH 4,5 findet noch eine Versäuerung statt, jedoch ist diese eine Verschiebung hin zur Milchsäuregärung. Einen pH-Wert von 6,8 bis zu 7,5 benötigen die acetogenen und speziell die methanogenen Bakterien. Fällt dieser Wert unter 6,6 ist mit einem deutlichen Aktivitätsverlust zu rechnen. Bei einer 2-stufigen Fermentation kann ein annäherndes Optimum in den beiden Stufen eingestellt werden. In der 1. Stufe sollte sich der pH-Wert im sauren Bereich von 4,5 bis 6,0 einstellen. Die 2. Stufe wird bei neutralem bis leicht basischem pH-Wert betrieben (7 bis 8).

Um den pH-Wert in der Fermentation stabilisieren zu können, wurde eine 1-molare Natronlauge eingesetzt. Durch den Einsatz einer Membrandosierpumpe gamma/L Modell GALA0220PPB200UA000100 der Firma Prominent, konnte eine zielgerichtete Dosierung

gewährleistet werden. Im Betrieb war damit zu rechnen, dass Lauge nur in Kleinstmengen (wenige mL/Tag) benötigt wird, da sich im Regelbetrieb und bei geeigneter Substratwahl selbsttätig ein stabiler pH-Wert einstellt und die pH-Wert-Regelung nur in Ausnahmefällen zum Einsatz kommt und die Regelung als Überwachungsmessung der zentralen SPS-Einheit ausgeführt wurde.

3.2.2. Konfiguration der Fermenter Stufe 1 und Stufe 2

Das Substrat, welches während dem Technikumsbetriebes wöchentlich von der Kläranlage Leoben voraufbereitet (Bioabfall aufgeschlämmt) geliefert wurde, konnte mittels einer Schmutzwasser-Tauchpumpe aus einem IBC1000 Container in einen Edelstahltank (R-F1, siehe Tabelle 9), der auf 8°C gekühlt wurde (Kompressorkühlung), gepumpt werden. Dieser Lagertank war ein umfunktionierter Edelstahl – Milchtank der Firma Etscheid, mit integriertem Paddelrührwerk.

Aufgrund des veränderten Fördermediums (Bioabfall statt Molkeprodukte) war das Rührwerk von R-F1 hinsichtlich Motorleistung und Materialstärke der Paddeln und der Welle unterdimensioniert und konnte somit nicht eingesetzt werden. Ein eigens für das eingesetzte Substrat und die Prozessbedingungen gefertigtes, hydraulisches Durchmischungsverfahren sorgte für die Homogenisierung des Rohstoffes und einer gleichmäßigen Temperaturverteilung. Bei dem Durchmischungsverfahren handelte es sich um eine Tauchpumpe, welche über ein Schlauch-Ringsystem das Medium im Tank kontinuierlich durchmischte.

Tabelle 9: Technische Daten Kühlung R-F1

Technische Daten Kühlung R-F1	
El. Anschlussleistung	max. 3,7 kW
Kältemittelart	R422D

Bei der Kühlanlage der Fermentation handelte es sich um eine Kälteanlage der Firma Etscheid mit luftgekühlter Kältemaschine (siehe Tabelle 10) und direkter Verbindung von Aggregat und Kühlbehälter über einen sogenannten Kältemitteldoppelschlauch. Das Aggregat wurde außerhalb des Container 1 (Fermentation) aufgestellt und mit dem Rohstofflagertank (R-F1) verbunden.

Tabelle 10: Technische Daten R-F1

Technische Daten R-F1	
Außenmaße (D x H)	1600 x 1250 mm
Volumen	1200 l
Auslaufarmatur	NW50
Material	INOX

Das Reaktordesign der beiden Fermenter R-F2 sowie R-F3 wurde auf Grund höherer Flexibilität, mit Rührkesseln realisiert. Beide Reaktoren wurden bei konstanter Gärtemperartur von 40 ± 2 ° C mittels Heizkabeln beheizt (siehe Kapitel 3.2.2.2.) und mantelseitig vollständig mit Mineralwolle isoliert (siehe Kapitel 3.2.2.3.). Die Reaktoren (R-F2 und R-F3) dafür, wurden aus Polypropylen elektrisch leitend (PPs-el) angefertigt und ein Potentialausgleich an die Containererdung angebracht. Dieses Material (PPs-el) wurde auf Grund folgender Eigenschaften ausgewählt:

- gute chemische Widerstandsfähigkeit
- Widerstandsfähigkeit gegenüber Mikroorganismen
- hohe Wärmealterungsbeständigkeit
- elektrisch leitfähig u.v.m.

Die Beschickung von Reaktor 1 (R-F2) erfolgte über eine flexible Schlauchverbindung (PVC, 50mm, PN0) aus dem Substratlagertank (R-F1) mittels einer Schmutzwasserpumpe P-01 (Whale-Gulper der Firma Whale Pumps – Förderleistung 840 $L.h^{-1}$) am unteren Ende des Reaktors. Dieser Übergang wurde mit einem Rückschlagventil versehen und eine ständige Befüllung der Substratleitung mit Flüssigkeit war sichergestellt (genaue Fütterungsintervalle können Kapitel 4.2. Festlegung der Fütterungsintervalle entnommen werden). Durch die bauliche Ausführung der Zuleitung konnte eine Verbindung des Fermenter-Gasraumes mit dem Rohstofftank ausgeschlossen werden. Beide Reaktoren wurden unterhalb der Flüssigkeitsoberfläche beschickt um das Rückströmen von Gas aus den Reaktoren zu verhindern. Dadurch fungierte der Fermenter-Inhalt als Sperrflüssigkeit und der unbeabsichtigte Austritt brennbarer Gase konnte somit verhindert werden. Außerdem verfügte R-F2 am Fermenterboden über ein Belüftungsteller, mit welchem technische Gase zudosiert werden konnten.

In den Reaktoren wurden, um eine Homogenisierung des Fermenter-Inhaltes zu gewährleisten und um eine Sink- und vor allem Schwimmschicht zu vermeiden, Rührkessel mit Ex-Zonen zugelassenen (ATEX-Zertifizierung) Rührwerken (M2 und M3), zentral über

den Deckel verbaut. Dabei handelte es sich um Tank-Rührwerke der Firma VISCO JET® vom Typ VJ 500.030 Rd Ex (Technische Daten siehe Tabelle 11). Das Rührwerk (M2) von R-F2 war permanent gerührt, das Rührwerk (M3) von R-F3 wurde periodisch 2-mal pro Stunde gerührt.

Tabelle 11: Technische Daten Rührwerk M2 u. M3 (eigene Darstellung 2016)

Technische Daten	Rührwerk M2	Rührwerk M3
Leistung	0,25 kW	0,55 kW
Stromversorgung	400 V	
Drehzahl	323 U/min	148 U/min
Ex-Schutzart	EExdellCT4	

Die Rührkessel wurden im Mantel mit diversen Anschlüssen für Messsonden ausgestattet. Die Messgrößen des Reaktors waren Temperatur an 2 Stellen sowie pH-Wert und Redoxpotential jeweils an einer Stelle im Reaktor. Für eine bessere Gasausbeute in der Fermentation verfügte der Reaktor R-F2 über die Möglichkeit der Beaufschlagung mit technischen Gasen. Dazu befand sich vom Gaslager zum Container 1 eine 8 mm Edelstahlrohrleitung, die mittels geeignetem Druckminderungssystem auf einen Vordruck in der Zuleitung von maximal 8 bar eingestellt werden konnte. Die Zuleitung zum Reaktor im Container erfolgte über einen Massendurchflussregler (Bronkhorst F-201C-FAC-22-V) und die maximale Begasung von Reaktor RF-3 betrug 50 L/h.

Der Übergang des Substrates von R-F2 in R-F3 erfolgte mittels Steigrohr und Überlaufprinzip. Hierbei wurde das Prinzip der kommunizierenden Gefäße angewandt. Das Steigrohr wurde im Laufe des Versuchsbetriebes mit einer automatischen Rohrreinigungsvorrichtung, welche alle 15 Minuten einen Rückstau von Gärgut im Überlauf gegen Verstopfung verhinderte, ausgestattet. Eine Entlüftung des Überlaufes erfolgte über Rohrleitungen, welche das entstehende Gas nach außen abführten. Der Eintritt des Substrates in R-F3 erfolgte wie bei R-F2 im unteren Bereich des Reaktors. Beide Reaktoren waren mit einer Über-/Unterdrucksicherung nach dem Wassertassenprinzip ausgeführt, welche das Gas bei unzulässigem Überdruck über Rohrleitungen ins Freie abführten (siehe Kapitel 3.2.2.4 Ausführung Über-/Unterdrucksicherung).

In R-F3 wurde ebenfalls Temperatur an 2 Stellen sowie pH-Wert und Redoxpotential jeweils an einer Stelle im Reaktor über Anschlüsse im Mantel gemessen. Ebenfalls über ein Steigrohr gelang das ausgegorene Material schlussendlich in das Gärrestlager R-F4, welches außerhalb des Container 1 positioniert war (siehe Kapitel 3.2.2.7 Gärrestlager).

Technische Details der beiden Fermentationsreaktoren können der Tabelle 12 entnommen werden.

Tabelle 12: Technische Details Reaktor R-F2 u. R-F3 (eigene Darstellung 2016)

Technische Details	Reaktor R-F2	Reaktor R-F3
Aussenmaße (D x H)	590 x 1620 mm	1550 x 1648 mm
Arbeitsvolumen	120 l	2000 l
Einfüllöffnung	AD 63	AD 110
Auslaufarmatur	AD 110	AD 110
Material	Kunststoff; PPs-el; Stutzen PP	
Ausstattung	Zuleitung (flüssigkeitsführend): Zugschieber PVC und PVC Rückflusskugelventil Typ Ball 50 mm Schmutzwasser Ableitung (flüssigkeitsführend): Zugschieber PVC	Zuleitung (flüssigkeitsführend): Zugschieber PVC Ableitung (flüssigkeitsführend): Zugschieber PVC

Details zum Aufbau der Fermenter können der Konstruktionszeichnung im Anhang entnommen werden.

In der nachfolgenden Darstellung (Tabelle 13), wird der Projektaufbau von Container 1 (Fermentation) sowie Container 2 (Anlagensteuerung und Schaltzentrale) vor Ort (Asten) dargestellt.

Tabelle 13: Beschreibung der wesentlichen Verfahrensschritte der Fermentation (eigene Darstellung 2015)

Verfahrensschritt	Equipment	Aufgabe / Zweck
Container 1 Fermentation		
Rohstoffbereitstellung	R-F1: Lagertank, Edelstahl 1500 L	Gekühlte Lagerung des Substrates
	Etscheid Kühlaggregat	Kühlung des Substrates, Verhinderung eines vorzeitigen Gärprozesses
	P-01: Rohstoffpumpe, WhaleGulper	Befüllung Reaktor 1

Verfahrensschritt	Equipment	Aufgabe / Zweck
Container 1 Fermentation		
Fermentation Stufe 1	R-F2: Fermenter zur anaeroben Fermentation. Kapazität: 150 L 	Erzeugung von Biogas (H_2; CO_2), Versäuerung des Materials
Überlauf R-F2 – R-F3		Befüllung Reaktor 2 nach dem Prinzip der kommunizierenden Gefäße (optimierte Version)

Verfahrensschritt	Equipment	Aufgabe / Zweck
Container 1 Fermentation		
Fermentation Stufe 2	R-F3: Fermenter zur anaeroben Fermentation. Kapazität: 2500 L 	Erzeugung von Biogas (CH_4; CO_2), biologischer Abbau des Materials (urspr. Überlauf)
	Überlauf ins Gärrestlager 	Befüllung Endlager nach dem Prinzip der kommunizierenden Gefäße

Verfahrensschritt	Equipment	Aufgabe / Zweck
Container 2 Anlagensteuerung und Schaltzentrale		
Anlagensteuerung	Anlagensteuerung aller Komponenten und Schaltzentrale 	Leitwarte; Lagerbereich während des Kampagnenbetriebs der Versuchsanlage Awite Steuerungseinheit, Anlagenschaltschrank Temperaturregelung

3.2.2.1. Mess- Steuer- und Regelungstechnik (MSR)

Die Fermentation verfügte über eine eigene Anlagensteuerung, welche fernwartbar war und in welcher die Not-Aus-Steuerbefehlsketten der Anlage realisiert wurden.

Die MSR der Fermentationsanlage wurde mittels einer Steuereinheit der Firma AWITE GmbH durchgeführt (siehe Abbildung 11). Die vorhandene Steuerung ist eine gängige Komponente bei großtechnischen Biogasanlagen. Aufgezeichnete Parameter waren pH-Wert, Temperatur, Redoxwert sowie die produzierte Gasmenge und Gaszusammensetzung. Die Steuerung der Anlage wurde, wie bereits in Kapitel 3.1. erwähnt, in einem separaten Container (Container 2), die Gasmessung im Anlagencontainer (Container 1) der Fermentation, angebracht.

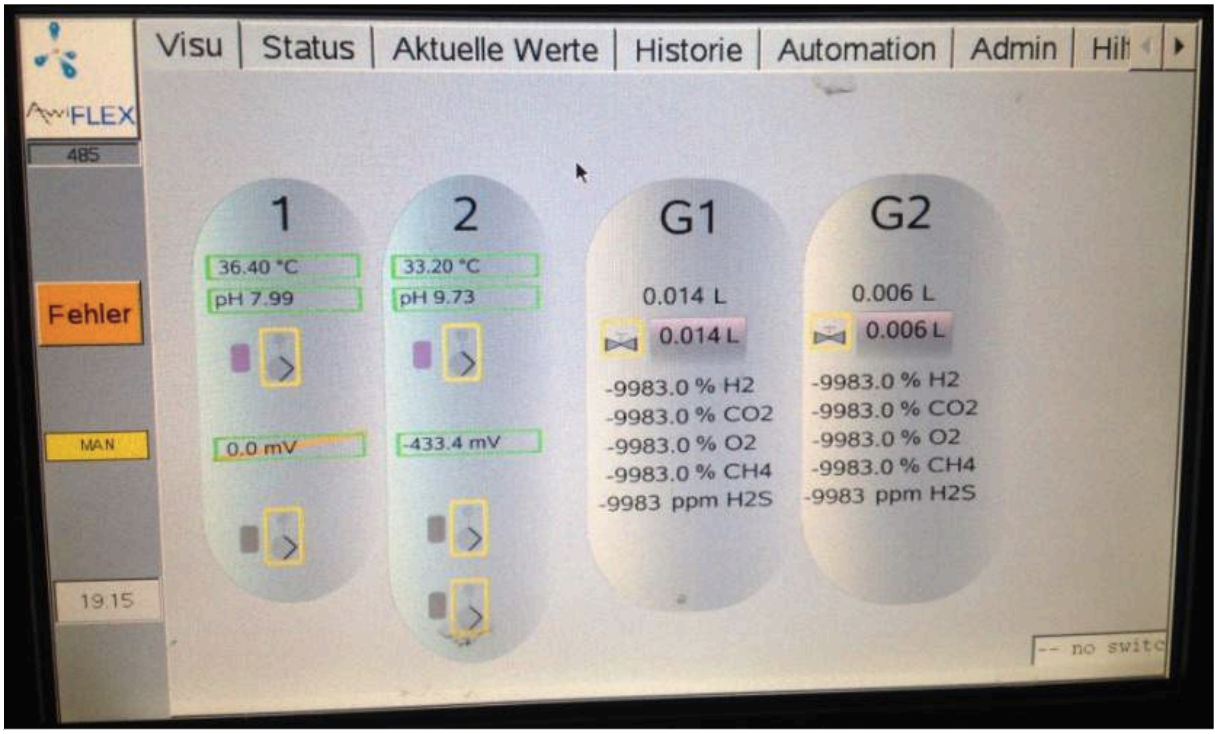


Abbildung 11: Awite Awiflex Steuereinheit (eigene Darstellung 2015)

Mittels Trommelgaszähler wurde die Menge an produziertem Biogas bestimmt und stündlich einer Gasanalytik zugeführt. Mittels visueller Füllstandsanzeige konnte die tägliche Substratzufuhr beobachtet werden. Das Gas für die Messung wurde über den Kamin der Überdrucksicherung ins Freie abgeleitet (3 L/h).

3.2.2.2. Fermenterheizung

Die Beheizung der Fermenter auf eine Prozesstemperatur von max. 60 °C erfolgte über eine außenliegende Mantelheizung (WAT-01 und WAT-02). Als Heizung kamen selbstlimitierende Heizleitungen zum Einsatz, welche an Hand der Leistungsdaten auf die für die gleichmäßige Beheizung der Reaktoren notwendige Länge berechnet, abgelängt und gleichmäßig um den Mantel gewickelt wurden. Diese wurden über eine Steuerung im Container 2 geregelt und auf 40 °C Betriebstemperatur gehalten.

Die eingesetzten selbstlimitierenden Heizbänder sind für den Industrieeinsatz und den Einsatz in Ex-Zonen zugelassen (ATEX-Zertifizierung). Die Leistungsabgabe passt sich automatisch der jeweiligen Oberflächentemperatur an und auch bei Überlappungen kommt es zu keiner Überhitzung oder zum Durchbrennen (vgl. PiT GmbH - HL-FSLe, 2015, 1).

Abbildung 12: Selbstlimitierendes Heizband an R-F2 (eigene Darstellung 2015)

Details zu dem Heizband sind dem Datenblatt im Anhang zu entnehmen.

3.2.2.3. Isolierung

Beide Reaktoren wurden für reduzierte Wärmeverluste und zum Schutz der Mantelheizung vor Beschädigung mit 50 mm aluminiumbeschichteter Mineralwolle thermisch isoliert. Des Weiteren verhinderte die thermische Dämmung zudem eine elektrostatische Aufladung des Fermenters von außen und stellte bereits einen technischen Brandschutz dar.

3.2.2.4. Ausführung Über-/Unterdrucksicherung

Die Reaktoren R-F2 und R-F3 wurden nach §2 Oö. GSV 2006 jeweils mit einer Gasüberdrucksicherung nach dem Wassertassen-Prinzip ausgestattet (siehe nachfolgende Abbildung 13). Wassertassen arbeiten nach dem Siphonprinzip, was eine kombinierte Über- und Unterdrucksicherung zur Folge hat. Die Überdrucksicherung sicherte die Reaktoren mit einem maximalen Überdruck von 5 mbar ab. Da die Überdrucksicherung im Inneren des

Containers angebracht wurde, war nicht mit Einfrieren zu rechnen. Eine Skizze der Überdrucksicherung ist dem Anhang zu entnehmen. Die Überdrucksicherung wurde in PVC transparent ausgeführt, eine tägliche Füllstandskontrolle der Sperrflüssigkeit war dadurch möglich. Entsprechend §16 Oö. GSV 2006, wurde eine Entlüftung der Überdrucksicherung über die Wand des Containers ins Freie (unter Einhaltung der vorgeschriebenen Abstände) errichtet:

- Mündungsöffnung mindestens 3 m über dem Geländeniveau – Sicherung gegen das Eindringen von Fremdkörpern sowie Niederschlagswasser
- Mündungsöffnung mindestens 1 m über der Dachfläche
- Abstand von nicht zur Technikumsanlage gehörenden Gebäuden bzw. Verkehrswegen mindestens 5 m.

