



Abschlussbericht zum Vorhaben:

Wissenschaftlich-technische Begleitung des Projekts „Demonstrationsvorhaben Biomethantankstelle Energiehof Weitenau“

gefördert durch das Ministerium für Umwelt, Klima und Energiewirtschaft
Baden-Württemberg

Projektleiter: Prof. Dr. techn. Günter Scheffknecht

Ansprechpartnerin: Barbara Klein

Autoren: Carole Harrivelle
Daniel Safai

In dem vorliegenden Bericht werden aufgrund der Geheimhaltungsvereinbarung zwischen der Universität Stuttgart und der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH ausschließlich die Daten aufgeführt, die für die Evaluierung der Anlage unabdingbar erforderlich sind.

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis	III
Abkürzungsverzeichnis	V
1 Kurzdarstellung	1
1.1 Aufgabenstellung	1
1.2 Planung und Ablauf des Vorhabens	1
2 Theoretische Grundlagen.....	3
2.1 Biogaserzeugung und -reinigung	3
2.2 Biogasaufbereitung	4
2.3 Verfahrensbeschreibung der Aufbereitungseinheit von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH.....	6
3 Methodik und Analyseverfahren.....	8
3.1 Anlagenbeschreibung	8
3.2 Messverfahren und -geräte.....	12
3.2.1 Gaskonzentrationen.....	12
3.2.2 Wasseranalytik	13
3.2.3 Wassergehalt im Gas	14
3.3 Auswertung	15
3.3.1 Gaskonzentration.....	15
3.3.2 CO ₂ -Analytik	17
3.3.3 FID-Messungen	18
3.3.4 Wassergehalt im Gas	19
3.4 Bilanzierung	20
4 Ergebnisse und Diskussion.....	23
4.1 Betriebszeiten	23
4.2 Gaszusammensetzung	25
4.3 Wasseranalytik.....	36
4.4 Bestimmung der elektrischen Leistung.....	41
4.5 Bilanzierung	43
4.5.1 Validierung.....	43
4.5.2 Stoffbilanz	47

4.5.3	Energiebilanz.....	50
5	Zusammenfassung.....	52
6	Literaturverzeichnis.....	55

Abkürzungsverzeichnis

Abs	Absolut	
A_V	FID-Anzeige	[ppm]
bzw.	beziehungsweise	
C	Kohlenstoff	
CH ₄	Methan	
CNG	compressed natural gas	
CO ₂	Kohlendioxid	
cos ϕ	Wirkleistungsfaktor	-
d_i	Innendurchmesser	mm
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V.	
FID	Flammenionisationsdetektor	
H	Wasserstoff	
H_i	Henry-Konstante des Stoffes i	[mg/(m ³ Pa)]
H ₂ O	Wasser	
H ₂ S	Schwefelwasserstoff	
HCl	Chlorwasserstoff	
I	Strom	[A]
i.N.	im Normzustand	
IFK	Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik	
IR	Infra-Rot	
KOH	Kaliumhydroxid	
Kon.-M.	Kontinuierliche Messung	
m	Masse	[g]
M_{CH_4}	Molmasse CH ₄	16 [g/mol]
M_{CO_2}	Molmasse CO ₂	44,01 [g/mol]
$m_{KOH-Lsg.}$	KOH-Menge in der Lösung	[g]
$m_{Probe,ges}$	Gesamtprobenmenge	[g]
$m_{Probe,titriert}$	Titrierte Probenmenge	[g]
N ₂	Stickstoff	
N_{C,C_3H_8}	Anzahl der Kohlenstoffatome von Propan	
N_{C,CH_4}	Anzahl der Kohlenstoffatome von Methan	

η	Wirkungsgrad		%
O ₂	Sauerstoff		
p	Druck		[bar]
P	Wirkleistung		[kW]
p_D	Dampfdruck		[bar]
p_N	Druck im Normzustand	1,01325	[bar]
ppm	Parts per million		
R_f	Responsefaktor des Gerätes für Methan	1,1	
ρ	Dichte		[kg/m ³]
S	Schwefel		
θ	Celsius-Temperatur		[°C]
T_N	Temperatur im Normzustand	273,15	[K]
t	Zeit		[h]
U	Spannung		[V]
u	Geschwindigkeit		[m/s]
Unterbr.	Unterbrechung		
V	Volumen		[m ³]
Vol.-%	Volumenprozent		
\dot{V}	Volumenstrom		[m ³ /h]
\dot{V}_{Abluft}	Abluftvolumenstrom		[m ³ /h]
\dot{V}_{aus}	Volumenstrom an Gas am Austritt		[m ³ /h]
$\dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}}$	Volumenstrom an abgeschiedenem CH ₄		[m ³ /h]
$\dot{V}_{\text{CH}_4,\text{aus}}$	Volumenstrom an CH ₄ am Austritt		[m ³ /h]
$\dot{V}_{\text{CH}_4,\text{ein}}$	Volumenstrom an CH ₄ am Eintritt		[m ³ /h]
$\dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}}$	Volumenstrom an abgeschiedenem CO ₂		[m ³ /h]
$\dot{V}_{\text{CO}_2,\text{aus}}$	Volumenstrom an CO ₂ am Austritt		[m ³ /h]
$\dot{V}_{\text{CO}_2,\text{ein}}$	Volumenstrom an CO ₂ am Eintritt		[m ³ /h]
VE	vollentsalzt		
\dot{V}_{ein}	Volumenstrom an Gas am Eintritt		[m ³ /h]
V_{EQ}	Äquivalenzvolumen		[ml]
\dot{V}_{Luft}	Luftvolumenstrom		[m ³ /h]
V_N	Molares Normvolumen	22,41	[l/mol]
$\dot{V}_{\text{O}_2,\text{Abluft}}$	Volumenstrom an O ₂ in der Abluft		[m ³ /h]

$\dot{V}_{\text{O}_2, \text{Luft}}$	Volumenstrom an O_2 in der Spülluft	[m ³ /h]
\dot{V}_{Wasser}	Wasservolumenstrom	[m ³ /h]
$x_{\text{CH}_4, \#1}$	CH_4 -Gehalt in der Lösung vor Absorption	[mg/l]
$x_{\text{CH}_4, \#3}$	CH_4 -Gehalt in der Lösung nach Absorption	[mg/l]
$x_{\text{CO}_2, \#1}$	CO_2 -Gehalt in der Lösung vor Absorption	[g/l]
$x_{\text{CO}_2, \#3}$	CO_2 -Gehalt in der Lösung nach Absorption	[g/l]
x_{CO_2}	CO_2 -Gehalt im Wasser	[g/kg]
$y_{\text{CH}_4, \text{aus}}$	CH_4 -Gehalt des Gases am Austritt	[Vol.-%]
$y_{\text{CH}_4, \text{ein}}$	CH_4 -Gehalt des Gases am Eintritt	[Vol.-%]
$y_{\text{CO}_2, \text{Abluft}}$	CO_2 Gehalt der Abluft	[Vol.-%]
$y_{\text{CO}_2, \text{aus}}$	CO_2 -Gehalt des Gases am Austritt	[Vol.-%]
$y_{\text{CO}_2, \text{ein}}$	CO_2 -Gehalt des Gases am Eintritt	[Vol.-%]
$y_{\text{O}_2, \text{Abluft}}$	O_2 -Gehalt der Abluft	[Vol.-%]
$y_{\text{O}_2, \text{Luft}}$	O_2 -Gehalt der Luft	20,9 [Vol.-%]
z. T.	zum Teil	
η	Wirkungsgrad	-
ρ_{Wasser}	Dichte Wasser	[kg/l]

1 Kurzdarstellung

1.1 Aufgabenstellung

Ziel des Projektes ist die Evaluierung der Funktionsfähigkeit und Effizienz der von der Ingenieurbüro Buse GmbH am Energiehof Weitenau installierten Anlage zur Biogasaufbereitung. Diese Anlage scheidet nach einer separaten Entschwefelung das im Rohbiogas enthaltene CO_2 selektiv in einem von der Firma patentierten Verfahren mit Membrankontaktoren durch Lösung in Wasser ab. Das daraus gewonnene Biomethan wird für eine Erdgastankstelle verdichtet und der Brennwert entsprechend angepasst. Für die Evaluierung der Gasaufbereitung sollen die relevanten Stoffströme bilanziert, die erreichte Reinheit des Biomethans gemessen und der Energieverbrauch der Anlage durch begleitende Messungen über das erste Betriebsjahr ermittelt werden. Durch diese begleitenden Messungen werden Veränderungen und evtl. Alterungen erkennbar. Der Stromverbrauch der Aufbereitungsanlage soll durch einen vom Anlagenbetreiber verbauten Stromzähler kontinuierlich aufgenommen werden. Ebenfalls kontinuierlich sollen die Volumenströme von Rohgas und Reingas gemessen und Betriebszeiten sowie Stillstände erfasst werden. Des Weiteren sollen die Temperaturen in den Gas- und Flüssigkeitsströmen sowie in der Anlagenumgebung aufgezeichnet werden. Monatlich sollen parallel in Rohgas und Reingas die CO_2 - und CH_4 -Konzentrationen gemessen werden. Die H_2O - und H_2S -Konzentrationen in Roh- und Reingas sollen über diskontinuierliche Messungen in regelmäßigen Zeitabständen erfasst werden. Monatlich soll zudem an mehreren Stellen im Kreislauf Waschlösung entnommen und diese anschließend im IFK-Labor untersucht werden. Dabei soll der Gehalt an gelöstem CO_2 , CH_4 und H_2S ermittelt werden. Der Gehalt an CH_4 und CO_2 in der Stripluft soll mittels eines Gasanalysators gemessen werden und um den Methanschluß zu quantifizieren, sollen Angaben über den Spülluftvolumenstrom vom Betreiber bereitgestellt werden. Alle aufgezeichneten und ausgewerteten Betriebsdaten der Anlage sollen dem IFK zur Verfügung gestellt werden, um die Evaluierung der Anlage zu ermöglichen.