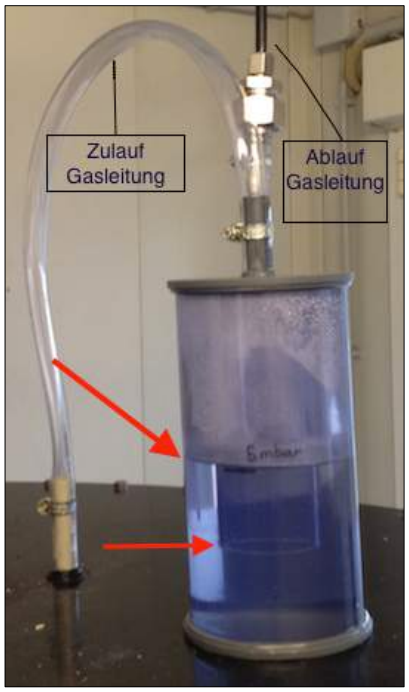


Abbildung 13: Über-/Unterdrucksicherung nach dem Wassertassenprinzip (eigene Darstellung 2015)

Auch die Gassäcke wurden mittels Wassertasse gegen unzulässigen Überdruck (17 mbar) abgesichert. Analog der Überdrucksicherung der Fermentation wurde bei Ansprechen der Überdrucksicherung das Gas über eine Rohrleitung ins Freie abgeführt. Da das Gaslager nicht beheizt wurde, kam in dieser Wassertasse Glykol als Sperrflüssigkeit zum Einsatz.

3.2.2.5. Kondensatabscheider

In den Gasleitungen aus den Reaktoren R-F2 sowie R-F3 musste das Kondensat, welches sich durch die Temperaturdifferenzen (vom Reaktor in die Leitungen) des

wasserdampfgesättigten Gas bildete, aus dem Gasstrom entfernt werden. Hierfür wurde außerhalb des Container 1 (Fermentation) eine Kondensatfalle konstruiert, bei welcher am tiefsten Punkt der Leitung an einem T-Stück ein Kugelhahn montiert wurde, mit welchem regelmäßig das gebildete Kondensat in der Leitung abgelassen werden konnte (siehe Abbildung 14 – linkes Bild). Im Laufe des Technikumsbetriebes wurde jedoch auf ein anderes System umgestiegen, da sich in den Leitungen zwischen Gaszähler und Magnetventil im Container noch zu viel Kondensatflüssigkeit bildete und trotz Dämmung der Außenkonstruktion ein einfrieren der Kondensatflüssigkeit in den Leitungen nicht ausgeschlossen werden konnte. Für dieses System wurde auf den Reaktor R-F3, in dem Container 1, ein Mini-Kühlschrank mit zwei Laborglasfllaschen so installiert, dass das Kondensat beider Reaktorengasleitungen gezielt in den Behältern gekühlt werden und danach auskondensieren kann (siehe Abbildung 14 - rechtes Bild).

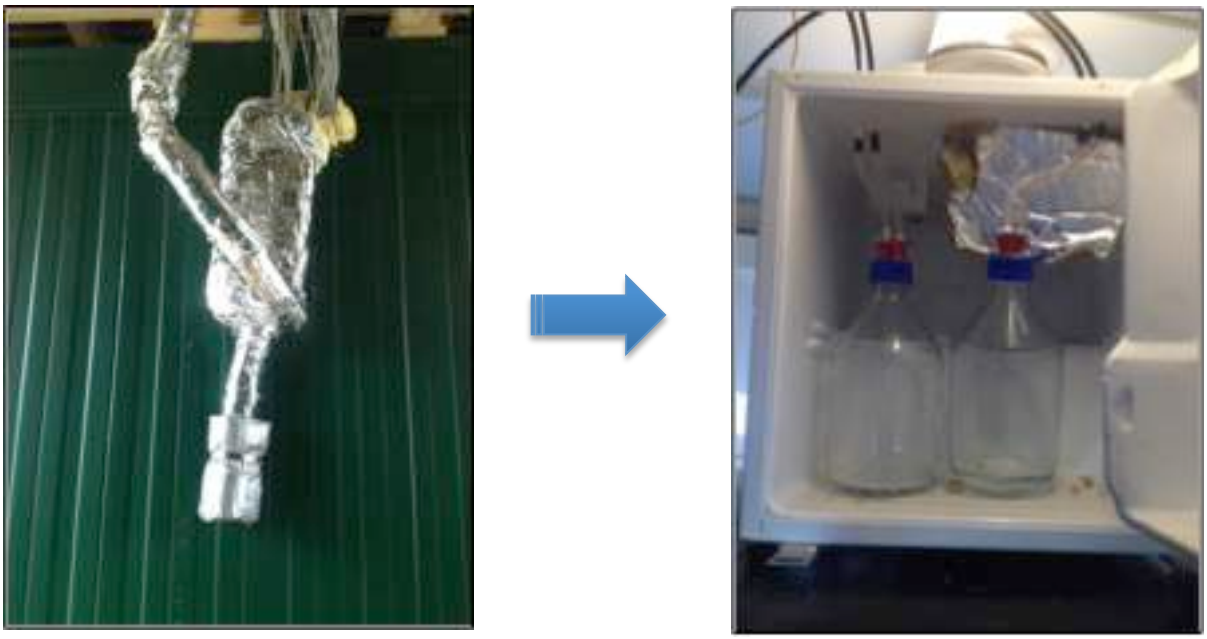


Abbildung 14: Kondensatabscheider für Gasleitungen der Fermentation (eigene Darstellung 2016)

3.2.2.6. Gasspeicher

Das in den Reaktoren R-F2 und R-F3 gebildete Gas wurde zuerst einer Gasmengenmessung (FIR 302 und FIR 303) unterzogen und anschließend in den in Abbildung 15 ersichtlichen Foliengasspeichern (B-02 und B-03) zwischengespeichert. Daraus wurde stündlich ein Teilstrom einer Gasanalyse (QIR 402 und QIR 404) unterzogen. Nach der Analyse wurde das Probegas über ein Steigrohr außerhalb des Container 1 entlassen. Die restlichen Gase wurden in die vier in Serie geschalteten Gassammelsäcken B-04 bis B-07 (in der Einhausung außerhalb des Container 1) geleitet und dort zur weiteren Verwendung der nachgeschalteten Anlagenkomponenten gespeichert.

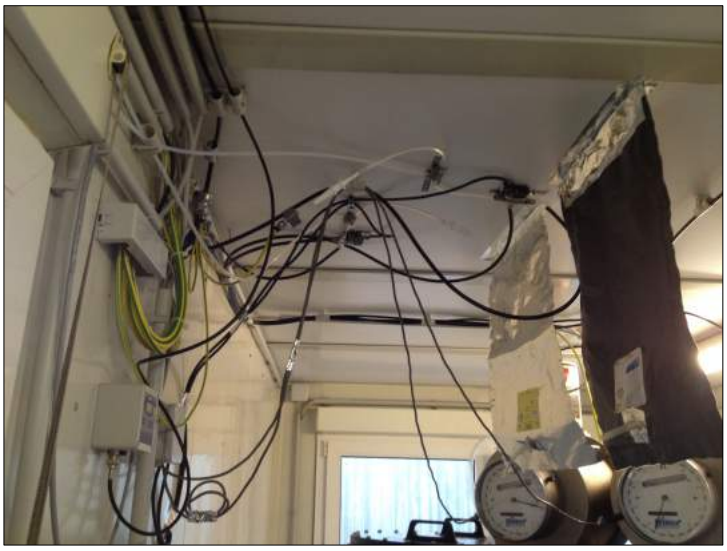


Abbildung 15: Foliengasspeicher B-02 und B-03 - 3 Liter FlexFoil Sample Bag (eigene Darstellung 2015)

Die Speicherkapazität der Membrangasspeicher entspricht im Minimum der Gasproduktion von 27 h der Biogasfermentation bzw. 5 m^3 Biogas. Die Gassäcke bieten ausreichende Undurchlässigkeit für Methan und Wasserstoff bei kurzfristiger Lagerung. Details zu den technischen Daten der Membranspeicher können Tabelle 11 entnommen werden.

Tabelle 14: Membrangasspeicher B-04 bis B-07, liegender Beutel

Membrangasspeicher, liegender Beutel	**B-04 und B-05**	**B-06 und B-07**
Außenmaße (L x H)	1000 x 1300 mm	1000 x 2000
Volumen	1000 L	1500 L
Material	Vierrandsiegelbeutel aus Aluminiumverbund PP/AL/PE	

3.2.2.7. Gärrestlager

Der Gärrest wurde in einem IBC1000 Container (R-F4) gesammelt und wöchentlich der Vergärungsanlage am Standort der Kläranlage Asten zugeführt. Die anfallende Gärrestmenge im kontinuierlichen Vollbetrieb der Technikumsanlage betrug maximal 24 l/h. Die Aufstellung des offenen IBC als Gärrestlager erfolgte neben der Containeranlage im Freien, da das gesammelte Material als ausgegoren einzustufen war und somit keine brennbaren Gase mehr entstehen konnten.

3.3. Kurze Anlagenbeschreibung Methanisierung und Gasaufbereitung

In diesem Kapitel werden die beiden Anlagenteile Methanisierung und Gasaufbereitung der Projektpartner der Montanuniversität Leoben sowie der TU Wien kurz erläutert sowie auf ihre Besonderheiten eingegangen.

3.3.1. Verdichtung

Da das in der Fermentation produzierte Biogas drucklos gespeichert wurde, musste um auf den nötigen Prozessdruck zu gelangen, das Biogas in einem vorgelagerten Schritt komprimiert/verdichtet werden. Für die Gasverdichtung wurde ein Kolbenkrompressor der Typenreihe TE – Baureihe TEG (VTEGX 80/40 LM-L, HAUG Kompressoren AG) verwendet (siehe Abbildung 16). Eine Verschmutzung des zu komprimierenden Mediums durch Schmieröle war ausgeschlossen, da dieser Kompressor vollständig ölfrei und trocken (d.h. ohne Ölbad im Kurbeltrieb und ohne Schmierung im Zylinder) arbeitete. Durch eine Magnetkupplung erfolgte die Kraftübertragung, dies ermöglichte eine hermetische Abgrenzung von Kurbel-/Ventilraum und Antrieb. Dadurch konnte das zu komprimierende Gas nahezu leckagefrei gefördert werden.

Abbildung 16: HAUG Kompressor der TU Wien (eigene Darstellung 2015)

3.3.2. Gasaufbereitungsanlage

Die Gasaufbereitungsanlage hatte im Wesentlichen 2 Aufgaben zu erfüllen. Zum einen musste das Rohbiogas so konditioniert werden, dass dieses störungsfrei in der Methanisierungsanlage verarbeitet werden konnte und zum anderen musste das Methan, Wasserstoff, Kohlendioxid Gemisch am Ende so aufbereitet werden, dass einspeisefähiges Gas vorlag. Dafür wurde das Rohbiogas in einem ersten Schritt durch Kondensation bei 4 °C getrocknet und in den eigens für den Betrieb angefertigten Gassäcken drucklos gelagert. Es zeigte sich in den Versuchen jedoch rasch, dass in der Biogasproduktion starke Schwankungen in der Zusammensetzung sowie der Menge an Output auftraten. Ausschlaggebend dafür war die volatile Zusammensetzung des in Wasser aufgeschlämmten Bioabfalls (Substrat), welcher in seiner Zusammensetzung sowie seiner biologischen Abbaubarkeit starken jahreszeitlichen Schwankungen ausgesetzt war. Dabei konnte eine Abhängigkeit der Biogasproduktion vom Anteil gelöster organischer Bestandteile nachgewiesen werden. Eine Änderung der Qualität des Bioabfalls war nur bedingt machbar, weshalb die Schwankungen im Versuchsbetrieb als gegeben akzeptiert werden mussten. Durch eine Auswahl an Co-Substraten konnte der Volatilität des Bioabfalls entgegengewirkt werden. Jedoch zeigte sich, dass sich die Leistung von Gasaufbereitung und Methanisierung von der Qualität des Biogases relativ unabhängig verhielt, respektive viel mehr von den Prozessparametern Druck (größter Einfluss – steigende Drücke, steigende Performance) sowie Volumenstrom abhing.

Danach wurde dieses Gas auf Betriebsdruck komprimiert und einer dreistufigen Adsorptionseinheit zugeführt, um Spurengase zu entfernen. Das war notwendig, da nicht gewährleistet werden konnte, dass in der Fermentation keine Nebenprodukte entstehen, die als Katalysatorgifte wirken. Als Adsorbentien kamen Aktivkohle zur Entfernung flüchtiger, organischer Verbindungen, imprägnierte Aktivkohle für Ammoniak sowie Eisen(II)oxid zur Abtrennung von Schwefelwasserstoff zum Einsatz.

Abbildung 17: Gasmembranaufbereitungsanlage der TU Wien (eigene Darstellung 2015)

Die Gasaufbereitung der TU Wien (Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften) war fernwartbar und verfügte über ein eigenständiges Sicherheitssystem, welches bereits hunderte Betriebsstunden im Feldversuch ohne Sicherheits- oder Bedienungsmängel im Einsatz war.

3.3.3. Methanisierungsanlage

Im nächsten Schritt kam das voraufbereitete, komprimierte Gas in den Methanisierungstrakt, wo es vollautomatisch, entsprechend Werten einer Onlineanalyse, mit Wasserstoff (extern) im festgelegten Verhältnis (H_2:CO_2) gemischt wurde. Bei der Anlagensteuerung mit integrierter Gasmessung konnte auf ein bestehendes Aggregat zurückgegriffen werden.

Abbildung 18: Methanisierungsanlage der Montanuniversität Leoben (eigene Darstellung 2015)

In der Methanisierung wurde das CO_2 des Rohbiogases mit externem H_2 zu CH_4 im Sabatier-Prozess (siehe Kapitel 2.3.2. Sabatier Prozess) umgewandelt. Im speziellen wurden in diesem Anlagenteil die Eduktgase H_2, CO_2 und ggf. CH_4 in einem Behälter vermischt und anschließend wurde dieses Gasgemisch indirekt mit Hilfe einer elektrischen Heizung auf die Betriebstemperatur erhitzt. Mit dieser Temperatur strömte das Gas durch den ersten Reaktor, in welchem durch eine exotherme Reaktion das CO_2 mit H_2 zu CH_4 und Wasserdampf umgesetzt wurde. Um die nötige Eingangstemperatur für den zweiten Reaktor erreichen zu können, wurde das Produktgas des ersten Reaktors über eine Kühlwendel abgekühlt und anschließend erneut elektrisch erhitzt. Die Reaktoren 2 und 3 wurden nach demselben Prinzip betrieben.

Durch Bypassleitungen konnte gezielt erhitztes oder kaltes Eduktgas zu den Reaktoren geleitet werden. Das wasserdampfbeaufschlagte Trägergas (CO_2) wurde über eine extra Leitung zugegeben. Um die Gaszusammensetzung kontinuierlich messen zu können, sind vor und nach den Reaktoren jeweils Probenahmestellen installiert worden.

3.3.4. Gasaufbereitung auf Einspeisequalität

In der letzten Phase wurde das Gas zur endgütigen Aufreinigung auf Einspeisequalität an die Gasaufbereitungsanlage weitergeleitet. Dort wurden zwei getrennt einsetzbare Membranmodule auf Polyamid-Basis sowie eine 2-stufige Kühlung zur Gastrocknung eingesetzt. Nicht umgesetztes Kohlendioxid bzw. Wasserstoff permeiert schneller als Methan und so wurden diese Komponenten an der Membran abgetrennt und einspeisefähiges Methan produziert. Methanschlupf und nicht umgesetzter Wasserstoff- bzw. Kohlendioxid wurden zur Methanisierung rezykliert.

3.3.5. Gasfackel

Die installierten Gasleitungen endeten alle (Sicherheitsleitung, Probenahmeleitung, Hauptleitung) bei einer Fackel (Abbildung 19).

Abbildung 19: Fackel (eigene Darstellung 2015)

Dort wurden die einzelnen Gasströme zusammengeführt und gemeinsam verbrannt. Die Leistung der Gasfackel der gegenständlichen Technikumsanlage für Forschungszwecke betrug ca. 1 kW mit sauberer Verbrennung durch die vorgeschaltete Gasreinigung mit Aktivkohle und Membranaufbereitung.

4. Inbetriebnahme der 2-stufigen Fermentation

Inhalt der Arbeit waren neben dem bereits beschriebenen Aufbau der Anlage die Inbetriebnahme und Überführung in den kontinuierlichen Betrieb. In dem nachfolgenden Kapitel werden die einzelnen Schritte von der Befüllung über die Festlegung der Fütterungsintervalle bis hin zur Überführung in den kontinuierlichen Betrieb der 2-stufigen Fermentationsanlage beschrieben.

4.1. Befüllung und Start der Fermentation

Die Inbetriebnahme der Biogasanlage erfolgte durch die Befüllung der Fermenter mit aktiven anaeroben Kulturen und dem Batch Betrieb der Anlage. In Anlehnung an Lehner et al., s.p. und eigenen Erfahrungen des Projektteams erfolgte die Inebtriebnahme der Fermenter durch „warmes Anfahren“ und kurzzeitigen Batchbetrieb der Anlage.

Da am Anlagenstandort in ausreichender Menge vorhanden, erfolgte die Befüllung der Fermenter zum Start der Biogasproduktion mit aktivem Faulschlamm, direkt aus den Faultürmen der Kläranlage Linz/Asten. Anschließend wurde die Fermenterheizung gestartet um das Material auf die gewünschte Gärtemperatur zu bringen. Probleme bei der Fermenterheizung erforderten ein Nachinokulieren der Anlagen mit Faulschlamm an Tag 7 der Inbnetriebnahmephase. Um den Mikroorganismen ausreichend frisches Material zur Verfügug zu stellen und eine möglichst rasche Aktivierung der Biogasproduktion zu gewährleisten, wurde dem Faulschlamm außerdem Mehl beigemengt. Die Startbedingungen der beiden Fermenter lassen sich somit wie folgt zusammenfassen:

Tabelle 15: Startbedingungen Versuchsbetrieb Fermentation (eigene Darstellung 2016)

Fermenter	Faulschlamm	Mehl Typ 480	Starttemperatur	Start pH-Wert
R-F2 (1.Stufe)	120 L	360 g	25 °C	7,95
R-F3 (2.Stufe)	2200 L	6600 g	25 °C	8,32

Die gewünschte Zieltemperatur von 40 °C konnte in beiden Reaktoren bereits nach wenigen Stunden erreicht werden. Auch der Start der Biogasproduktion konnte unmittelbar beobachtet werden. Auch ein Abfall des pH-Wertes auf 7,7 in R-F2 und 7,9 in R-F3 am darauffolgenden Tag deutete auf eine aktive Kultur und eine erfolgreiche Inbetriebnahme der Biogasanlage im Batchbetrieb hin.

4.2. Überführung in den kontinuierlichen Betrieb

Für die Überführung in den kontinuierlichen Betrieb wurde die Anlage in Batch-Fahrweise betrieben, bis eine deutliche Abnahme der Biogasproduktion und ein steigender pH-Wert zu beobachten war. Anschließend erfolgte die quasikontinuierliche Fütterung im Intervallbetrieb wie in Kapitel 4.3 beschrieben.

Um eine langsame Adaptierung der Mikroorganismen auf das Material Bioabfall zu gewährleisten, erfolgte die Überführung in den kontinuierlichen Betrieb mit Primärschlamm der Kläranlage Asten als Substrat.

Die kontinuierliche Fütterung mit Primärschlamm führte wie erwartet zu einem raschen Abfall des pH-Wertes in R-F2, welcher sich bei einem Wert von 5,4 einpendelte. Der pH-Wert in R-F3 blieb wie geplant stabil bei einem Wert von 8,0. Die Gasproduktion in R-F2 blieb allerdings deutlich unter den erwarteten Werten und es konnte auch keine Wasserstoffproduktion beobachtet werden. Aus diesem Grund erfolgte nach einer Woche kontinuierlichen Betrieb die Nachinokulierung der Anlage. Diesmal kam entsprechend guter Erfahrungen im Labormaßstab Material der Biogasanlage Thomasroith zum Einsatz. Diese Biogasanlage verarbeitet separierte organische Abfälle und zeigte als Starterkultur bereits gute Ergebnisse in der Laboranlage. Für die Nachinokulierung wurden 400 L aktives Material über Fermenter 1 der Anlage zudosiert. Da hier stark aktives Material zum Einsatz kam, konnte bereits am nächsten Tag mit der kontinuierlichen Fütterung von Bioabfall begonnen werden.

Festlegung der Fütterungsintervalle

Um die optimale Verweilzeit zu identifizieren, muss auf die Generationszeit der im System befindlichen Bakterien geachtet werden, um einen sinkenden Abbaugrad durch die Auswaschung an Bakterienmasse zu vermeiden. Aus der Literatur lässt sich für wasserstoffbildende Bakterien eine Verweilzeit von 24 - 84 Stunden, für methanbildende Bakterien 5 - 15 Tage als optimaler Wachstumsbereich entnehmen. Es werden grundsätzlich niedrige hydraulische Verweilzeiten angestrebt, da ein höherer Durchsatz an Substrat die Leistung der Biogasanlage erhöht (vgl. Rechtenbach 2009, 92).

Für den kontinuierlichen Betrieb wurden die Verweilzeiten auf 24 h in Stufe 1 und 15 Tage in Stufe 2 festgelegt.

Um eine optimale Gasproduktion für kontinuierliche Versuchsreihen zu erreichen, mussten die Fütterungsintervalle auf die wichtigsten charakteristischen Parameter hydraulische Verweilzeit HRT sowie Raumbelastung B_R abgestimmt werden. Dafür musste zu Beginn die

genaue Fördermenge der Pumpe bestimmt werden. In mehreren Messversuchen mit variierender Betriebsdauer wurde die gravimetrische Fördermenge der Pumpe je Zeiteinheit bestimmt. Die Dichte der Lösung wurde Näherungsweise mit 1 kg L^{-1} angesetzt (Bioabfall in Wasser mit TM 7%). Aus den gewonnenen Messdaten wurde eine Förderleistung von 8 L/min bestimmt.

Der Fütterungsintervall wurde in den Versuchsbetriebsmonaten so gewählt, dass die Pumpe alle 2 Stunden bei einem Intervall von 1,35 Minuten Substrat förderte (ca. 130 Liter in 24 Stunden). Dadurch sollte ein minimaler Druckeinfluss gewährleistet sein und ein Verlust von Gas über die Überdrucksicherung verhindert werden.

4.3. Zusammenfassung Ergebnisse Inbetriebnahmephase

Aufgrund der kurzen Verweilzeit in R-F2 kann man Änderungen im Prozess sehr rasch anhand geänderter Prozessparameter beobachten. Die Phase der Inbetriebnahme soll daher anhand der aufgezeichneten Werte pH-Wert, Temperatur und Gesamtbiogas zusammengefasst werden. In Abbildung 20 sind die aus der Steuerung ausgelesenen Daten von R-F2 über den 5 wöchigen Inbetriebnahmezeitraum dargestellt. Änderungen im System sind mit den grünen Kreisen dargestellt und werden nachfolgend genauer beschrieben.

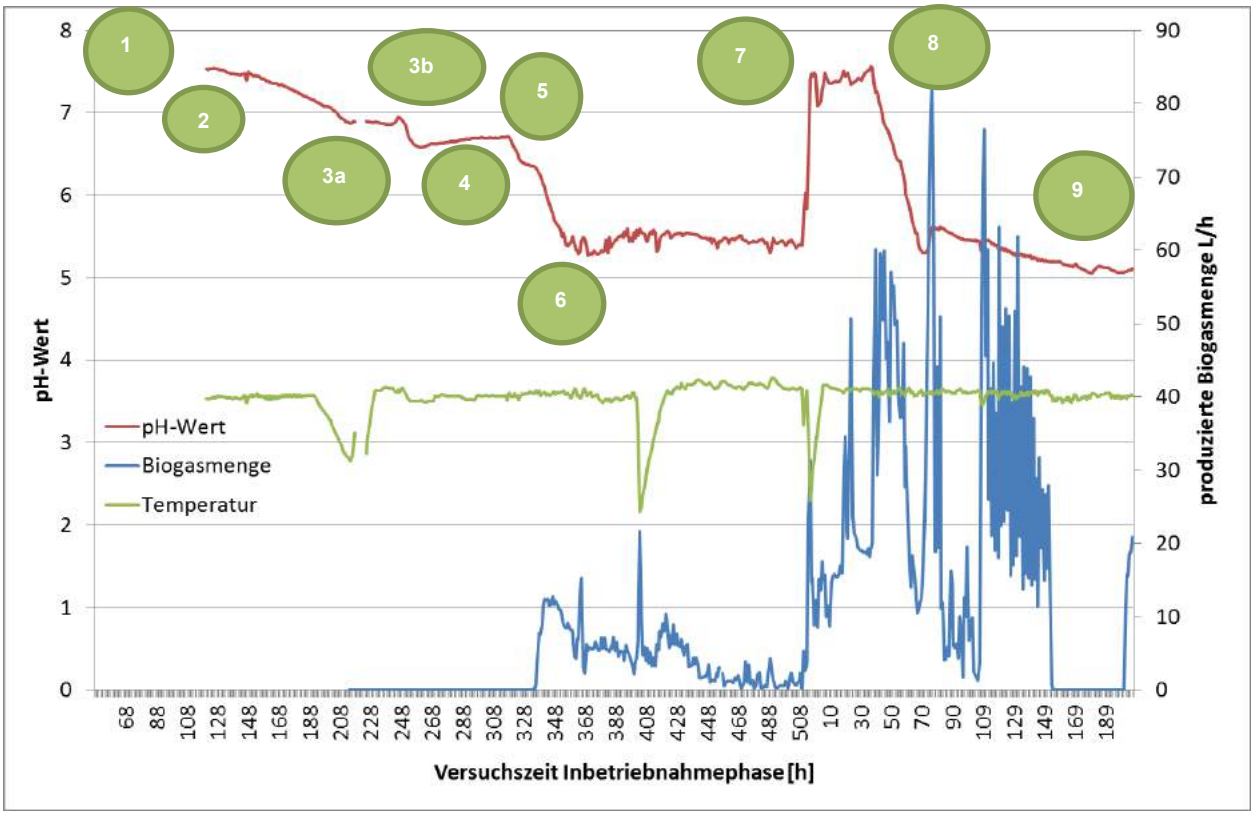


Abbildung 20: Daten der Gasanalytik aus R-F2 der 5-wöchigen Inbetriebnahmephase (eigene Darstellung 2016)

1. Befüllung Fermenter mit Faulschlamm

   Zu Beginn der Inbetriebnahme gab es noch Schwierigkeiten mit der Steuerung der Anlage, weswegen die ersten 110 h keine Daten aufgezeichnet wurden.

2. Start kontinuierlicher Betrieb mit Primärschlamm Mehlgemisch

   8 Tage nach Inbetriebnahme der Fermentation mit Faulschlamm und Mehl im Batch Betrieb, wurde mit dem kontinuierlichen Betrieb begonnen. Sofort erkennbar ist die Abnahme des pH-Wertes aufgrund der Auswaschung der methanbildenden Bakterien als Folge der kurzen Verweilzeit.

3. Ausfall Fermenterheizung, Batch Betrieb für einen Tag

   Erkennbar ist in etwa bei Stunde 190 die Abnahme der Temperatur bedingt durch den Ausfall der Fermenterheizung, welcher erst nach 2 Tagen entdeckt und behoben werden konnte. Bereits kurz nach dem Ausfall der Heizung kam es zu einem deutlichen Rückgang der Aktivität der Mikroorganismen, was am gleichbleibenden pH-Wert erkennbar ist (3a). Aufgrund der unter 4.3 beschriebenen Probleme mit dem Gaszähler, konnte der Rückgang der Gasproduktion nicht beobachtet werden. Nach Wiederinbetriebnahme der Heizung wurde zur Regeneration der Mikroorganismen das System ca. 24 h im Batch-Betrieb gehalten. Dies führte aufgrund der schlagartig längeren Verweilzeit zur Bildung von Methan und dem Anstieg des pH-Wertes. Nach 24-h wurde die Fütterung wieder gestartet und die erneute Auswaschung der methanogenen Bakterien führte zu einem weiteren Abfall des pH-Wertes (3b).

4. Probleme bei der Fütterung, Batch-Betrieb

   Über das Wochenende wurde aus Sicherheitsgründen und durch noch bestehende Probleme bei der Fütterung das System nach einer Zudosierung von Mehl im Batch-Betrieb gehalten. Das Mehl sollte ausreichend Kohlenstoff und eine gleichbleibende Gasproduktion gewährleisten. Die Zugabe von leicht abbaubaren Kohlenstoff führte auch dazu, dass während des Batch-Betriebes der pH-Wert nur gering anstieg, da simultan zur Methanbildung auch neue organische Säuren gebildet wurden.

5. Start Konti-Betrieb.

   Nach dem Erneuern einer Lötstelle an einem der Gaszähler (siehe Kapitel 4.4.) standen auch Daten zur produzierten Biogasmenge zur Verfügung.

6. Erreichen eines steady-state.

   Säurebildung und Austrag von Säuren aus dem Fermenter hielten sich die Waage und es kam zu keiner Änderung im pH-Wert.

7. Nachinokulieren mit Gärrest BGA Thomasroith

   Eine stark fallende Gasproduktion ab Stunde 430 und eine fehlende Wasserstoffproduktion deuteten darauf hin, dass Faulschlamm als Inokulum keine stabile Kultur für eine Versäuerungsphase und Wasserstoffproduktion ermöglichte. In

Anlehnung an die Inbetriebnahme des kleinen Laborfermenters (Vorarbeiten des Projektteams), wurde daher mit Gärrest der BGA Thomasroith nachinokuliert (siehe Kapitel 4.2. Überführung in den kontinuierlichen Betrieb). Die Nachinokulierung ist am steigenden pH-Wert und der fallenden Temperatur zu erkennen.

8. Start kontinuierlicher Betrieb

   Zirka 2 Tage nach der Nachinokulierung wurde erneut der kontinuierliche Betrieb gestartet. Erkennbar ist dies wieder am sinkenden pH-Wert. Etwa ab Stunde 110 nach der Nachinokulierung stellte sich ein halbwegs stabiler Gasertrag von ca. 25 L/h ein (Ausfall der Gasmessung zwischen Stunde 150 und 200).
9. Ende Inbetriebnahme Fermentation - Start der Versuche im Anlagenverbund

   In den 5 Wochen der Inbetriebnahme konnte die Hardware der Anlage soweit angepasst werden, dass eine kontinuierliche Gasproduktion möglich war und die notwendigen Versuche im Anlagenverbund durchgeführt werden konnten. Probleme in der Fütterung blieben bestehen (immer wieder Verstopfungen und Ausfall), was zu einer unregelmäßigen Gasproduktion führte jedoch den positiven Abschluss des Projektes nicht negativ beeinflusste. Es konnte allerdings keine geeignetere Standardpumpe identifiziert werden, hier wäre die Sonderproduktion z.B einer Kolbenpumpe nötig gewesen. Im Versuchsbetrieb traten allerdings noch weitere Probleme auf, welche im nächsten Kapitel inklusive möglicher Lösungswege beschrieben werden.

In dem kontinuierlichen Betrieb für die Fermentation wurden anschließend an den Betrieb des Gesamtprozesses Messdaten der Gesamtgaszusammensetzung generiert, welche folgende Schwankungen aufwiesen:

- Wasserstoffgehalt: 0 – 10 %
- Kohlendioxidgehalt: 26 – 43 %
- Methangehalt: 50 – 72 %

4.4. Probleme der Anlagentechnik in der Inbetriebnahmephase

Bei der Überführung in den kontinuierlichen Betrieb war es notwendig Adaptionen, Änderungen und Feinjustierungen an den Anlagenkomponenten vorzunehmen. Unter anderem:

- Sauerstoff Detektierung in der Gasanalyse führte zur Leckagesuche. Alle Verbinder und Schlauchquetschverschraubungen wurden kontrolliert und nachgezogen, die Magnetventile gereinigt und die Leitungen mit Stickstoff gespült.

- Die Verschraubung des Belüftungstellers für die Beaufschlagung mit technischen Gasen aud dem R-F2 wurde während des Versuchsbetriebes undicht und musste entfernt und durch einen Belüftungsring aus der Aquariumstechnik zur Gaseinbringung ersetzt werden (führte zu einer Komplettentleerung des R-F2).

- Probleme in der Hardware der Anlage wie Verstopfungen, Stillstandzeiten durch Wartungen sowie Ausfall der Fermenterheizung/Sensoren, führten dazu, dass der kontinuierliche Betrieb immer wieder zu unterbrechen war. Während Wartungsarbeiten musste die Anlage im Batch - Betrieb (keine Fütterung) gefahren werden. Um eine möglichst schnelle Rückkehr in einen stabilen, kontinuierlichen Prozess zu erreichen, wurde bei längeren Standzeiten Mehl (Typ 480) als Substrat zu dosiert, da dadurch die Gasproduktion rasch wieder in Gang gesetzt werden konnte. Mehl ist ein besonders stärkehaltiges Substrat und somit eine gute Kohlenstoffquelle der fermentativen Wasserstoff Erzeugung (vgl. Rechtenbach 2009, 18).

- Beim Trommelgaszähler der Firma Ritter (siehe Abbildung 21) traten Fehler auf (Zähler blieb hängen und war undicht) und der Gaszähler musste gewartet werden (reinigen, neu befüllen, Sperrflüssigkeit u. Verschraubungen kontrollieren). Außerdem musste der 2 x 5 - Pin - DIN Stecker für die Übertragung des Impulsgeber - Signals neu verlötet werden.

Abbildung 21: Ritter Trommelgaszähler (eigene Darstellung 2015)

4.5. Tätigkeitsbeschreibung Inbetriebnahmephase

In diesem Kapitel werden die notwendigen Betreuungsaufgaben der Versuchsanlage während der Inbetriebnahme Phase beschrieben:

- Bei beiden Reaktoren wurde täglich der IST-pH-Wert abgelesen, notiert und im Vergleich zu den letzten Tagen bewertet (stabil, sinkt, steigt). Der Soll-pH Wert der Reaktoren ist bei R-F2 pH 5,2 und bei R-F3 pH 7,2. Bei Abweichungen zum Soll-pH Wert wurden Maßnahmen der pH-Wert Überwachung angewendet (Ausbau und Kontrolle pH-Sensor, Kontrolle Rührer, Kontrolle Fütterung (Menge und Art), Reduzierung/Erhöhung der Fütterungsmenge und Beobachten des weiteren pH-Wert Verlaufes).
- Täglich wurden die Werte aller 4 Temperatur - Messstellen sowie die Abweichung zum Soll-Wert notiert. Bei Abweichungen größer 2 °C zum Soll Wert wurden Maßnahmen zur Temperatur Überwachung angewendet (Kontrolle Regelung (Temperatur Regelung auf AUTOMATIK), Ausbau und Kontrolle Temperatursensor, Kontrolle Rührer).
- Mittels einer optischen Kontrolle des anfallenden Gärrests sowie dem verbrauchten Substrat konnte die Fütterung geprüft werden. Außerdem musste immer genügend Substrat in Form von aufgeschlämmtem Bioabfall vorhanden sein und seine Zusammensetzung regelmäßig geprüft werden. Bei groben Abweichungen konnte so frühzeitig ein Erliegen des Prozesses durch eine Fütterungsanpassung verhindert werden.
- Täglich wurde eine Probe vom Substratlager und den drei Fermentoren für Analyse der Trockenmasse, des Aschegehaltes und der Analyse der gelösten TM (organische Säuren Zucker) gezogen und bis zur weiteren Verarbeitung bei -20°C gelagert.
- Die Überdrucksicherungen mussten täglich auf ihren Füllstand kontrolliert werden. Die Steuerung hat außerdem die Außentemperatur überwacht (TIA/104) und bei Werten unter 5°C über eine Alarmfunktion darauf hingewiesen, die Sperrflüssigkeit Wasser durch Glykol zu ersetzen, um ein Einfrieren zu verhindern.
- Die Gasleitungen wurden regelmäßig auf sichtbare Störstellen überprüft und Übergänge mittels Lecksuchspray kontrolliert. Außerdem wurden die Kondensatfallen täglich überprüft. Die Funktion der Gasleitungen wurde mittels Gasmengenmessung bewertet und undichte oder verstopfte Gasleitungen führten meist abrupt zu einer deutlichen Änderung in der Gasmengenmessung.
- Die Sensoren wurden täglich anhand der angezeigten Werte auf ihre Funktionsfähigkeit bewertet.

- Die Steuerung wurde täglich auf mögliche Fehlermeldungen überprüft und die tägliche Gasproduktion wurde über die grafische Veranschaulichung auf der Steuerung überwacht. Zentrale Messgrößen der Biogasanlage waren die produzierte Biogasmenge und die qualitative Gaszusammensetzung.

5. Möglichkeiten einer Optimierung der Technikumsanlage auf Basis des Versuchsbetriebes

Im Zuge der Forschungsarbeiten an dem Projekt „OptFuel“ konnten Schwierigkeiten hinsichtlich folgender Thematiken, bezogen auf die Fermentation, festgestellt werden:

- Fermenterbauform
- Durchmischung und Rührtechnik
- Sandablagerung
- Verstopfung von Rohrleitungen

Diese vier Problembereiche aus dem Betrieb der Technikumsanlage werden nachfolgend erläutert sowie mögliche Lösungsansätze beschrieben.

5.1. Fermenterbauform

Bei der Biogaserzeugung kann grundsätzlich zwischen (quasi-) kontinuierlichen oder diskontinuierlichen Systemen unterschieden werden. Zu den (quasi-) kontinuierlichen Systemen gehören die verfahrenstechnischen Grundoperationen volldurchmischter Fermenter (Rührkesselprinzip) und Pfropfenstromfermenter, welche in weiterer Folge beschrieben werden. Das diskontinuierliche System besteht in der Regel aus den Boxenfermentern. Diese zeichnen sich gegenüber den durchströmten und durchmischten Fermentern durch einen Batchbetrieb aus, welche in Kammern entweder stationär, mobil oder semi-mobil ausgeführt sind und nur mit schüttfähigem Substrat gefüttert werden können. Bei der Nassvergärung, welche in der vorliegenden Arbeit verfolgt wurde, unterscheidet man noch liegende und stehende Fermenter (vgl. Postel et al. 2009, 60).