1.2 Planung und Ablauf des Vorhabens

Zuerst wurde von Seiten des IFKs ein Großteil der Messtechnik während des Aufbaus der Aufbereitungseinheit in Absprache mit Technikern der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH installiert, welche die Messung der Gaskonzentrationen ermöglicht. Weiterhin wurden die Entnahmestellen für die Wasserproben eingebaut.

Das Datum der Inbetriebnahme kann mit der offiziellen Eröffnung der Tankstelle am 20.09.2015 gleichgesetzt werden. Im Vorfeld dazu wurden erste Tests der Messverfahren

durchgeführt und optimiert, während ab der Inbetriebnahme die Analytik ausgereift und standardisiert war.

Die dritte Phase umfasste die monatlichen Probennahmen, welche im November 2015 gestartet und bis einschließlich Oktober 2016 vollzogen wurden. Für die Monate März und April 2016 liegen keine Werte vor, da zu diesem Zeitpunkt die Gasanalytoren am IFK einer gründlichen Untersuchung und mehrfachen Rekalibrierung unterzogen wurden.

2 Theoretische Grundlagen

2.1 Biogaserzeugung und -reinigung

Fossile Energieträger sind endlich und zeitweise in nicht ausreichender Menge am Weltmarkt verfügbar. Auf Grundlage des EU-Ziels der Reduktion von Treibhausgasemissionen und des Energieverbrauchs sowie der Deckung eines Teils des Energiebedarfs aus erneuerbaren Quellen hat sich die deutsche Bundesregierung ambitionierte Ziele gesteckt. So sollen bis 2020 mindestens 35 % der Stromversorgung, 14 % der Wärmebereitstellung und 10 % des Kraftstoffverbrauchs auf erneuerbaren Quellen basieren. Als Anreiz dafür wurde bereits um die Jahrtausendwende damit begonnen, den Bau von Biogasanlagen durch staatliche Subventionen interessant zu machen. Seitdem stieg die Zahl der Anlagen stetig und Deutschland hat eine Technologieführerschaft übernommen, wobei die Akteure eine große Diversität aufweisen. Während in Bayern viele kleine Anlagen gebaut wurden, waren es in anderen Bundesländern zum Teil große Leistungseinheiten. (Böttcher, 2013)

Die Gaserzeugung aus Biomasse wird in vielen kommunalen und betrieblichen Kläranlagen sowie in Biogasanlagen und Mülldeponien betrieben. Das Biogas entsteht durch einen natürlichen Zersetzungsprozess von Biomasse. Dieser findet unter anaeroben Bedingungen statt. Innerhalb dieses Prozesses wird die Biomasse zu einem brennbaren Gas veredelt. Das Substrat wird in einen Fermenter gebracht, in dem die Vergärung stattfindet. Hierbei bauen Mikroorganismen in mehreren, unabhängig und nacheinander ablaufenden Schritten, große Moleküle stufenweise ab. Für eine vollständige Umwandlung wird ein geringer Wasserstoffpartialdruck benötigt. Durch Umsetzung von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid zu Methan und parallel ablaufendem Acetatumsatz zu Methan und Kohlenstoffdioxid wird dies gewährleistet. Da während dieses Vorgangs kaum Wärme freigesetzt wird, bleibt dem Produkt ein großer Energiegehalt erhalten, wobei der größte Exergie-Anteil auf das Methan entfällt. In chemischen Elementen ausgedrückt besteht das Rohbiogas hauptsächlich aus C, H, O, N und S. Die Geschwindigkeit des Umwandlungsprozesses wird durch die Temperatur während des Prozesses und maßgeblich durch die Struktur in der Ausgangsbiomasse beeinflusst. (Rosenwinkel, 2015), (Gronauer, Reitberger, Müller, Knorn, & Rössert, 2004), (DVGW G262, 2011)

Das gewonnene Biogas ist im Wesentlichen aus Methan und Kohlenstoffdioxid, sowie zusätzlich aus Wasser, Stickstoff, Wasserstoff, Sauerstoff und Schwefelwasserstoff zusammengesetzt. Weitere Komponenten, die aber nicht immer oder nur in geringen Mengen auftreten, sind Ammoniak und in Spurenelementen Aromaten und Siloxane. Die Zusammensetzungen können in ihrer Konzentration stark schwanken und hängen von ihren jeweiligen Edukten ab. Die Qualitätsanforderungen an das gewonnene Rohbiogas fallen unter das Ar-

beitsblatt G 262. (Gronauer, Reitberger, Müller, Knorn, & Rössert, 2004) (DVGW G262, 2011)

Der im Biogas enthaltene Schwefelwasserstoff kann zu Korrosion führen und durch den Wasseranteil im Biogas kann es bei niedrigen Temperaturen zu Eisbildung kommen, deshalb sind die Entschwefelung und Trocknung des Rohbiogases notwendig. Eine Trocknung des Rohbiogases verhindert zudem ungewollte Kondensation in nachfolgenden Prozessschritten und mindert das Maß der Korrosion durch schwefelsaure Verbindungen. Vorhandenes Wasser führt durch Strömungsmittelschlag zu Tropfenschlag und zu damit verbundenen Schäden oder durch Bildung von Gashydraten zu einer Verstopfung von Leitungen. (DVGW G262, 2011)

Bei der chemisch-/physikalischen Entschwefelung werden Metallsalze in den Bioreaktor gegeben und damit das H_2S ausgefällt. Dadurch können H_2S -Konzentrationen unter 100 ppm erreicht werden. Biologisch kann eine Grobentschwefelung durch Bakterien erfolgen. In einem separaten Biogaswäscher setzen die Bakterien unter Sauerstoffzufuhr das H_2S zu elementarem Schwefel und Schwefelsäure um. So sind Anteile im Bereich zwischen 50 ppm und 200 ppm realisierbar. Feinentschwefelung mit H_2S -Anteilen von bis zu unter 1 ppm wird durch mit Aktivkohlefiltern gefüllte Behälter erreicht. Diese adsorbieren zum Teil die Schwefelverbindungen, können aber auch je nach zusätzlich angebrachter Imprägnierung Schwefelverbindungen reagieren lassen. (Ries, 1993), (Rosenwinkel, 2015), (Theißing, 2006)

Beim Kondensationsverfahren wird das Rohbiogas herabgekühlt. Dabei werden Temperaturen von bis zu 3 °C angestrebt, um den Wasserdampfanteil auf unter 0,15 Vol.-% zu senken. Das Verfahren allein erfüllt dabei die Anforderungen der DVGW-Arbeitsblätter nicht. Bei adsorptiven Verfahren werden verschiedene Sorbentien wie Kieselgel, Aluminiumoxide oder Molekularsieve eingesetzt. Die Adsorbentien werden als Schüttung in einem Behälter mit dem Biogas durchströmt. Hierbei nehmen die Adsorbentien das Wasser des Gases auf, welches dadurch getrocknet wird. Ein Vorteil dieser Filter ist die Regenerierbarkeit. Diese Verfahren erreichen Restwassergehalte im Rohbiogas von bis zu 0,0043 mg/m³. (DVGW G262, 2011) (Rosenwinkel, 2015)

2.2 Biogasaufbereitung

Aus regulatorischer Sicht wird nicht zwischen Erdgas, synthetischem Erdgas, zu Biomethan aufbereitetem Biogas und deren Austauschgasen unterschieden, da diese unter gleichen Bedingungen ein gleichartiges Brennverhalten bzw. einen gleichen Wobbe-Index aufweisen. Somit kann aufbereitetes Biogas, welches den Anforderungen der DVGW-Regel G260 entspricht, beispielsweise in das deutsche Erdgasnetz eingespeist werden. So ist eine zeitliche und räumliche Entkoppelung zwischen der Biogasherstellung und der Biogasnutzung möglich und das Biomethan kann nicht nur zur Strom- und Wärmebereitstellung, sondern auch

für die Stoffsynthese oder als Kraftstoff für Erdgasautos zum Einsatz kommen. (DVGW G262, 2011), (DVGW, 2013), (FNR, 2012), (OECD, 2010)