5.1.1. Problemdefinition „Fermenterbauform“

Im Projekt „OptFuel wurden zwei stehende Rundbehälter nach dem Rührkesselprinzip errichtet (siehe Kapitel 3.2.2. Konfiguration der Fermenter Stufe 1 und Stufe 2). Sie sind die in der Praxis hauptsächlich ausgeführte Fermenterbauform. Sie eignen sich generell für alle

Substrattypen, wobei die Anpassung der technischen Aggregate die Eignung bestimmt. Vorteilhaft bei dieser Bauform ist das Oberflächen-Volumen-Verhältnis, welches nur geringe Wärmeverluste aufweist. Negativ zu bewerten ist jedoch, dass bei den stehenden Fermentern bei volldurchmischten Reaktoren die Gefahr der Kurzschlussströmung (Teile des Substrats werden direkt in den Auslauf transportiert, ohne an der Reaktion teilzunehmen) gegeben ist und Schwimm- und Sinkschichten auftreten können (vgl. Institut für Energetik und Umwelt GmbH 2006, 61). Schwimmschichten sind tunlichst zu vermeiden, da sie die Gasabfuhr unterbinden und den Behälter trotz Überdrucksicherung mechanisch zerstören können (vgl. BMWFI 2012, 16). Sinkschichten bildeten sich durch das Absetzen von Schwerstoffen, wie beispielsweise Sand, in der Nassvergärung (siehe 5.1.3. Sandablagerung). Ein Problem im gegenständlichen Reaktordesign war bei den Reaktoren R-F2 und R-F3 die Positionierung der Messstellen, welche auf Grund einer starken Schichtung des Fermentationsinhaltes eine vermehrte Fehleranfälligkeit bei der Auswertung der Ergebnisse für die Erstellung von Bilanzen zeigte.

5.1.2. Lösungsansätze „Fermenterbauform“

Die im Projekt „OptFuel“ gewählte Bauform „stehender Rundbehälter nach dem Rührkesselprinzip“ zeigte während des Betriebes der Technikumsanlage die soeben definierten Problematiken der stehenden Fermenter. Bei liegenden Fermentern handelt es sich um zylindrische oder rechteckige Bauformen, welche hinsichtlich ihres Volumens begrenzt sind (bis etwa 2000 m^3). Da diese Fermenter meist um ein Vielfaches länger als hoch sind, kann insbesondere bei hohen Feststoffgehalten eine sog. Propfenbildung erreicht werden. Dabei fließt das Substrat mit leichtem Gefälle langsam von der Eintrags – zur Austragsseite, wo sich eben dieser Propfen bildet, der durch den Fermenter strömt. Dadurch wird mit hoher Sicherheit ein frühzeitiges Austragen von noch nicht vollständig vergorenem Substrat, also eine Kurzschlussströmung, vermieden und eine stabile Verweilzeit stellt sich ein (vgl. Müller-Langer et al. 2009, 13). Ebenfalls als Vorteil kann bei dieser Bauform gesehen werden, dass leistungsfähige, funktionssichere und energiesparende Rührwerke eingesetzt werden können, sowie dass eine bauartbedingte Vermeidung von Schwimmdecken und Sinkschichten gegeben ist.

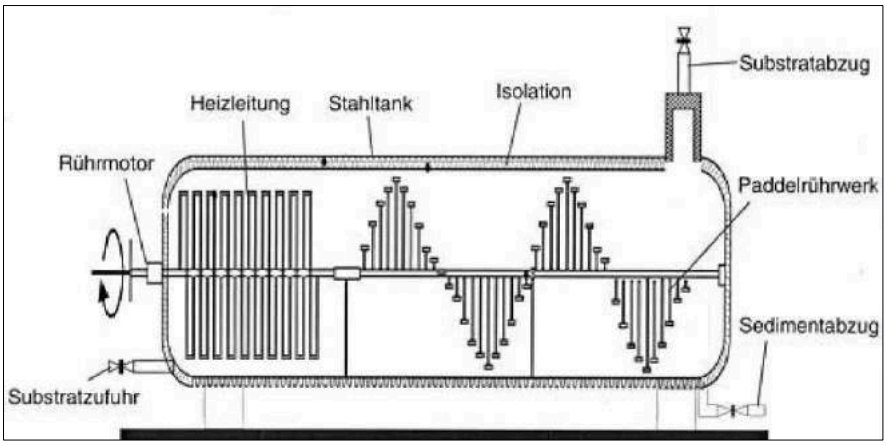
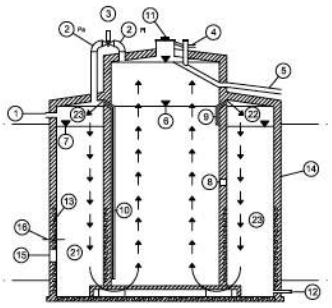


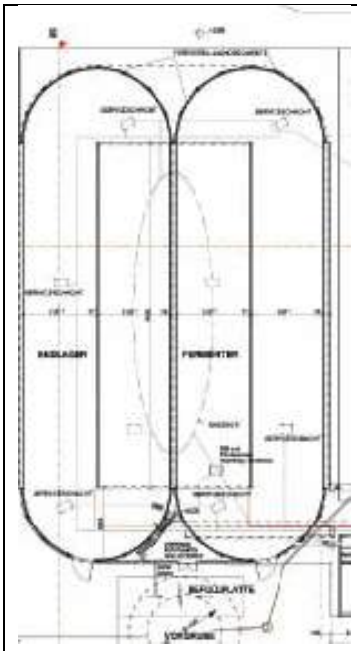
Abbildung 22: liegender Tankfermenter mit Paddelrührwerk (Institut für Energetik und Umwelt GmbH 2006, 60)

Liegende Fermenter weisen jedoch einen höheren Platzbedarf auf, haben höhere Wärmeverluste aufgrund der großen Oberfläche im Vergleich zum Volumen und die Animpfung von Frischsubstrat fehlt oder muss durch Rückführungen des Gärsubstrates gewährleistet werden (vgl. Institut für Energetik und Umwelt GmbH 2006, 60f).

Änderungen des klassischen Rundbehälters wurden hinsichtlich Platzeinsparung weiterentwickelt und beinhalten einerseits die Änderung der Aufstellung in Form von Mehrkammersystemen, andererseits die Änderung der Geometrie durch die Wahl einer ovalen Form (siehe Tabelle 16). Die Mehrkammersysteme bestehen aus mehreren ineinandergestellten Ringbehältern und können in Verdrängungssysteme und zwangsdurchmischte Systeme eingeteilt werden. Bei dem Ovalfermenter wird die Gärkammer in die Länge gezogen und mit einer Mittelwand versehen. Dieses System soll eine Mischform aus Pfropfenstromfermenter und Rührkesselprinzip darstellen und kann durch Rührwerke in Kreisströmung durchmischt werden (vgl. Postel et al. 2009, 78).

Tabelle 16: Sonderbauformen in der Nassvergärung (eigene Darstellung nach Postel et al. 2009, 78)

Typ	Beschreibung	Vorteile	Nachteile
Zwei- bzw. Mehrkammersystem (1)	Ring-In-Ring, einfaches System, zwangsdurchmischt	Platz sparend, spart Wärmedämmung	Innen liegende Aggregate und Einbauten schwer erreichbar
Zwei- bzw. Mehrkammersystem (2) 	Ring-In-Ring, nach Verdrängerprinzip (Pfefferkorn), hauptsächlich dünnflüssige Substrate, Kofermente müssen ggf. stark zerkleinert werden	wie (1), zusätzlich Einsparung von Rührwerken	wie (1), zusätzlich ggf. Schwimmdecken und Sinkschichten
Ovalfermenter	vereinigt Pfropfenströmung mit Volldurchmischung	Höhere Flächeneffizienz gegenüber gleichem Volumen als Rundbehälter	wie voll durchmischter Fermenter (Rührkesselprinzip)

Für zukünftige Versuche wird der Einsatz eines liegenden Tankfermenter (wie in Abbildung 22) empfohlen.

5.2. Durchmischung und Rührtechnik

Der Fermenterinhalt muss aus mehreren Gründen gut durchmischt sein (siehe auch Kapitel 2.1.3.1 Durchmischung):

- für eine gleichmäßige Verteilung von Wärme und Nährstoffen innerhalb des Fermenters,
- für ein gutes Ausgasen des Biogases aus dem Gärsubstrat,
- für eine Animpfung von Frischsubstrat durch Kontakt mit biologisch aktiver Fermenterflüssigkeit,
- für die Vermeidung und Zerstörung von Sink- und Schwimmschichten.

Das Gärsubstrat wird bereits minimal durch das Einbringen von Frischsubstrat, thermische Konvektionsströmungen und das Aufsteigen von Gasblasen durchmischt, jedoch ist diese passive Durchmischung nicht ausreichend. Der aktive Durchmischungsprozess kann durch mechanische Einrichtungen (Rührwerke), hydraulisch durch außerhalb liegende Pumpen oder pneumatisch durch das Einblasen von Biogas in den Reaktor durchgeführt werden. Die am häufigsten verwendete Variante ist die Durchmischung mittels Rührwerken, wie im nachfolgenden Kapitel genauer erläutert wird (vgl. FNR 2013, 44).

Grundanforderungen an ein Rührwerk sind die optimale Durchmischung und Haltbarkeit im Betrieb. Am Markt befinden sich eine Vielzahl an Optionen, um Biomasse zu durchmischen.

Materialanforderungen bezüglich Viskosität, Fremdstoffen oder Korrosion müssen bei der Auswahl beachtet werden. Eine Wartungs- und Reparaturmöglichkeit sollte allenfalls, ohne nennenswerte Eingriffe in den Prozess, gegeben sowie eine Messung der Stromaufnahme obligatorisch vorhanden sein, um Störungen leichter zu erfassen (vgl. VdS 3470 2014, 10).
Grundsätzlich werden Rührwerke in Intervall- oder Dauerbetrieb geschalten. In Praxistests hat sich gezeigt, dass die Intervalle der einzelnen Biogasanlagen an Hand von spezifischen Eigenschaften wie Substrat, Behältergrößen, Neigung zur Schwimmdeckenbildung etc. empirisch optimiert werden müssen (vgl. FNR 2013, 46).

5.2.1. Problemdefinition „Durchmischung und Rührtechnik“

Im Projekt „OptFuel“ wurden, wie im Kapitel 3 „Technische Beschreibung der Anlage“ beschrieben, Visco JET Tank Rührwerke vom Typ VJ 500.030 Rd Ex mit geschlossenen Konen für wässrige und mittelviskose (ca. 40.000 mPas) Anwendungen, eingebaut. Dieses System nutzt konusförmige Rührorgane nach dem Venturi Prinzip. Im Rührwerk M3 (2. Fermentationsstufe) konnte eine homogene Durchmischung beobachtet werden. Im Rührwerk M2 (1. Fermentationsstufe) gab es jedoch vermehrt Verstopfungsprobleme mit dem Rührwerk, welche regelmäßig behoben werden mussten und eine optimale Durchmischung verhinderten. Das faserhaltige Substrat „Bioabfall“ hat sich in den Konen verfangen und so den Mechanismus zur Verstopfung gebracht (siehe Abbildung 22). Warum diese Problematik im Rührwerk M3 des größeren Reaktors (R-F3) der 2. Stufe nicht aufgetreten ist, kann mehrere Gründe haben. Einerseits ist der Durchmesser der Konen des Rührwerks M3 mit 450 mm mehr als doppelt so groß als die des Rührwerks M2 (170 mm), andererseits ist der TS Gehalt im kleineren Reaktor (R-F2) geringer.

Abbildung 23: ViscoJET Rührwerk nach dem Venturi Prinzip (eigene Darstellung 2016)

5.2.2. Lösungsansätze „Durchmischung und Rührtechnik“

Um diesbezüglich Lösungsansätze erarbeiten zu können, seien die häufigsten im Biogasanlagenbetrieb verwendeten Rührwerke anschließend kurz auf ihre Eigenschaften zusammengefasst.

Tabelle 17: Tauchmotor-Propellerrührwerke (verändert nach FNR 2013, 46)

Tauchmotor-Propellerrührwerke	
Kennwerte	Allgemein
	Einsatzdauer abhängig vom Substrat, muss in der Einfahrphase ermittelt werden
	Propeller
	schnell laufend im Intervallbetrieb (500 bis 1.500 U/min)
	Leistungsbereich: bis 35 kW
	Großflügel
	langsam laufend im Intervallbetrieb (50 bis 120 U/min)
	Leistungsbereich: bis 20 kW
Eignung	
	alle Substrate in der Nassvergärung, in stehenden Fermentern
	nicht geeignet für extrem hohe Viskosität
Vorteile	Propeller
	erzeugt turbulente Strömung, daher sehr gute Durchmischung im Fermenter und Zerstörung von Schwimmdecken und Sinkschichten
	aufgrund der sehr guten Beweglichkeit gezielte Durchmischung aller Fermenterbereiche möglich
	Großflügel
	sehr gute Durchmischung im Fermenter erreichbar
	erzeugt weniger turbulente Strömung, aber höhere Schubleistung je aufgewendetes kWel im Vgl. zu schnell laufenden TMR
Nachteile	Allgemein
	durch Führungsschienen viele bewegliche Teile im Fermenter
	Wartung erfordert die Öffnung des Fermenters, jedoch kann meist auf ein Entleeren verzichtet werden (bei Ausstattung mit Winde)
	aufgrund der Intervalldurchmischung Absetz- und Aufschwimmvorgänge möglich
	Propeller
	bei TS-reichen Substraten Kavernenbildung mgl. (Rührwerk „läuft im eigenen Saft“)
	Großflügel
	Ausrichtung des Rührwerkes wird vor Inbetriebnahme festgelegt

Zu Wartungszwecken haben sich Schleusensysteme bewährt, da sie einen größeren Gasaustritt verhindern. So kann das Rührwerk für eine Revision oder einen Seilwechsel schnell geborgen werden (vgl. VdS 3470 2014, 10).

Tabelle 18: Langachsrührwerk (verändert nach FNR 2013, 47)

Langachsrührwerke	
Kennwerte	Allgemein
	Einsatzdauer und Drehzahl abhängig vom Substrat, muss in der Einfahrphase ermittelt werden
	Material: korrosionsfest, Stahl beschichtet, Edelstahl
	Propeller
	mittel- bis schnelllaufend (100–300 U/min)
	verfügbarer Leistungsbereich: bis 30 kW
	Großflügel
	langsam laufend (10–50 U/min)
	verfügbarer Leistungsbereich: 2–30 kW
Eignung	
	alle Substrate in der Nassvergärung, nur in stehenden Fermentern
Vorteile	
	sehr gute Durchmischung im Fermenter erreichbar
	kaum bewegliche Teile im Fermenter
	Antrieb wartungsfreundlich außerhalb des Fermenters
	bei kontinuierlichem Betrieb können Absetz- und Aufschwimmvorgänge vermieden werden
Nachteile	Allgemein
	unvollständige Durchmischung ist aufgrund der stationären Installation möglich
	dadurch sind Bereiche mit Sink- und Schwimmschichtenbildung möglich
	bei Intervalldurchmischung Absetz- und Aufschwimmvorgänge möglich
	bei außenliegenden Motoren kann es zu Problemen wegen Motor- und Getriebegeräuschen kommen
	die im Fermenter befindlichen Lager und Wellen sind störungsanfällig, bei Problemen ist u. U. eine teilweise oder vollständige Entleerung des Fermenters nötig

Schwachpunkt bei diesen Rührwerken ist das Bodenlager. Gibt es einen Defekt innerhalb des Behälters, muss dieser entleert werden.

Tabelle 19: Axialrührwerk (verändert nach FNR 2013, 48)

Axialrührwerk	
Kennwerte	Allgemein
	langsam laufende Rührwerke im kontinuierlichen Betrieb
	verfügbarer Leistungsbereich: bis 25 kW
	Drehzahl abhängig vom Substrat, muss in der Einfahrphase ermittelt werden
	Material: korrosionsfest, meist Edelstahl
	Leistungsbedarf: z. B. 5,5 kW bei 3.000 m^3, meist darüber
Eignung	
	alle Substrate in der Nassvergärung, nur in stehenden größeren Fermentern
Vorteile	
	gute Durchmischung im Fermenter erreichbar
	kaum bewegliche Teile im Fermenter
	Antrieb wartungsfreundlich außerhalb des Fermenters
	dünne Schwimmdecken können nach unten abgesaugt werden
	kontinuierliche Absetz- und Aufschwimmvorgänge werden weitgehend verhindert
Nachteile	
	unvollständige Durchmischung ist wegen der stationären Installation möglich
	dadurch sind Bereiche mit Sink- und Schwimmschichtenbildung möglich, insbesondere die Fermenterrandbereiche neigen dazu
	Wellenlagerung ist hoher Beanspruchung ausgesetzt, daher u. U. wartungsintensiv

Bei diesem Rührwerk sind alle Teile gut zugänglich, da der Antrieb außerhalb des Behälters liegt. Zudem gibt es kein Bodenlager. Das Handling ist im Havariefall deutlich einfacher, da für den Austausch keine vollständige Behälterentleerung notwendig ist (vgl. VdS 3470, 10f).

Tabelle 20: Paddel-/Haspelrührwerk (verändert nach FNR 2013, 49)

Paddel-/Haspelührwerk	
Kennwerte	Allgemein
	langsam laufende Rührwerke im Intervallbetrieb
	Leistungsbedarf: stark vom individuellen Einsatzort und Substrat abhängig, in der Feststofffermentation aufgrund des hohen Substratwiderstandes erheblich höher
	Drehzahl abhängig vom Substrat, muss in der Einfahrphase ermittelt werden

	Material: korrosionsfest, meist Stahl beschichtet aber auch Edelstahl möglich
Eignung	
	alle Substrate in der Nassvergärung (besonders für TS-reiche Substrate)
Vorteile	
	gute Durchmischung im Fermenter erreichbar
	Antrieb wartungsfreundlich außerhalb des Fermenters, auch Zapfwellenanschluss möglich
	Absetz- und Aufschwimmvorgänge werden verhindert
Nachteile	
	für Paddelwartungen muss der Fermenter entleert werden
	bei Havarien in der Feststofffermentation ist eine manuelle Entleerung des gesamten Fermenters notwendig (ggf. ist ein Aufrühren (Begleitrührwerk) und Abpumpen möglich)
	unvollständige Durchmischung aufgrund der stationären Installation möglich, Strömung im Fermenter muss durch Begleitaggregate sichergestellt werden (in liegenden Fermentern meist durch Stopfschnecken, in stehenden Rührkesselfermentern durch schubbasierte Rührwerke)

Für zukünftige Versuche wird bei dem Einsatz eines liegenden Tankfermenters ein Paddelrührwerk auf Grund seiner Substrateignung (TS-reiche Substrate – Bioabfall) empfohlen.

Neben den mechanischen Rührwerken kommen auch vereinzelt und für spezielle Anforderungen bzw. als unterstützende Tätigkeit pneumatische sowie hydraulische Fermenterdurchmischungen zum Einsatz. Die Charakteristiken der beiden Durchmischungssysteme werden nachfolgend zusammengefasst:

- **Pneumatische Fermenterdurchmischung**

Bei der pneumatischen Durchmischung des Gärsubstrates wird Biogas durch den Fermenterboden in den Fermenter eingeblasen. Die aufsteigenden Gasblasen führen zu einer vertikalen Bewegung und Durchmischung des Substrates. Diese Methode wird in der Biogasindustrie kaum verbaut, jedoch kann sie in Sonderfällen unterstützend (wenn ökonomisch vertretbar) wirken. In der Tabelle 21 werden die Eckdaten der pneumatischen Fermenterdurchmischung zusammengefasst (vgl. FNR 2013, 50).

Tabelle 21: Pneumatische Fermenterdurchmischung (verändert nach FNR 2013, 50)

Pneumatische Fermenterdurchmischung	
Kennwerte	Allgemein
	Leistungsbedarf: z. B. 15 kW Verdichter für einen 1.400 m^3 Fermenter, quasikontinuierlicher Betrieb
	verfügbarer Leistungsbereich: ab 0,5 kW alle Bereiche für Biogasanlagen möglich
Eignung	
	sehr dünnflüssige Substrate mit geringer Schwimmdeckenbildung
Vorteile	
	gute Durchmischung im Fermenter erreichbar
	wartungsfreundlicher Standort von Gasverdichtern außerhalb des Fermenters
	Sinkschichten werden verhindert
Nachteile	
	für Wartungen der Biogaseintragseinrichtungen wird Fermenter entleert

- **Hydraulische Fermenterdurchmischung**

Die letzte Form der aktiven Durchmischungsverfahren stellt die hydraulische Durchmischung dar. Bei dieser Form der Durchmischung wird Substrat über Pumpen und waagerecht oder zusätzlich senkrecht schwenkbare Rührdüsen in den Fermenter eingedrückt. Das Absaugen und Einleiten des Gärsubstrates muss so erfolgen, dass der Fermenterinhalt möglichst vollständig durchmischt wird. Genau wie die pneumatische Durchmischung findet die hydraulische Fermenterdurchmischungstechnologie nur eine geringe Umsetzungsrate. Die Tabelle 22 gibt Auskunft über die wichtigsten Faktoren der hydraulischen Durchmischung.

Tabelle 22: Hydraulische Fermenterdurchmischung (verändert nach FNR 2013, 50)

Hydraulische Fermenterdurchmischung	
Kennwerte	Allgemein
	Einsatz von Pumpen hoher Förderleistung
	Leistungsdaten: entsprechen den üblichen Pumpenleistungen
Eignung	
	alle leicht pumpfähigen Substrate in der Nassvergärung
Vorteile	

	gute Durchmischung im Fermenter mit verstellbaren Tauchkreiselpumpen oder Leitrohren erreichbar, damit auch Zerstörung von Sink- und Schwimmschichten möglich
Nachteile	
	mit externen Pumpen ohne gezielte Strömungsleitung ist die Bildung von Sink- und Schwimmschichten möglich
	mit externen Pumpen ohne gezielte Strömungsleitung können Sink- und Schwimmschichten nicht entfernt werden

Weder eine pneumatische, noch eine hydraulische Fermenterdurchmischung kann auf Grund ihrer Eignungen (leicht pumpfähiges bzw. sehr dünnflüssiges Substrat) als Alternative für die Durchmischung des im Projekt „OptFuel“ verwendeten Bioabfallsubstrates gesehen werden.

5.3. Sandablagerung

Durch das Absetzen von Schwerstoffen wie beispielsweise Sand in der Nassvergärung bilden sich Sedimente bzw. Sinkschichten.

5.3.1. Problemdefinition „Sandablagerung“

Bei der Fermentation von „Bioabfall“ können Fremdbeimengungen in Form von zum Beispiel Sand sowie langfaserige Rohstoffe zu deutlich überdurchschnittlichen mechanischen Beanspruchungen, z. B. an Rührwerken, Bodenräumern, Substratfördertechnik und sonstigen substratberührten Oberflächen führen. In der Folge ist mit erhöhtem Verschleiß sowie vorübergehenden Anlagenstillstandzeiten zu rechnen (vgl. VdS 3470 2014, 28). Der Sandgehalt ist wegen der abrasiven Eigenschaften und der Ablagerung im Fermenter bei einigen Substraten von Bedeutung (vgl. FNR 2013, 79).

In den Überläufen der Reaktoren im Projekt „OptFuel“ ist die Sandablagerung zu einem Problem geworden. Im kleinen Reaktor (R-F2) konnte der Überlauf händisch freigelegt werden, im Reaktor R-F3 hingegen war das nicht möglich.

5.3.2. Lösungsansätze „Sandablagerung“

Sedimentbildung und die dadurch verursachten Probleme lassen sich durch einige grundlegende Maßnahmen minimieren:

- durch das regelmäßige leeren von Lagervorzone und Lagertanks
- durch den Aufbau einer ausreichenden Lagervorzonen -Kapazität
- durch die Anwendung ausreichender Rührverfahren

- durch eine angemessene Platzierung der Pumprohrstutzen, um Sand-Zirkulationen zu vermeiden
- durch das Vermeiden von Substrat mit hohem Sandanteil (bei Bioabfall nur durch Vorbehandlung möglich)
- durch die Nutzung von speziell entwickelten Methoden der Sand-Evakuierung aus den Fermentern (vgl. Al Seadi et al. 2008, 79).

Zur Abscheidung von Schwerstoffen aus dem Substrat werden meist Vorgruben mit Schwerstoffabscheidern eingesetzt, jedoch kann Sand, beispielsweise bei Hühnerkot, sehr stark an die organische Substanz gebunden sein, so dass in Vorgruben meist nur Steine und andere grobe Schwerstoffe abgeschieden werden. Erst während des biologischen Abbauprozesses wird ein Großteil des Sandes dann im Fermenter freigesetzt. Im Laufe der Zeit können diese Sinkschichten zu einer beträchtlichen Größe anwachsen, was das nutzbare Volumen eines Fermenters reduziert. Über Bodenräumer oder Bodenablässe können diese Sinkschichten aus dem Fermenter meist entfernt werden, jedoch setzen sich diese Fördermechanismen mit der Zeit auch mit Sand zu und müsssen bei Totalausfall aller Einheiten gewartet werden, was meist einen beträchtlichen Fermenterstillstand zur Folge hat. Bei sehr hohen Fermentern (über 10 m Höhe), kann der statische Druck ausreichen, um Sand, Kalk und Schlamm auszutragen (vgl. FNR 2013 51f).

5.4. Verstopfung von Rohrleitungen

Laut Abassi et al. 2012 (vgl. Seite 116), kann es bezüglich der Leitungen bei Agglomerationen des Substrates zu großen Stückbildungen kommen, welche die Übergänge verstopfen. Dieses Problem tritt in kontinuierlichen Systemen häufig auf.

5.4.1. Problemdefinition „Verstopfung von Rohrleitungen“

Eine Schwachstelle im Betrieb der kommunizierenden Gefäße war im Projekt „OptFuel“ die Überlaufsystematik. Hier kam es in den Überlaufrohren von R-F2 zu R-F3 vermehrt zu Verstopfungen durch das Gärsubstrat.

Während des Versuchsbetriebs wurde eine automatisierte Schubvorrichtung installiert, welche in kontinuierlichen Intervallen (alle 15 Minuten) das Substrat in den Reaktor R-F3 weitertransportierte. Dieser Eingriff konnte ein Weiterführen der Versuchsreihen gewährleisten und ein manuelles reinigen der Rohrleitungen ersparen. Jedoch war dieser Eingriff nur dazu da, das vorhandene Problem der Leitungsverstopfung in regelmäßigen

Abständen durch ein mechanishches Schubsystem zu beheben. Eine Verstopfung konnte dadurch jedoch nicht gänzlich vermieden bzw. im Vorfeld verhindert werden.

5.4.2. Lösungsansätze „Verstopfung von Rohrleitungen“

Zur Lösung dieser Thematik sind mehrere Denkansätze zu betrachten:

- Die deutsche Patentschrift DE 198 43 862 A1 beschreibt ein Verfahren zur Beseitigung von Ablagerungen und Schwimmschlamm durch Ultraschall. Die durch Ultraschall eingebrachte Energie führt dabei zur mechanischen Zerstörung bzw. Verhinderung der Feststoffagglomeration, was einer Propfenbildung entgegenwirkt. Diese Variante ist zwar äußerst effektiv, jedoch sind die Kosten für die Technologie sowie den Betrieb beträchtlich.

- Eine weitere Lösung bietet der komplette Überwachs- und Reinigungszyklus (Deutsche Patentschrift DE 197 23 715 A1), in welchem der Überdruck in einem Klärschlammbehälter kontinuierlich gemessen und bei Überschreitung eines vorgegebenen Wertes eine Reinigungsschleife aktiviert wird. Ein großer Nachteil dieser Variante ist, dass der richtige Zeitpunkt, eine Propfenbildung so zu vermeiden, oft versäumt wird. Außerdem ist die Tätigkeit selbst schwierig, zeitaufwendig sowie äußerst kostspielig.

Eine Methode, Verstopfungen im Vorfeld zu verhindern, kann das „Verfahren und die Vorrichtung zur Verhinderung der Verstopfung von Rohrleitungen bei Biogasanlagen“ (Patent: DE10056445 A1), darstellen.

Überlaufsysteme für Biogasanlagen werden meist über Druckluft gesteuert. Hierbei wird bei herkömmlichen Überlaufsystemen über eine Luftdruckleitung, die im inneren des Fermenters liegt und am unteren Ende des Überlaufrohres fest mit diesem verbunden ist, ein kurzer Impuls (Luftstoß) in das Überlaufrohr gegeben, um das zähflüssige Gärsubstrat in den Nachgärer bzw. den zweiten Fermenter zu befördern. Dadurch können Pumpenstandzeiten stark verlängert werden (falls vorhanden), da die natürlichen physikalischen Gegebenheiten ausgenützt werden.

Das Funktionsprinzip des bereits erwähnten Patents (DE10056445 A1) wird nachfolgend erläutert und kann in Abbildung 24 genauer betrachtet werden. Dabei taucht das Steigrohr (2), das mit der Revisionsöffnung (9) sowie dem Überlaufrohr (6) abschließt, in den Fermenter (3, 5), in dem sich das zu vergärende Substrat (10) befindet. Eine Druckluftleitung (12) wird in dem Steigrohr (2) so installiert, dass das im Steigrohr befindliche Ende der

Druckluftleitung zu jeder Zeit in das Gärsubstrat (10) eintaucht. Die Aufgabe der Druckluftleitung (12) ist, dass sie über ein Magnetventil, welches elektronisch ansteuerbar ist und die Impulsrate der Luftdosierung (7) steuert, Luft (11) in das Steigrohr leitet. Dadurch ist die Luftzuführung variierbar und optimierbar und kann auf das beliebige Substrat eingestellt werden. Der Lufteintrag führt durch die nach oben orientierte Öffnung (1) der Druckluftleitung zur Bildung einer großen Luftblase (11), welche ab einem gewissen Mindestvolumen (wichtig: da sich bei der Bildung vieler kleiner Blasen immer noch eine poröse Kruste ausbilden kann, die den Steigrohrdurchmesser kontinuierlich einengt) aufsteigt und das Gärsubstrat somit im Steigrohr in Bewegung hält. Diese Bewegungen im Rohr verhindern eine Pfropfenbildung (4) (vgl. Schmack Biogas GmbH 2000, 2).

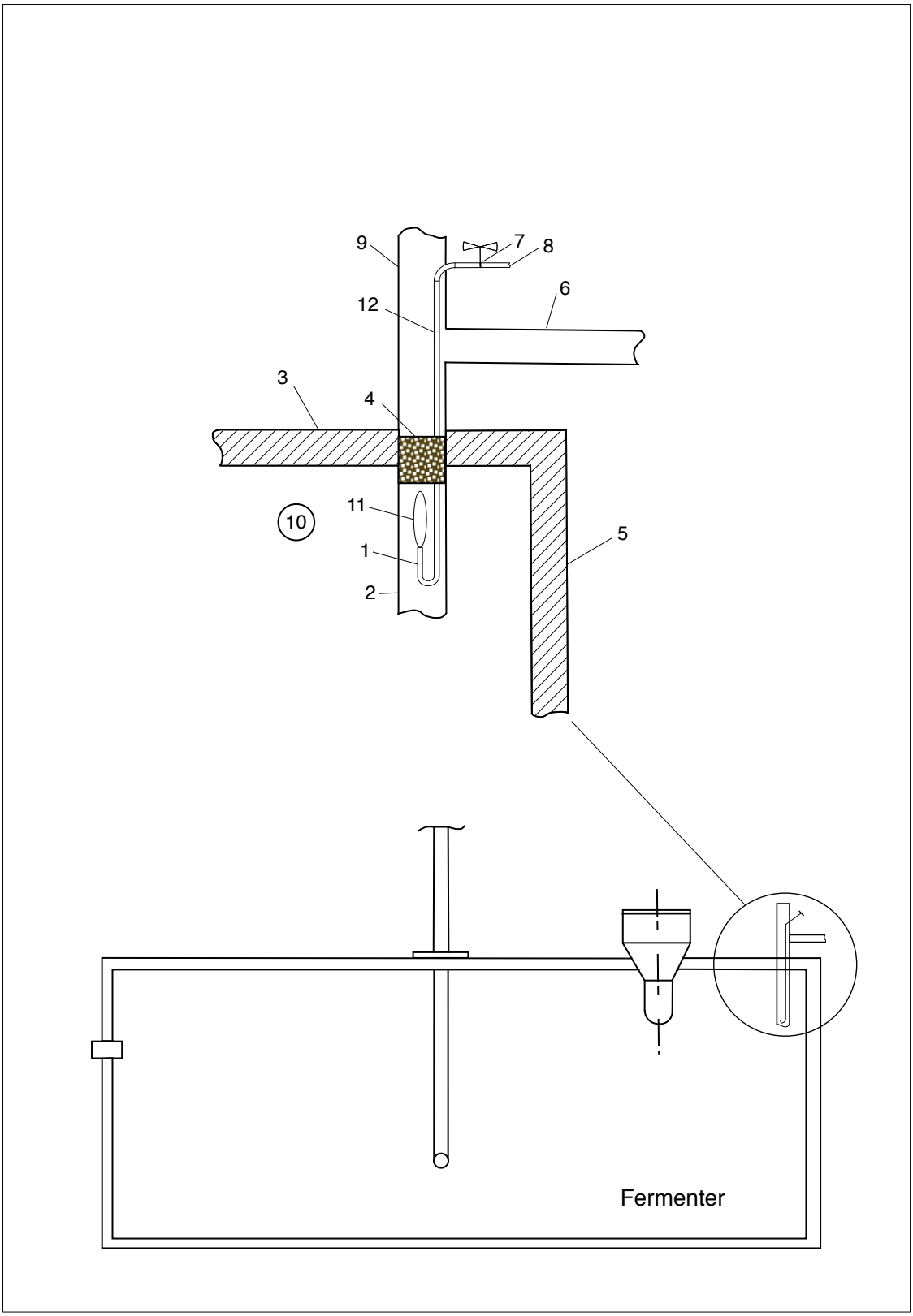


Abbildung 24: Verfahren und Vorrichtung zur Verhinderung der Verstopfung von Rohrleitungen bei Biogasanlagen (eigene Darstellung nach Schmack Biogas GmbH 2000, 4)

Ein Problem, das dieser Erfindung zugrunde liegt, ist, dass sich das Steigrohr (2) an der unteren Rohröffnung bei faserhaltigen Materialien schnell zusetzt. Dies liegt daran, dass sich die Fasern des Substrates, am unteren Ende um die Rohrkante legen. Dadurch stellen sich geringere Durchflussmengen ein, bis hin zur kompletten Verstopfung des Überlaufrohres. Eine Reinigung ist bei herkömmlicher Bauart nur mit großen Umständen möglich und eine Entleerung des Fermenters kann oft die einzige Alternative darstellen. Auch der Luftdruckschlauch kann ohne das Dach des Fermenters zu öffnen, nicht gewartet werden.

Eine 2011 beim deutschen Patentamt angemeldete Erfindung (Vorrichtung zum Spülen von automatischen Substratüberläufen in Biogasanlagen - DE 202011001433 U1), auch als „Autoblub“ bekannt, kann bei dieser Problematik Abhilfe schaffen.

Mit der Erfindung wird erreicht, dass der Überlauf mit Substrat gespült werden kann. Der Druckluftanschluss liegt nicht im Inneren des Fermenters, sondern außerhalb und ist somit leichter zu reinigen. Ein weiterer Vorteil dieser Erfindung ist das Absperrventil oben an dem Überlaufrohr, welches es möglich macht, Substrat auch durch den Überlauf nach unten in den Fermenter zu pumpen und so die Fasern, welche sich an der unteren Kante des Überlaufrohres festsetzen, in den Fermenter zu spülen. Falls sich das Überlaufrohr doch einmal zusetzen sollte, kann man durch das Reinigungsrohr eine sogenannte Spülmaus für den Hochdruckreiniger einbringen und das Rohr so freispülen. Eine vorteilhafte Ausführung der Erfindung ist in Abbildung 25 dargestellt. Ein T-Stück befindet sich am Luft- und Spüleingang, um einen Probenhahn anzuschließen ohne eine extra Kernbohrung bzw. ein extra Schachtfutter zu setzen (vgl. Maschinenring Kommunalservice Gmbh 2011, 2f).

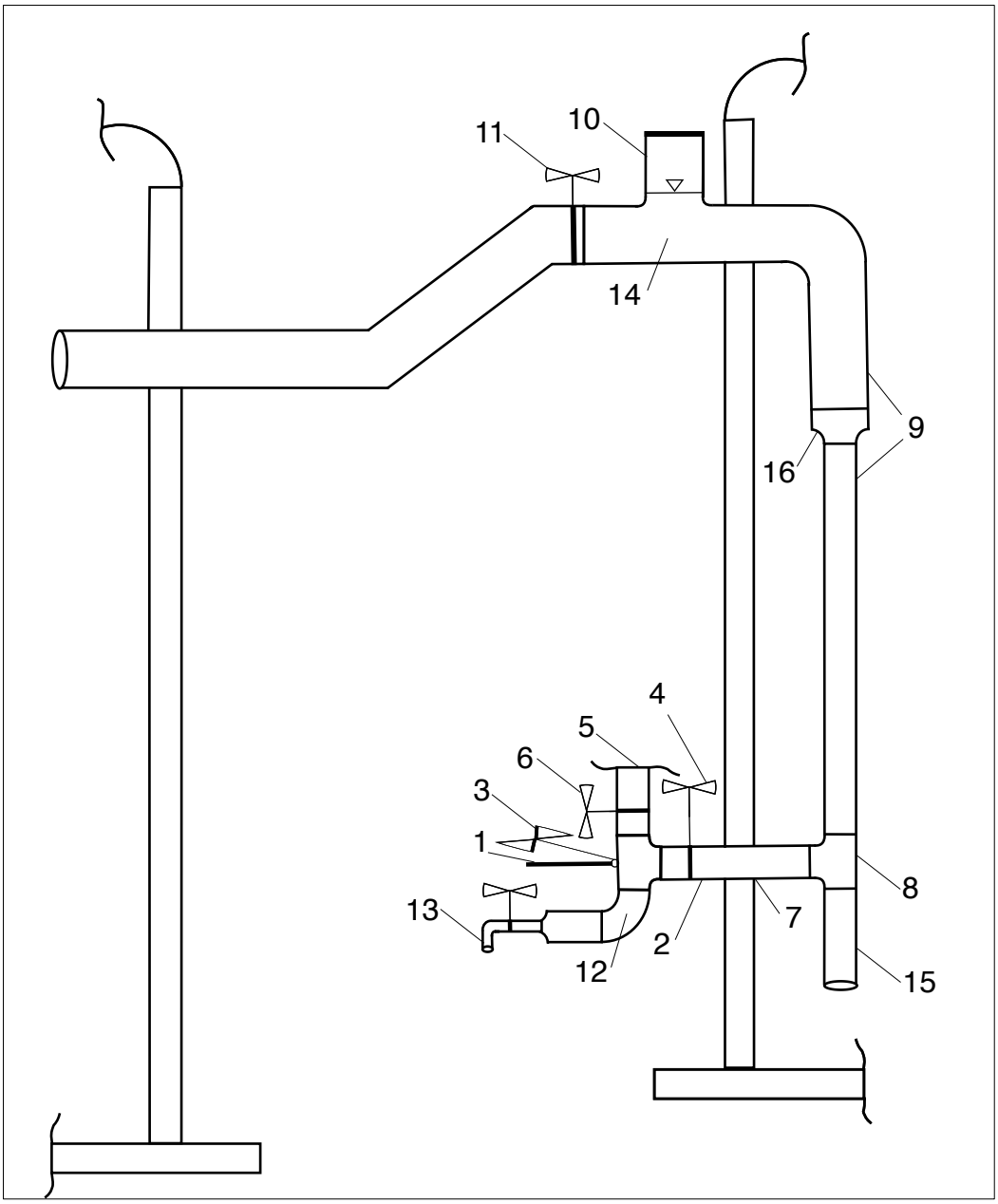


Abbildung 25: Vorrichtung zum Spülen von automatischen Substratüberläufen in Biogasanlagen (eigene Darstellung nach Maschinenring Kommunalservice GmbH 2011, 6)

Das Funktionsprinzip des bereits erwähnten Patents (DE 202011001433 U1) wird nachfolgend erläutert. Das außenliegende Teil des Autoblubrohres (2) vor dem Fermenter ist absperrbar (4) und am anderen Ende an den druckseitigen Pumpenkreislauf (5) angeschlossen, wobei das Rohr an dieser Stelle ebenfalls separat absperrbar ist (6). Das Autoblubrohr (2) ist nach innen durch die Behälterwand geführt und eingeklebt (7) und mit einem T-Stück (8) an das innenliegende Überlaufrohr (9) angeschlossen. Der Druckluftschlauch (1) ist außerhalb des Fermenters am Autoblubrohr (2) angebracht und kann durch einen Hahn (3) abgesperrt werden.