Um den Anforderungen der G260 zu genügen, muss neben der im vorigen Kapitel aufgeführten Reinigung auch eine Brennwertanpassung bzw. CO₂-Abscheidung durchgeführt werden. Hierfür kommen klassisch drei Verfahrenskonzepte zum Einsatz: Die Druckwasserwäsche, die Druckwechseladsorption oder die Aminwäsche. Bei der Druckwasserwäsche wird das Biogas im Gegenstrom zu Wasser von unten nach oben durch eine mit Packungen gefüllte Kolonne geleitet. CO₂ ist besser als CH₄ in Wasser löslich und durch einen erhöhten gasseitigen Druck kann zudem die Löslichkeit erhöht und somit die CO₂-Abtrennung verstärkt werden. Am Kolonnenkopf reichert sich Methan an, während das mit CO₂ beladene Wasser in einem zweiten Schritt regeneriert und zur Steigerung der Aufnahmefähigkeit vor dem wiederholten Eintritt in die Absorberkolonne heruntergekühlt wird.

Die Druckwechseladsorption basiert auf der unterschiedlichen Sorptionsfähigkeit von CO₂ und CH₄ an eingesetzten Sorbentien. Als Sorbentien kommen Molekularsiebe auf Kohlenstoffbasis, Aktivkohle oder Zeolithe zum Einsatz. Die Adsorption findet bei hohen Drücken von 5 bis 10 bar absolut statt, während die Regeneration der Festbettreaktoren durch Anlegen eines Unterdrucks mithilfe einer Vakuumpumpe realisiert wird. Bei der Druckwechseladsorption werden mehrere Festbettreaktoren miteinander verschaltet und hintereinander mit dem Biogas beschickt. Es kommt zur selektiven Adsorption des CO₂ an den Sorbentien und ein CH₄-reicher Strom verlässt die Anlage. Die Festbettreaktoren werden durch Entspannung regeneriert und das Off-Gas nochmals durch die sich anschließenden Kolonnen geschickt, um die Methanverluste so gering wie möglich zu halten.

Bei der Aminwäsche kommen wässrige aminbasierte Lösungen zum Einsatz, die das CO₂ selektiv chemisch binden. Dazu wird das Biogas im Gegenstrom zum Lösungsmittel in den Boden einer mit Packungen gefüllten Absorberkolonne eingebracht, welche es von unten nach oben durchströmt. Beim Passieren der Kolonne wird das CO₂ selektiv vom Lösungsmittel aufgenommen und ein gereinigtes Methangas verlässt die Kolonne am Kolonnenkopf. Wie bei der Druckwasserwäsche muss das Lösungsmittel in einer zweiten Kolonne regeneriert werden; dies geschieht bei der Aminwäsche jedoch durch Wärmezufuhr und Stripdampf. (Peterson & Wellinger, 2009). (FNR, Einspeisung von Biogas, 2009), (FNR, Leitfaden Biogas, 2013), (FNR, Biomethan, 2012)

Vorteilhaft bei allen diesen Verfahren ist ihre technische Ausgereiftheit gepaart mit ihrer weiten Verbreitung und damit einhergehend einer breiten Erfahrungsgrundlage im Betrieb solcher Anlagen. Jedoch zeichnen sich alle diese Verfahren auch durch einen hohen thermischen (Aminwäsche) oder elektrischen (Druckwasserwäsche, Druckwechseladsorption) Energieaufwand aus, was den Einsatz dieser Anlagen erst ab einer gewissen Menge an auf-

zubereitendem Biogas wirtschaftlich betreibbar macht. Ein weiteres Manko der Druckwasserwäsche und der Aminwäsche ist zudem, dass es sich bei den beiden Verfahren um Techniken handelt, die auf einen kontinuierlichen Biogasstrom und die Abfrage einer konstanten Aufbereitungsleistung angewiesen sind.