Am außenliegenden Autoblubrohr (2) ist vorzugsweise ein T-Stück (12) angebracht, an dem an einen Ausgang ein Probenhahn (13) angeschlossen ist und der andere Ausgang mit einem Absperrventil (6) druckseitig an den Pumpenkreislauf (5) angeschlossen ist.

Das Überlaufrohr (9) oben, außerhalb des Fermenters, weist vor dem Absperrventil (11) ein T-Stück (14) zur Reinigung auf, welches ein Reinigungsrohr (10) senkrecht nach oben abstehen lässt und mit einer Blindkappe verschlossen ist. Hier kann druckseitig ein Pumpenkreislauf angeschlossen und so das Substrat Rückgespült werden.

An dem T-Stück (8) des Überlaufrohres (9), an dem zur Seite das Autoblubrohr abgeht, ist ein Stück Rohr (15) nach unten angeschlossen, damit der Substrateingang auf jeden Fall tiefer liegt als der Autoblubanschluss.

Der obere Bereich des Überlaufrohres (9) ist mit einer Querschnittserweiterung (16) versehen, um einer Verstopfung im Knick vorzubeugen, da der Überlauf von einem in den anderen Behälter größer ausgelegt wird als der Teil, in dem das Gärsubstrat senkrecht aufsteigt (vgl. Maschinenring Kommunalservice Gmbh 2011, 2f).

Die Integrierung dieser Technologie in die Technikumsanlage müsste bereits in der Planungsphase der Reaktoren erfolgen, da eine nachgeschaltete Implementierung der notwendigen Einbauten mit einem erheblichen konstruktionstechnischen Aufwand im Reaktor R-F2 verbunden wäre.

6. Diskussion und Schlussfolgerung

In Bezug auf die Biogasproduktion sind wir heute an einem Punkt, an dem Theorie und Technik schon sehr ausgereift und weit entwickelt sind und der Weg der Forschung in der Optimierung liegt.

Eine Erhöhung der Ressourceneffizienz beziehungsweise eine Anlagenoptimierung kann erreicht werden, indem der Status Quo einer nach dem Stand der Technik betriebenen Anlage durch gezielte Maßnahmen so verändert wird, dass sich zum Ende ein bestimmter Soll-Zustand (das Optimum) einstellt.

Grundsätzlich lässt sich die Ressourceneffizienz des vorliegenden Anlagenverbundes durch technologische Maßnahmen optimieren. Dennoch können, besonders im Bereich der Biogasanlagen, ökonomische sowie umweltrelevante Verbesserungen/Veränderungen für den wirtschaftlichen Fortbestand dieser Technologie ausschlaggebend sein beziehungsweise ist ein Verbund der Bereiche Umwelt, Technik und Ökonomik unumgänglich.

Die Verwertung von CO_2 und Strom aus volatilen, erneuerbaren Energiequellen in einem optimierten Gesamtprozess zur Bereitstellung von Methan aus biogenen Reststoffen, stellt ein innovatives Konzept dar.

Durch die Verwertung von Bioabfall kann Wasserstoff in der biotechnologischen H_2-Fermentation CO_2-neutral hergestellt werden. Darüber hinaus muss, um das gesamte CO_2, umgewandelt in CH_4, nutzbar zu machen, elektrolytisch erzeugter Wasserstoff in das System integriert werden. Die Möglichkeit der Methanisierung des Wasserstoffs stellt ein großes Speicherpotential in den vorhandenen Gasnetzen dar und könnte somit einen positiven Beitrag zur Verwertung von biotechnologisch erzeugtem CO_2 leisten.

Umweltpolitisch betrachtet, kann man der Vergärung des Substrats „Bioabfall“, bezogen auf die Bioabfallstrategie 2014 (Vergärung soll die langfristig, bevorzugte Behandlungsart für geeignete Abfälle darstellen) in Österreich erhebliche Umsetzungs- und Wachstumschancen zuschreiben. Momentan werden lediglich 25 % der in Österreich anfallenden, getrennt gesammelten biogenen Abfälle in Biogasanlagen verwertet (Rest wird kompostiert) (vgl. Lampert et al. 2014, 7).

Seit 1. Jänner 2015 ist zum Beispiel in Deutschland das novellierte Kreislaufwirtschaftsgesetz in Kraft, welches eine flächendeckende Entsorgung von getrennt gesammeltem Bioabfall vorsieht. In der Vergangenheit wurde dieser teilweise noch vermischt mit Restabfall entsorgt. Laut Prognosen wird die Menge dadurch um bis zu 30 % ansteigen, was wiederum Konzepte wie PtG sowie „OptFuel“ zur effizienten Nutzung von Biogas, für die

Integrierung in bereits bestehende Kompost-, Klär- und Biogasanlageninfrastrukturen interessant und notwendig macht. Der momentan noch ungenutzte CO_2-Anteil im Biogas, kann durch die Umsetzung der „OptFuel"-Technologie den Beitrag von Biogasanlagen zur Netzstabilisierung deutlich erhöhen (vgl. Milles 2014, 2).

Aus im RSA Projekt „OptFuel" hervorgegangenen Zusatzaufträgen der Industriepartner OMV und EVN wurde die Umsetzung des Prozesskonzeptes auf bestehender Infrastruktur, (im speziellen auf nach dem AWG genehmigte Biogasanlagen sowie Kläranlagen mit Schlammfaulung) technologisch dahingehend optimiert, dass für einen ersten roll-out möglichst geringe Investitionskosten zu veranschlagen sind.

Um die Frage „Inwieweit können die Technikums-Biogas-Reaktoren aus dem Projekt „OptFuel" zur anaeroben Vergärung organischer Reststoffe ein optimales Reaktordesign darstellen?", beantworten zu können, bezieht sich der Autor auf die im Kapitel 5 „Möglichkeiten einer Optimierung der Technikumsanlage auf Basis des Versuchsbetriebes" beschriebenen Schwierigkeiten. Das Design der eigens für den Technikumsbetrieb entwickelten Reaktoren hat sich bis auf geringfügige Optimierungen (Positionierung der Messstellen) für die Erreichung der Zielvorgaben bewährt. In der Weiterführung des Projektes in Form von industriellen Demoanlagen, kann man diese Frage jedoch vernachlässigen, da, wie zuvor erwähnt, auf bereits bestehende Anlagen zurückgegriffen bzw. aufgebaut werden sollte.

Eine Implementierung der Konzepte PtG und insbesondere OptFuel auf flächendeckender Basis muss jedoch momentan noch auf Grund hoher Investitionskosten der Technologiekomponenten (Fermentation, Elektrolyse, Methanisierung) und den dadurch hohen spezifischen Gasgestehungskosten sowie den noch relativ geringen Anteil an verwertbaren Stromüberschüssen kritisch betrachtet werden.

Literaturverzeichnis

Abassi, T., Tauseef, S.M., Abbasi, S.A., 2012. Biogas Energy. Center for Pollution Control and Environmental Engineering. India: Pondicherry University.

Ahamed, A., Chen, C—L., Rajagopal, R., Wu, D., Mao, Y., Ho, I.J.R., Lim, J.W., Wang, J.-Y., 2015. Multi-phased anaerobic baffled reactor treating food waste. 2015 Elsevier Ltd.: Bioresource Technology 182 (2015) 239-244.

Al Seadi, T., Rutz, D., Prassl, H., Köttner, M., Finsterwalder, T., Volk, S., Janssen, R., 2008. Biogas – Handbook. Denmark: University of Southern Denmark Esbjerg.

Bakonyi, P., Nemestóthy, N., Simon, V., Bélafi-Bakó, K., 2014. Review on the start-up experiences of continuous fermentative hydrogen producing bioreactors. 2014 Elsevier Ltd: Renewable and Sustainable Energy Reviews 40 (2014) 806 – 813.

Bazzanella, A., Krämer, D., Peters, M., 2010. CO_2 als Rohstoff. Magazin: Nachrichten aus der Chemie. 58. Dezember 2010.

BMWFI 2012. Technische Grundlage für die Beurteilung von Biogasanlagen – 2012. Wien: Bundesministerium für Wirtshaft, Familie und Jugend.

Budzianowski, W.M., 2015. A review of potential innovations for production, conditioning and utilization of biogas with multiple-criteria assessment. 2015 Elsevier Ltd: Renewable and Sustainable Energy Reviews 54 (2016) 1148 – 1171.

Divya, D., Gopinath, L.R., Christy, M.P., 2014. A review on current aspects and diverse prospects for enhancing biogas production in sustainable means. 2014 Elsevier Ltd: Renewable and Sustainable Energy Reviews 42 (2015) 690 – 699.

Götz, M., Lefebvre, J. Mörs, F., McDaniel Koch, A., Graf, F., Bajohr, S., Reimert, R., Kolb, T., 2015. Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review. 2015 Elsevier Ltd: Renewable Energy 85 (2016) 1371 - 1390.

Hornbachner, D., Hutter, G., Moor, D., 2005. Biogas-Netzeinspeisung. Rechtliche, wirtschaftliche und technische Voraussetzungen in Österreich. Berichte aus Energie- und Umweltforschung. Wien: Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie.

Krishnan, S., Singh, L., Sakinah, M., Thakur, S., Wahid, Z.A., Alkasrawi, M., 2016. Process enhancement of hydrogen and methane production from palm oil mill effluent using two-stage thermophilic and mesophilic fermentation. 2016 Elsevier Ltd: international journal of hydrogen energy 41 (2016) 12888 – 12898.

FNR, 2013. Leitfaden Biogas - Von der Gewinnung zur Nutzung. 6. überarbeitete Auflage. Gülzow-Prüzen: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR).

Foith, P., 2013. Methanisierung als chemischer Verwertungsweg für Kohlendioxid. Universitärer Forschungsbericht. Motanuniversität Leoben: Lehrstuhl für Verfahrenstechnik.

Tichler, R., Lindorfer, J., Friedl, C., Reiter, G., Steinmüller, H., 2014. FTI-Roadmap Power-to-Gas für Österreich. Berichte aus Energie- und Umweltforschung. Wien: Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie.

Heinisch Ges.m.b.H., 2010. Ex-geschützte Ventilatoren. Wandringventilatoren - Für explosionsgefährdete Bereiche. Technisches Datenblatt.

Institut für Energetik und Umwelt GmbH, Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft, Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft e.V., 2006. Handreichung Biogasgewinnung und –nutzung. Gülzow: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.v.

Kastner, V., Martinek, S., Schnitzhofer, W., 2014. Bericht zur Substratauswahl. Version 01. Für das Projekt OptFuel. Steyr-Gleink: PROFACTOR GmbH.

Lampert, C., Reisinger, H., Zethner, G., 2014. Bioabfallstrategie. Report 0483. Wien: Umweltbundesamt GmbH.

Lehner, A., Effenberg, M., Beck, J., Hiepp, G., Götz, J., 2009. Hinweise zum Anfahren einer Biogasanlage. Zusammengestellt von der Arbeitsgruppe III (Prozessbiologie, -bewertung und Analytik) im „Biogas Forum Bayern“.

Liu, D. 2008. Bio-hydrogen production by dark fermentation from organic wastes and residues. PhD Thesis. Technical University of Denmark, Department of Environmental Engineering.

Madsen, M., Holm-Nielsen, J.B., Esbensen, K.H., 2011. Monitoring of anaerobic digestion processes: A review perspective. 2011 Elsevier Ltd: Renewable and Sustainable Energy Reviews 15 (2011) 3141– 3155.

Mao, C., Feng, Y, Wang, Z., Ren, G., 2015. Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. 2015 Elsevier Ltd: Renewable and Sustainable Energy Reviews 45 (2015) 540–555.

Maschinenring Kommunalservice Gmbh, 2011. Vorrichtung zum Spülen von automatischen substratüberläufen in Biogasanlagen. Offenlegungsschrift: DE202011001433 U1.

Milles, U., 2014. Bioabfall: Kompost und Biogas kombinieren. Eggenstein-Leopoldshafen: FIZ Karlsruhe – Leibnitz Institut für Informationsinfrastruktur GmbH.

Müller-Langer, F., Rönsch, S., Weithäuser, M., Oehmichen, K., Scholwin, F., Höra, S., Scheftelowitz, M., 2009. Ökonomische und ökologische Bewertung von Erdgassubstituten aus nachwachsenden Rohstoffen. Leipzig: Deutsches Biomasse Forschungs Zentrum gemeinnützige GmbH.

ÖVGW 2001. Regeln der ÖVGW; Richtlinie G 31-Erdgas in Österreich-Gasbeschaffenheit. Österreichische Vereinigung für das Gas- und Wasserfach; Wien.

Postel, J., Jung, U., Fischer, E., Scholwin, F., 2009. Stand der Technik beim Bau und Betrieb von Biogasanlagen. Dessau-Rolau: Umweltbundesamt.

Rechtenbach, D., 2009. Fermentative Erzeugung von Biowasserstoff aus biogenen Roh- und Reststoffen. Stuttgart: Verlag Abfall *aktuell*, 2009. Hamburger Berichte; Bd. 34.

Reiter, G., Lindorfer, J., 2013. Möglichkeiten der Integration von Power-to-Gas in das bestehende Energiesystem. In: Steinmüller H, Hauer A, Schneider F (Hrsg.) Jahrbuch Energiewirtschaft 2013. NWV Verlag, Wien 2013. ISBN 978-3-7083-0954-5.

Rosenberg Ventilatoren GmbH, 2013. Axialventilatoren mit quadratischer Wandplatte oder Doppelflanschgehäuse. Technisches Datenblatt.

Schmack Biogas GmbH, 2000. Verfahren und Vorrichtung zur Verhinderung der Verstopfung von Rohrleitungen bei Biogasanlagen. Offenlegungsschrift: DE10056445 A1.

Steinmüller, H., Reiter, G., Tichler, R., Friedl, C., Furtlehner., Lindorfer, J., Schwarz, M., Koppe, M., Biegger, P., Felder, A., Lehner, M., Harasek, M., Makaruk, A., Miltner, M., Fraubaum, M., Haider, M., Begluk, S., Gawlik, W., Maier, C., Haas, R., Ajanovic, A., 2014. Power to Gas – eine Systemanalyse. Markt- und Technologiescouting. Endbericht 2014. Energieinstitut an der Johannes Kepler Universität Linz.

Steinmüller, H., 2015. Systemanalyse PtG in Kläranlagen. Linz: Energieinstitut an der JKU Linz.

Sterner, M., Stadler, I., 2014. Der positive Beitrag dezentraler Batteriespeicher für eine stabile Stromversorgung. Kurzstudie. Regensburg: Forschungsstelle für Energienetze und Energiespeicher (FENES).

PiT GmbH, 2015. Selbstlimitierendes Elektroheizband HL-FSLe. Datenblatt.

VdS 3470, 2014. Publikation der deutschen Versicherer zur Schadenverhütung – Biogasanlagen. Version 22.02.2015.

Wagner Vertriebs GmbH. Gasflaschenschrank für 6 Flaschen. Produktdatenblatt. D-45721 Haltern am See.

Watter, H., 2009. Nachhaltige Energiesysteme – Grundlagen, Systemtechnik und Anwendungsbeispiele aus der Praxis. Wiesbaden: Vieweg + Teubner I GWV Fachverlag GmbH.