Aus diesen Gründen wird intensiv an Alternativen für Aufbereitungsverfahren geforscht, die insbesondere für kleine Biogasproduzenten interessant sind und welche auch eine diskontinuierliche Aufbereitung ermöglichen können. (FNR, Einspeisung von Biogas, 2009)

Membranverfahren als ein noch junges, jedoch mittlerweile technisch ausgereiftes Prinzip, stellen ein diskontinuierliches Biogasaufbereitungsverfahren dar, welches die unterschiedliche Permeabilität einer Membran gegenüber verschiedenen Gasen ausnutzt. Dabei ist der Partialdruckunterschied von CO_2 zwischen den beiden Seiten der Membran entscheidend. Die Auftrennung zwischen Retentat- (hier das Produkt CH_4) und Permeatseite (in diesem Fall das abzuschiedende CO_2) wird in einer Diffusionsmembran durch die unterschiedliche Diffusionsgeschwindigkeit der Gaskomponenten durch die Membran erreicht. Die hier zum Einsatz kommenden Membranen auf Basis von Polysulfon-, Polyimid- und Polydimethylsiloxanbeschichteten Hohlfasern lassen CO_2 und N_2 schneller als CH_4 hindurchdiffundieren. Typischerweise werden die Membranen von Innen mit Biogas beschickt und die Partialdruckdifferenz mithilfe eines hohen Gaseinlassdruckes von etwa 25 bar realisiert. Effizient für das Verfahren ist es, eine Vorentschwefelung und Gastrocknung durchzuführen, eine möglichst große Oberfläche zur Verfügung zu stellen, dünne und selektive Membranen zu verwenden und eine hohe Partialdruckdifferenz aufrechtzuerhalten. Auch muss zum Erreichen von Methanreinheiten über 90 Vol.-% eine Verschaltung einzelner Module mit Gasrückführung durchgeführt werden.

Daneben gibt es noch weitere Abtrennverfahren, die ebenso wie die Membranverfahren auf physikalischen Eigenschaften wie der Löslichkeit von Fluiden ineinander oder ihrer Diffusionsgeschwindigkeit beruhen. Zu diesen Verfahren zählt das von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH entwickelte und patentierte Verfahren, das auf dem Energiehof Weitenau im Rahmen eines Demonstrationsvorhabens umgesetzt wurde und im Folgenden näher beschrieben wird.

2.3 Verfahrensbeschreibung der Aufbereitungseinheit von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH

Die Anlage der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH, welche auf dem Energiehof Weitenau umgesetzt und im Rahmen des vorliegenden Auftrags evaluiert wurde, arbeitet nach dem von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH patentierten Verfahren zur Aufbereitung von Biogas (Offenlegungsschrift: DE 102011 102 923 A1). Dabei kommen Membrankontaktoren zum

Einsatz: Mindestens ein Modul für die Entgasung des Wassers über eine Entgasungsmembran und eines für die CO₂ Abtrennung in einem Gasaustauschmodul.

In einem ersten Schritt wird enthärtetes und entsalztes Wasser über die Membranen geführt, während im Gegenstrom das Biogas durch die Kontaktoren strömt und sich wie bei der Gasfiltration am Ende das CH₄ im Gasstrang anreichert. Die Membranen weisen eine höhere Diffusionsgeschwindigkeit von CO₂ durch ihre inneren Porenstrukturen auf. Das entsalztes Wasser kann ein größeres Gasvolumen als Leitungswasser lösen und insbesondere CO₂ weist eine sehr viel größere Löslichkeit als CH₄ unter den vorhandenen Bedingungen auf. Für das Verfahren der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH muss das Rohgas zuvor entschwefelt werden. Die CO₂-Absorption in das Waschwasser im Membrankontaktor erfolgt im Gegenstromprinzip. Die Absorption kann bei niedrigen Drücken von etwa 100 mbar erfolgen. Der zweite Schritt des Verfahrens ist das Versprühen des beladenen Prozesswassers in einem Tank, um einen Teil des CO₂ zu desorbieren. Anschließend wird das noch immer mit CO₂ beladene Waschwasser in einer Serie von Membrankontaktoren mithilfe von semipermeablen Entgasungsmembranen entgast. Hier wird das CO₂ im Gegenstrom mit Luft als Stripgas aus dem Wasser entfernt. Durch den Wasserkreislauf kommt es nur zu geringen Verlusten an Prozesswasser. Alle Kontaktoren sind für die Gasmoleküle durchlässig, während sie das Wasser zurückhalten. Zudem ist die Permeabilität von Membranen für verschiedene Gase unterschiedlich. (Dunkelberg, 2015), (Lyko, 2013), (Baehr, 2016)