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Einsatz von zusätzlichem Wasserstoff aus Power-to-Gas Anlagen in Biogasanlagen (eigene Darstellung nach Steinmüller et al. 2014, 256) 10
Abbildung 2: Vier Phasen der Biogaserzeugung (eigene Darstellung nach Watter 2009, 186) 13
Abbildung 3: Prognostizierte installierte Leistung von Windkraft und Photovoltaik an ausgewählten europäischen Ländern bis 2025 (Reiter u. Lindorfer 2013, 18 zitiert nach Pieper et al. Boston Consulting Group, 2010). 21
Abbildung 4: Speicherarten im Vergleich nach Speicherkapazität und Ausspeicherdauer (Sterner und Stadler 2014, 5) 23
Abbildung 5: Schematische Darstellung der Prozessschritte in einem Power-to-Gas System (Steinmüller 2015, 6)..... 23
Abbildung 6: Schematische Darstellung von a)AEC b)PEMEC c)SOEC (nach Steinmüller et al. 2014, 31)..... 25
Abbildung 7: Vereinfachte Anlagenskizze der geplanten Technikumsanlage (Steinmüller 2015, 14)..... 27
Abbildung 8: Gasdetektion für Wasserstoff und Methan (eigene Darstellung 2015) 30
Abbildung 9: Errichtung der Technikumsanlage (eigene Darstellung 2015)..... 33
Abbildung 10: R&I Fließschema Fermentation (eigene Darstellung 2016)..... 34
Abbildung 11: Awite Awiflex Steuereinheit (eigene Darstellung 2015) 44
Abbildung 12: Selbstlimitierendes Heizband an R-F2 (eigene Darstellung 2015) 45
Abbildung 13: Über-/Unterdrucksicherung nach dem Wassertassenprinzip (eigene Darstellung 2015)..... 46
Abbildung 14: Kondensatabscheider für Gasleitungen der Fermentation (eigene Darstellung 2016)..... 47
Abbildung 15: Foliengasspeicher B-02 und B-03 - 3 Liter FlexFoil Sample Bag (eigene Darstellung 2015)..... 48
Abbildung 16: HAUG Kompressor der TU Wien (eigene Darstellung 2015) 49
Abbildung 17: Gasmembranaufbereitungsanlage der TU Wien (eigene Darstellung 2015).. 51
Abbildung 18: Methanisierungsanlage der Montanuniversität Leoben (eigene Darstellung 2015)..... 52
Abbildung 19: Fackel (eigene Darstellung 2015)..... 53
Abbildung 20: Daten der Gasanalytik aus R-F2 der 5-wöchigen Inbetriebnahmephase (eigene Darstellung 2016)..... 56
Abbildung 21: Ritter Trommelgaszähler (eigene Darstellung 2015) 59
Abbildung 22: liegender Tankfermenter mit Paddelrührwerk (Institut für Energetik und Umwelt GmbH 2006, 60) 63
Abbildung 23: ViscoJET Rührwerk nach dem Venturi Prinzip (eigene Darstellung 2016)..... 66
Abbildung 24: Verfahren und Vorrichtung zur Verhinderung der Verstopfung von Rohrleitungen bei Biogasanlagen (eigene Darstellung nach Schmack Biogas GmbH 2000, 4) 76
Abbildung 25: Vorrichtung zum Spülen von automatischen Substratüberläufen in Biogasanlagen (eigene Darstellung nach Maschinenring Kommunalservice GmbH 2011, 6) 78

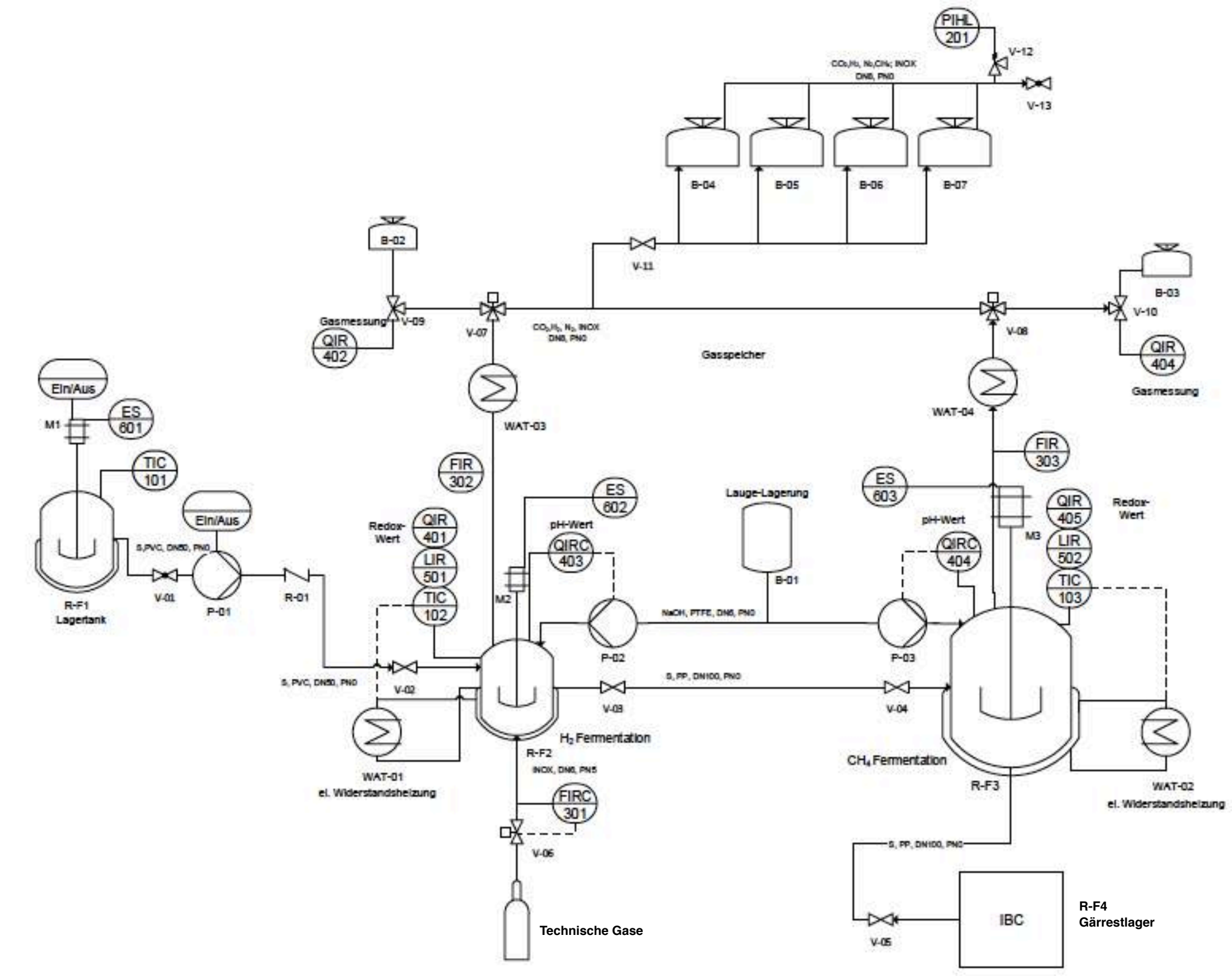
Tabellenverzeichnis

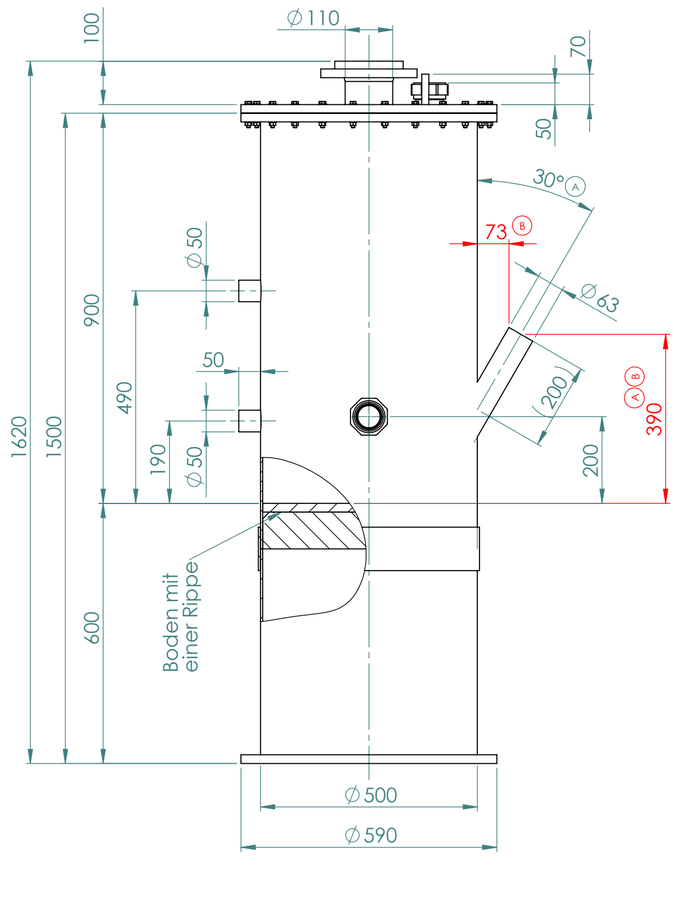
Tabelle 1: Hemmstoffe bei anaeroben Abbauprozessen (verändert nach FNR 2013, 15) 16
Tabelle 2: Inhaltsstoffe von Rohbiogas (verändert nach Hornbachner et al., 124) 19
Tabelle 3: Gasqualitätsanforderung für Biogas zur Einspeisung in das österreichische Erdgasnetz (leicht verändert nach ÖVGW 2001, s.p.) 20
Tabelle 4: Einzelreaktionen an Elektroden - Technologieabhängig (leicht verändert nach Steinmüller et al. 2014, 31) 24
Tabelle 5: Technische Daten Axialventilator EQ 200-4 (Rosenberg Ventilatoren GmbH 2013, 150) 28
Tabelle 6: Technische Daten Ex-Geschützter Ventilator Typ EZQ 20/4-E E Ex e (vgl. Heinisch 2010, 202) 29
Tabelle 7: Technische Details Einhausung Gasspeicher 30
Tabelle 8: Technische Daten Gasflaschenschrank (eigene Darstellung 2016 nach Wagner Vertriebs GmbH) 31
Tabelle 9: Technische Daten Kühlung R-F1 36
Tabelle 10: Technische Daten R-F1 37
Tabelle 11: Technische Daten Rührwerk M2 u. M3 (eigene Darstellung 2016) 38
Tabelle 12: Technische Details Reaktor R-F2 u. R-F3 (eigene Darstellung 2016) 39
Tabelle 13: Beschreibung der wesentlichen Verfahrensschritte der Fermentation (eigene Darstellung 2015) 40
Tabelle 14: Membrangasspeicher B-04 bis B-07, liegender Beutel 48
Tabelle 15: Startbedingungen Versuchsbetrieb Fermentation (eigene Darstellung 2016) 54
Tabelle 16: Sonderbauformen in der Nassvergärung (eigene Darstellung nach Postel et al. 2009, 78) 64
Tabelle 17: Tauchmotor-Propellerrührwerke (verändert nach FNR 2013, 46) 67
Tabelle 18: Langachsrührwerk (verändert nach FNR 2013, 47) 68
Tabelle 19: Axialrührwerk (verändert nach FNR 2013, 48) 69
Tabelle 20: Paddel-/Haspelrührwerk (verändert nach FNR 2013, 49) 69
Tabelle 21: Pneumatische Fermenterdurchmischung (verändert nach FNR 2013, 50) 71
Tabelle 22: Hydraulische Fermenterdurchmischung (verändert nach FNR 2013, 50) 71

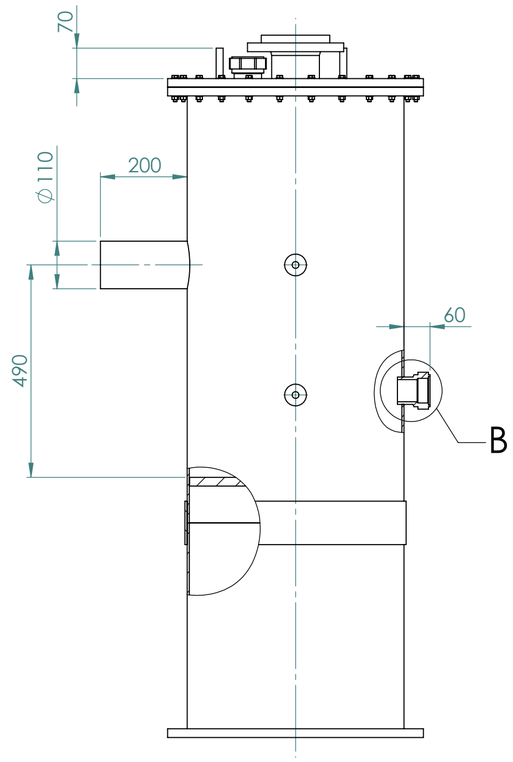
Formelverzeichnis

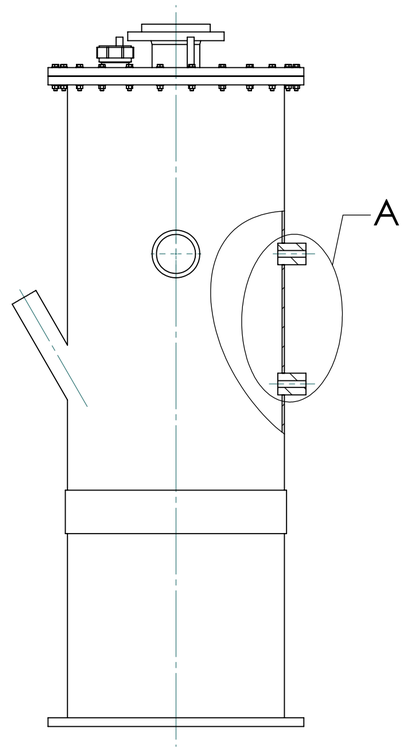
Formel 1: Raumbelastung B_R (leicht verändert FNR 2013, 16) 16
Formel 2: Hydraulische Verweilzeit HRT (leicht verändert nach FNR 2013, 16) 17
Formel 3: Methan-Produktivität (leicht verändert nach FNR 2013, 16) 17
Formel 4: Methan-Ausbeute (leicht verändert nach FNR 2013, 16) 17
Formel 5: Abbaugrad der Biomasse (leicht verändert nach FNR 2013, 17) 18

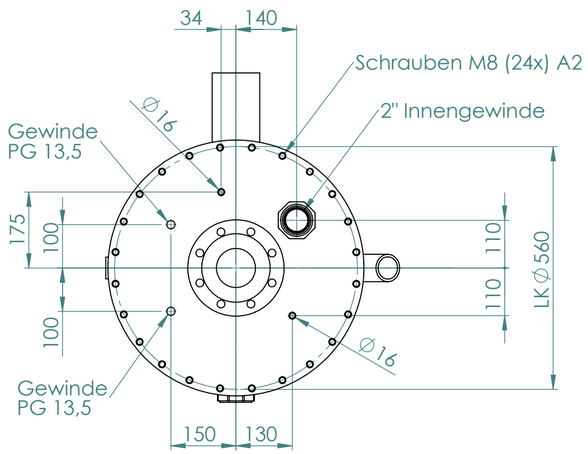
Anhang

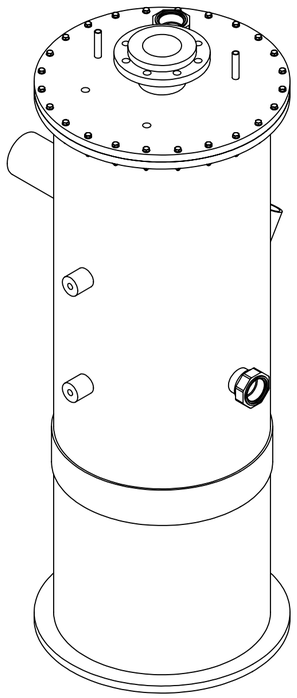

PIHL 201
V-12
V-13
B-04
B-05
B-06
B-07
B-02
V-11
B-03
V-10
Gasmessung
V-09
V-07
V-08
QIR 402
QIR 404
Gasspeicher
Gasmessung
WAT-03
WAT-04
Ein/Aus
M1
ES 601
TIC 101
FIR 302
FIR 303
ES 602
ES 603
Lauge-Lagerung
Redox-Wert
QIR 401
pH-Wert
QIRC 403
LIR 501
TIC 102
M2
B-01
QIR 405
QIRC 404
LIR 502
TIC 103
M3
R-F1
Lagertank
V-01
P-01
R-01
P-02
P-03
V-02
V-03
V-04
H2 Fermentation
R-F2
CH4 Fermentation
R-F3
WAT-01
el. Widerstandsheizung
WAT-02
el. Widerstandsheizung
FIRC 301
V-06
V-05
IBC
R-F4
Gärrestlager
Technische Gase



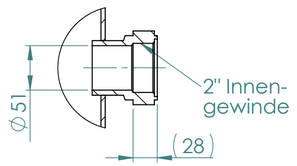




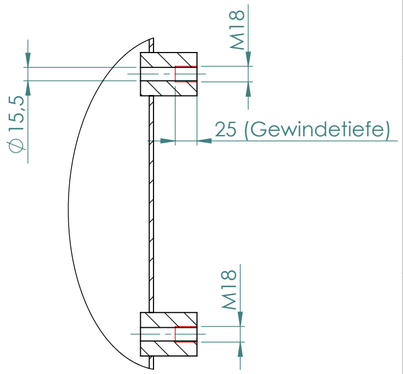




DETAIL B MAßSTAB 1 : 5



DETAIL A MAßSTAB 1 : 5



techn. Aenderungen vorbehalten!

Freigabezeichnung

Rev.	Datum	Bearb.	Änderung
B	06.07.2015	SL	Korrektur lt. e-mail von Fr. Dr. Leitner (06.07.2015)
A	06.07.2015	SL	Korrektur lt. tel. Rücksprache mit Fr. Dr. Leitner

EDLMAIR KUNSTSTOFFTECHNIK GMBH
Linzer Straße 44, A-4501 Neuhofen/Krems
Tel.: 0043(0)7227/4784-0, Fax: 0043(0)7227/5195

Auftrag Nr.:	Masse:	Maßstab: 1:10	Position:	Menge: 1
9-229-2015	35 kg	Werkstoff: PP-els / Stutzen PP		

	Name	Datum
Bearb.	SL	02.07.2015
Gepr.		
Norm		

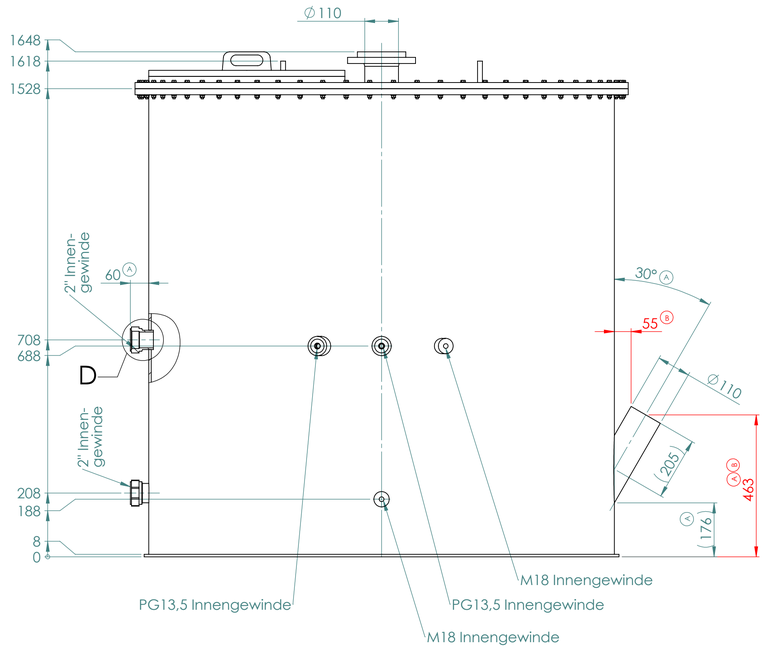
allg. Maßtoleranzen lt. DVS 2206 (-8)bei 20°C

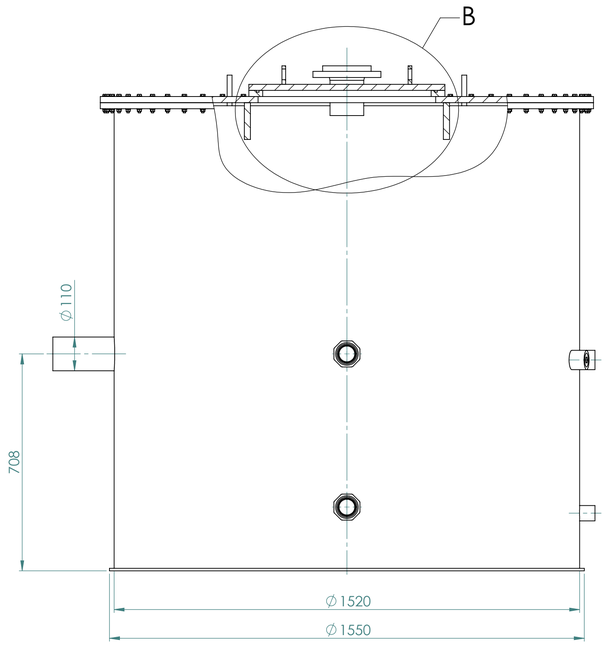
Reaktor 1

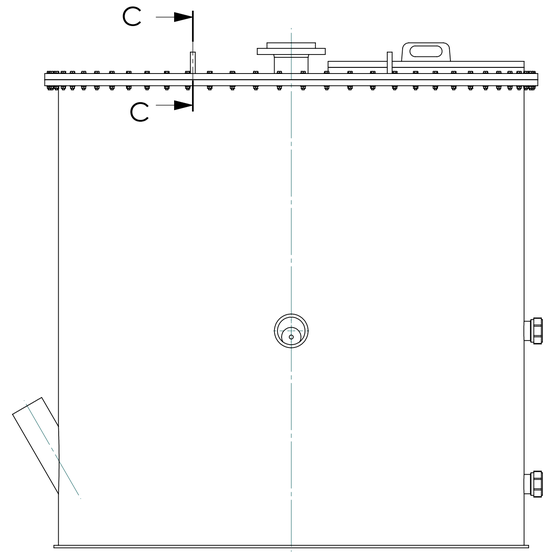
Energieinstitut an der JKU | Z-Nr. C 2668 | Blatt 1/1 | A2

EDV Nr. M:\Jahr 2015\Firmen (9er)\Energieinstitut an der JKU\9-229-2015_PPs-el-Behälter\Zeichnungen\C

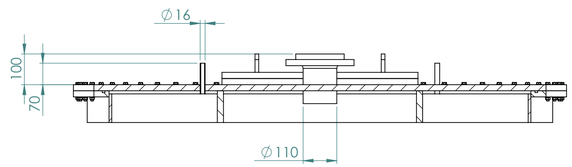
Diese Zeichnung ist urheberrechtlich geschützt. Sie darf ohne unsere ausdrückliche Zustimmung weder vervielfältigt noch in irgendeiner Weise verwertet oder Dritten mitgeteilt bzw. weitergegeben werden.