3 Methodik und Analyseverfahren

Hauptziel der Evaluierung der Biogasaufbereitungsanlage der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH, die auf dem Energiehof Weitenau bei der Familie Veas als eine Pilotanlage installiert wurde, ist eine stoffliche und energetische Bilanzierung. Zu diesem Zweck wurden unter anderem an mehreren Stellen in der Anlage Probenentnahmeverrichtungen eingebaut, Füllstände abgelesen und Volumenströme detektiert. Um einen Überblick über diese Entnahmestellen zu geben, soll im Folgenden die realisierte Anlage näher beschrieben werden und aufgezeigt werden, an welchen Stellen welche Werte auf welche Weise aufgenommen wurden. Weiter wird darauf eingegangen, mit welchen Messmethoden die Werte erhalten wurden und kurz beschrieben, wie diese Geräte funktionieren und was die spezifischen Vor- und Nachteile dieser Geräte sind. Abschließend werden die Grundlagen für die Auswertung der Messungen vorgestellt

3.1 Anlagenbeschreibung

Bei der Anlage auf dem Energiehof Weitingen handelt es sich um eine Biogasaufbereitungseinheit für kleine Biogasströme im Bereich von etwa 10 m³/h i.N., die nach der Aufbereitung komprimiert und gespeichert werden sollen. Das zu Biomethan aufbereitete Gas soll abschließend für die Vertankung in CNG-Fahrzeuge bereitgestellt werden. Aufgrund der Fluktuationen beim Bedarf an Erdgas für Fahrzeuge muss die Anlage in der Lage sein, Biogas diskontinuierlich aufzubereiten zu können, denn der Vorrattank kann nur befüllt werden, wenn entsprechende Mengen Kraftstoff abgefragt werden. Dies führt auch zu entsprechenden Stillstandszeiten in der Aufbereitung. Das Biogas wird in einem Fermenter produziert, in den Energiemais, Pferdemist, Getreidestaub, Gras und Reststoffe wie Schweinegülle, Putengülle und Rindergülle als Substrat und Eisenhydroxid zur Vorentschwefelung eingebracht werden. Die Biogasleitung ist unterirdisch verlegt und führt direkt von einem Fermenter in die Aufbereitungseinheit. In den Stillstandszeiten der Aufbereitungseinheit wird das Gas entschwefelt, durch die nicht mit Wasser umströmten Kontaktoren geleitet, getrocknet und wieder zurück in den Fermenter geführt. Weiterhin verfügt der Container über unterirdisch verlegte Wasser- und Stromleitungen sowie über einen Zugang zum Internet, um online auf Messungen zugreifen zu können. Die Aufbereitungseinheit ist komplett in einem 40 ft Container untergebracht und damit 12,192 m lang, 2,438 m breit und 2,591 m hoch. Lediglich der Zapfhahn und die Bezahlstation für das Biomethan befinden sich außerhalb des Containers. Das Innere der Aufbereitungseinheit ist in drei separate Abschnitte aufgeteilt. Mittig befinden sich der Entschwefelungstank, eine Vortrocknung, die Gasaufbereitungskontaktoren und eine Nachtrocknung; dieser Bereich ist explosionsgeschützt ausgeführt. In diesem Abschnitt wird die eigentliche Gasreinigung und Gasaufbereitung realisiert, denn hier tritt das Rohgas in die

Aufbereitungseinheit ein und verlässt sie wieder als Biomethan. Links davon befinden sich, ebenfalls in einem explosionsgeschützten Bereich, der Vorverdichter und die Kompressor- endstufe, die das Biomethan auf 280 bar komprimieren und in einem Flaschenbündel mit 900 Litern Speichervolumen lagern. Rechts im Container wird das mit CO_2 beladene Wasser durch Versprühen in einen Wassertank entspannt, wobei ein Teil des CO_2 bereits desorbiert wird. Zur weiteren Regeneration wird das Wasser über eine zweite Serie von Membrankontak- toren mit Entgasungsmembran geführt; anschließend kann es wieder als Lösungsmittel genutzt werden. In diesen Teil des Containers wurde die Wasserleitung verlegt, um etwaige entstandene Wasserverluste durch Nachspeisung auszugleichen und einen Wasseraus- tausch vornehmen zu können. In diesem Teil des Containers ist auch der Schaltschrank der Anlage verbaut.

Für ein besseres Verständnis der Anlage wurde ein vereinfachtes Verfahrensfliessbild erstellt, in dem die entscheidenden Anlagenkomponenten dargestellt sind und die angebrachten Messstellen zu sehen sind. So wird der mittlere Container in Abbildung 3-1 abstrahiert wie- dergegeben.