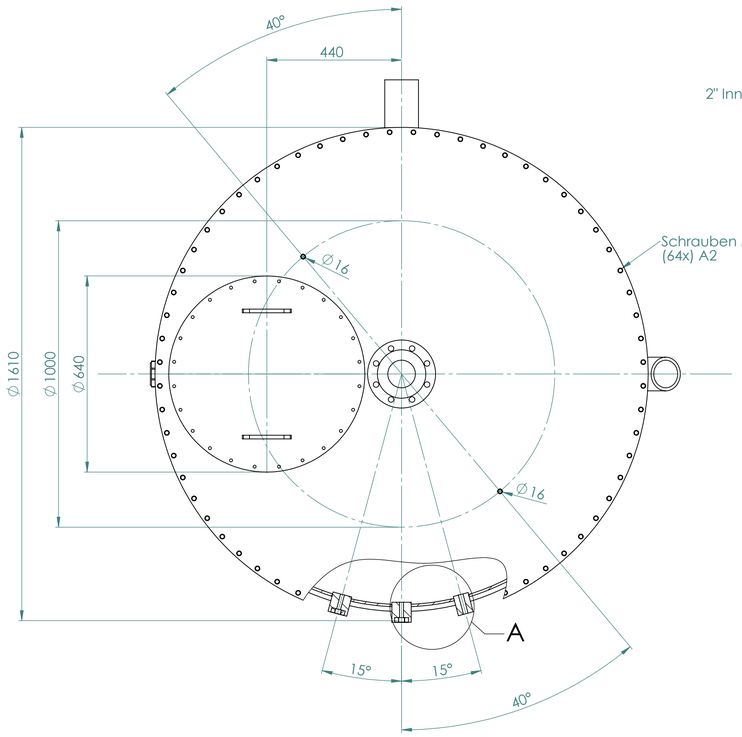




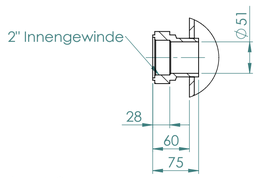


SCHNITT C-C

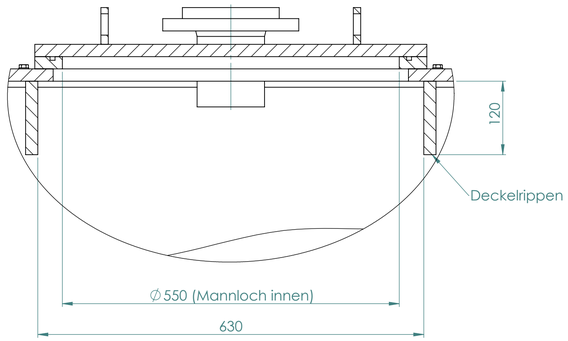




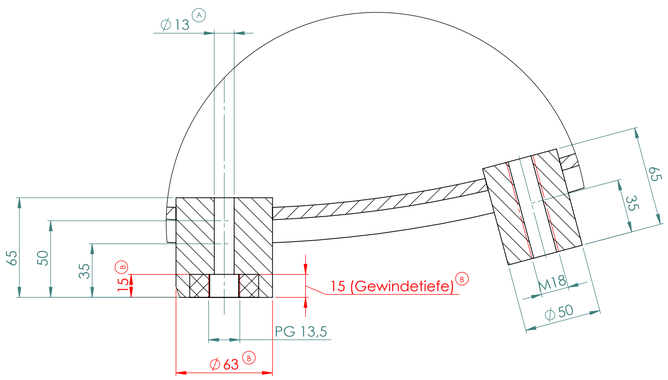
DETAIL D
MAßSTAB 1 : 5

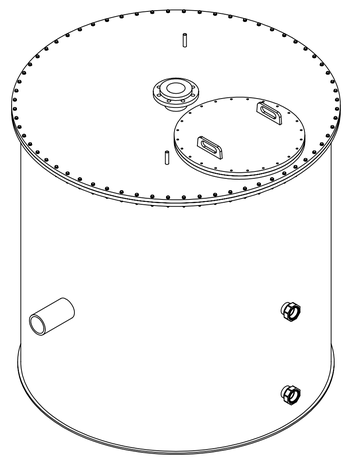


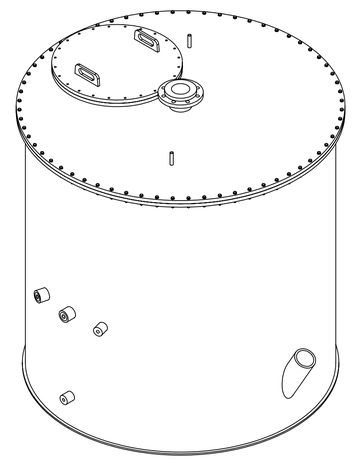
DETAIL B
MAßSTAB 1 : 5



DETAIL A
MAßSTAB 1 : 2







techn. Aenderungen
vorbehalten!

Rev.	Datum	Bearb.	Änderung
B	06.07.2015	SL	Korrektur lt. e-mail von Fr. Dr. Leitner (06.07.2015)
A	06.07.2015	SL	Korrektur lt. tel. Rücksprache mit Fr. Dr. Leitner

EDLMAIR
KUNSTSTOFFTECHNIK GMBH
Linzer Straße 44 A-4501 Neuhofen/Krems
Tel.: 0043/07227/4786-0 Fax: 0043/07227/5195

Auftrag Nr.	9-229-2015	Masse:	
Maßstab	1:10	Position	Menge: 1
Werkstoff	PPel-s / Stutzen PP		
	Name	Datum	
Bearb.	SL	06.07.2015	Reaktor 2
Gepr.			
Norm			

allg. Maßtoleranzen lt. DVS 2204 (-8)bei 20°C

Energieinstitut an der JKU | Z-Nr. C 2669 | Blatt 1/1 | A1

EDV Nr. M:\Jahr 2015\Firmen (9er)\Energieinstitut an der JKU\9-229-2015_PPs-el-Behälter\Zeichnungen\C

Diese Zeichnung ist urheberrechtlich geschützt. Sie darf ohne unsere ausdrückliche Zustimmung weder vervielfältigt noch in irgendeiner Weise verwertet oder Dritten mitgeteilt bzw. weitergegeben werden.

Heizband für den Frostschutz oder die Temperaturhaltung an Rohrleitungen und Behältern, auch im Ex-Bereich

HL-FSLe

Selbstlimitierendes Elektroheizband

Paßt die Leistungsabgabe automatisch der Oberflächentemperatur an.

Verarbeitung ohne Verluste

Geprüft für den Einsatz in aggressiver Atmosphäre
Kein Überhitzen, kein Durchbrennen

Breite Palette an Zubehör

Automatische Temperaturanpassung bei steigender und fallender Temperatur

Zertifiziert für den Einsatz in Ex-Zonen.

Lieferbar für 220/240 Volt

Eigenschaften

HL-FSLe ist ein selbstlimitierendes Heizband in Industrieausführung geeignet für den Einsatz als Frostschutz oder zur Temperaturhaltung an Rohrleitungen und Behältern. Bevorzugter Einsatz im Anlagenbau und in der Kältetechnik.
Das Heizband kann verlustfrei vor Ort auf die benötigte Länge abgeschnitten und konfektioniert werden.
HL-FSLe ist geprüft und zugelassen für den Einsatz im Ex-Bereich und unter korrosiver Atmosphäre.

Bedingt durch die selbstlimitierenden Eigenschaften ist gewährleistet, dass es auch bei Überlappungen und Kreuzungen nicht zu Überhitzung oder Durchbrennen kommt.

Die Montage ist schnell und einfach. Es werden keinerlei Spezialwerkzeuge benötigt.
Erforderliche Anschlußkomponenten stehen in entsprechen Einheiten zur Verfügung.

Ausführung

HL-FSLe....C Mit Schutzleitergeflecht aus verzinntem Kupfer

HL-FSLe....CT mit zusätzlicher Außenisolierung aus Thermoplast

HL-FSLe....CF mit zusätzlicher Außenisolierung aus Fluorpolymer geeignet für erhöhte Korrosionsanforderungen

Technische Daten

Maximale Betriebstemperatur	65°C
Maximal zul. Oberflächentemperatur abgeschaltet 1000 Std kumuliert	85°C
Minimale Verarbeitungstemperatur	-40°C
Betriebsspannung	220/240VAC
	110/120VAC auf Anfrage
Max. Widerstand des Schutzleiter-geflechtes.	18,2 Ω/km
T-Klasse	bis 23W/m T6(85°C)
	Ab 31W/m oder 277V T4(35°C)

Maße und Gewichte

Heizband Type	Maße in mm	Gewicht kg/100m	kleinster Biegeradius	Kabel-Versch.
HL-FSLe..	8,5x3,9	4,6	.. 25mm	. M20
HL-FSLe..C	9,3x4,7	9,2	... 30mm	. M20
HL-FSLe. CT.	10,5x5,9	10,2	... 35mm	. M20
HL-FSLe..CF	10,5x5,9	9,9	... 35mm	. M20

Bestellangaben

Beispiel

HL-..FSLe.2.CT

- Selbstlimitierendes Heizband
- Type FSLe
- Betriebsspannung 220/277 VAC
- Schutzleitergeflecht aus Cu verzinnt
- Außenschutzmantel (optional)
- Aus thermoplastischem Kunststoff

Zulassungen

Zulassung	Bescheinigung	Norm
CENELEC	SCS Ex 99E3146	EN50014&EN50019
ATEX	SIRA02ATEX3074	En50014, EN50019 IEC62086
IEC	SIRA02Y3064	CEI IEC62086& IEC60079-7
FM	3009080	ANSI/IEEE Std515
VDE	114665	DIN VDE 0254
CSA	214197-1295278	C22.2 No. 130.1 C22.2 No. 130.2 C22.2 No. 138
Lloyds Register	02/00062	En50014, En50019 Bs6351, IEEE Std 515

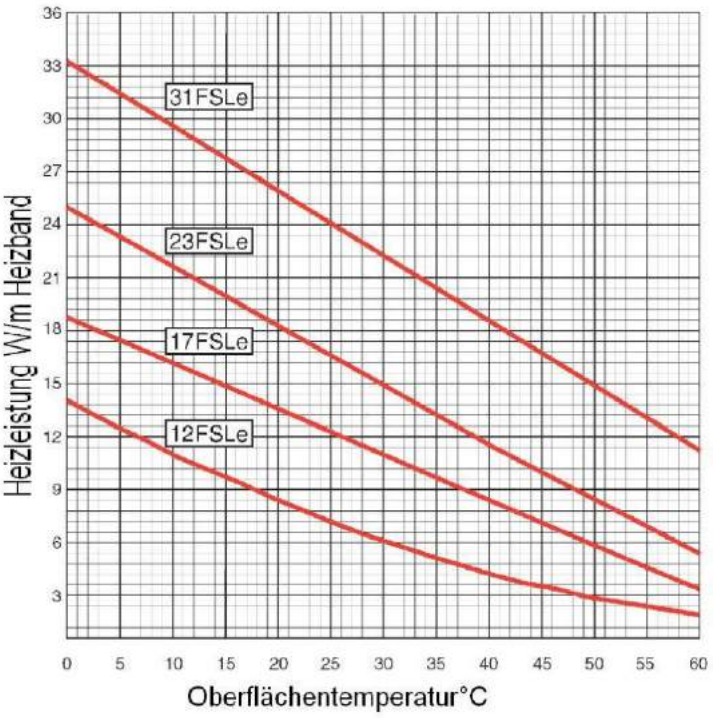
Zubehör

Wir bieten Ihnen für alle Anwendungen das geeignete Zubehör für die von uns gelieferten Heizbänder

Max. Heizkreislänge/m und Vorsicherung

Type	Einschalt Temperatur	230V Betriebsspannung 6A	10A	16A	20A
HL-12FSLe	5°C	78	132	180	—
	0°C	74	124	180	—
HL-12FSLe	- 20°C	56	94	90	180
	- 40°C	46	76	64	154
HL-17FSLe	5°C	62	104	146	—
	0°C	60	100	146	—
HL-17FSLe	- 20°C	48	82	130	146
	- 40°C	42	70	112	138
HL-23FSLe	5°C	45	76	124	—
	0°C	42	70	114	124
HL-23FSLe	- 20°C	34	56	88	110
	- 40°C	28	46	72	90
HL-31FSLe	5°C	34	58	92	102
	0°C	32	52	84	102
HL-31FSLe	- 20°C	24	40	56	66
	- 40°C	20	34	54	66

Heizleistung der Heizbandtype HL-..FSLe beim Einsatz an Isolierten Rohrleitungen



Zusatzinformationen

bitte beachten Sie unsere Montagehinweise

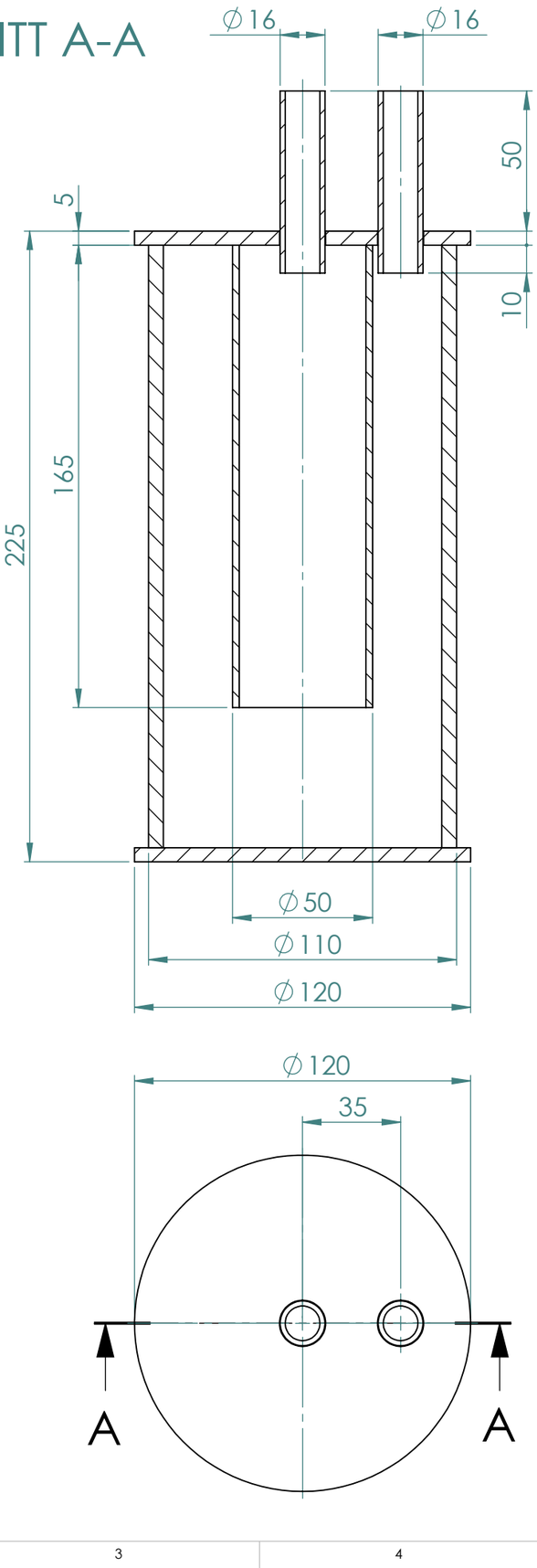
PIT GmbH Ihr Partner für innovative Technologien

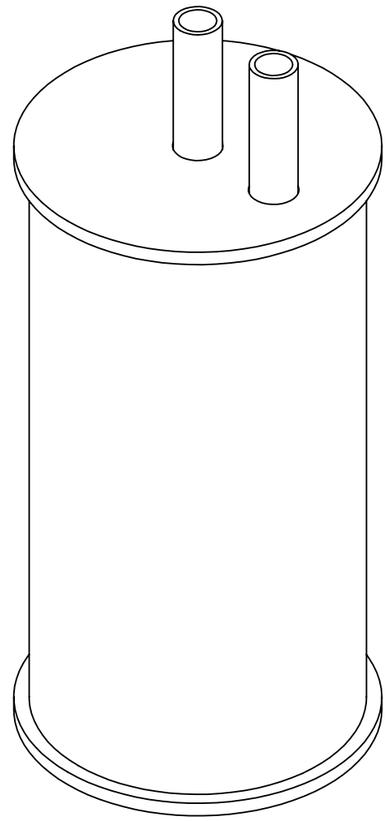
Hermannstraße 15
57639 Oberdreis

e-mail: info@pit-partner.de
www.pit-prtner.de

Telefon: 02684/979050
Telefax: 02684/979052

SCHNITT A-A





techn. Aenderungen vorbehalten!

Diese Zeichnung ist urheberrechtlich geschützt. Sie darf ohne unsere ausdrückliche Zustimmung weder vervielfältigt noch in irgendeiner Weise verwertet oder Dritten mitgeteilt bzw. weitergegeben werden.

Rev.	Datum	Bearb.	Änderung

EDLMAIR
KUNSTSTOFFTECHNIK GMBH
Linzer Straße 44 A-4501 Neuhofen/Krems
Tel.: 0043(0)7227/4784-0 Fax: 0043(0)7227/5195

Auftrag Nr.: 9-229-2015	Masse: ca. 1 kg	Maßstab: 1:2	Position:	Menge: 2	
		Werkstoff: PVC			
	Name	Datum	Drucksicherung		
Bearb.	SL	02.07.2015			
Gepr.					
Norm					
allg. Maßtoleranzen lt. DVS 2206 (-B)bei 20°C					
Energieinstitut an der JKU			Z-Nr. C 2667		Blatt 1/1 A3
EDV Nr. M:\Jahr 2015\Firmen (9er)\Energieinstitut an der JKU\9-229-2015_PPs-el-Behälter\Zeichnungen\C					