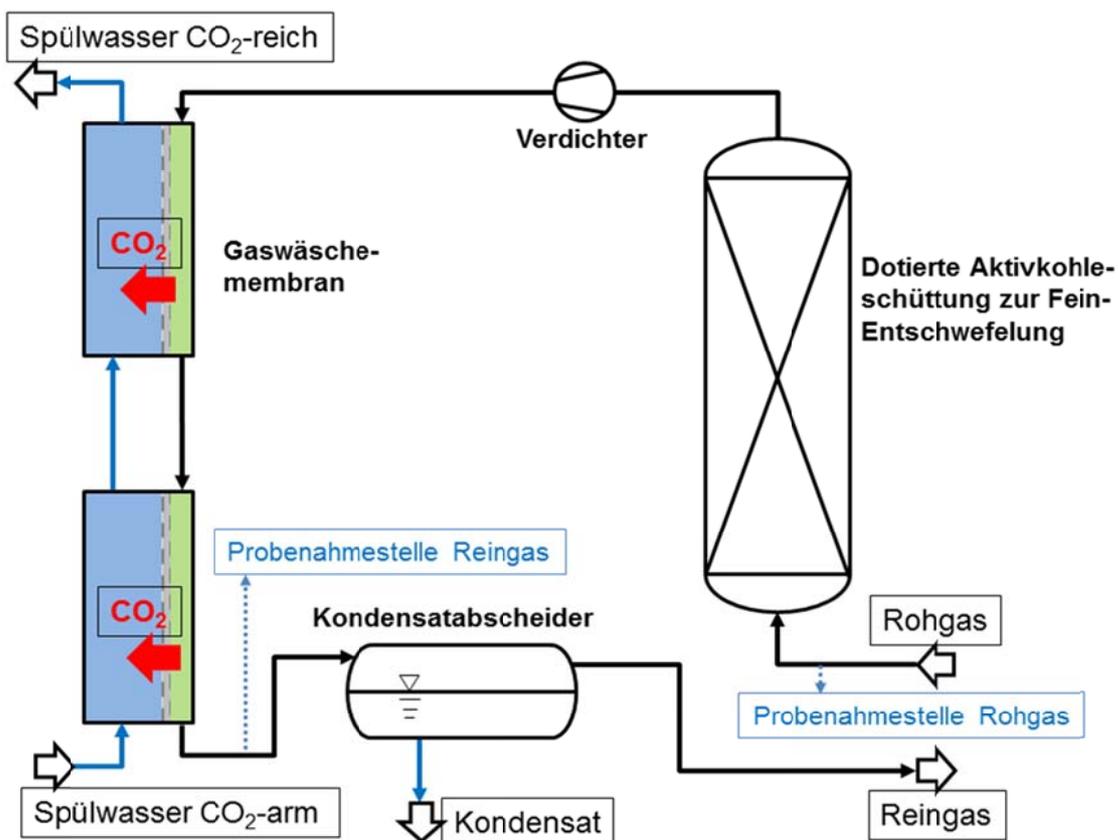


Abbildung 3-1:Verfahrensfliessbild der Anlagenteile im mittlere Containerbereich. Rohgas wird entschwefelt und im Gegenstrom zum Spülwasser durch 2 Kontaktorenstufen geleitet, in denen das CO_2 in die Spüllösung aufgenommen wird. Anschließend wird das Reingas in einem Kondensatabscheider getrocknet. Die Rohgaskonzentration wird vor der Entschwefelung gemessen, die Reingaskonzentration nach der zweiten Kontaktorenstufe

Der im Gegenstrom zum Wasserkreislauf durch die Membrankontaktoren geführte Gasstrom kann so eindeutig nachverfolgt werden. Von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH vorgesehene Messstellen befinden sich in diesem Containerabteil an mehreren Stellen des Gaswegs. Es kann das Rohgas sowohl vor als auch nach der Entschwefelung untersucht werden, ebenso das Reingas jeweils nach der ersten und der zweiten Stufe der Aufbereitung und nach dem Kondensatabscheider. Für die für die Evaluierung durchgeführten Messungen wurde die Messstelle vor der Entschwefelung ausgewählt, um hier Informationen über die tatsächliche Rohgaszusammensetzung zu erhalten. Ebenso wurde von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH empfohlen, die Reingaskonzentration nach der zweiten Kontaktorenstufe abzugreifen, zumal die verwendeten Gasanalysatoren über eine interne Gaskühlung verfügen und somit auch das feuchte Reingas auswerten können.

An den beiden Messstellen für die Roh- und Reingaskonzentration wurden bei jedem Besuch der Aufbereitungsanlage Volumenstrommessgeräte angeschlossen, die eine Kombination aus Gasuhren mit Pumpen, Rotametern und Druck- und Temperaturmessstellen sind. Mit diesen Pumpen wurde das Gas angesaugt und durch eine Flasche, gefüllt mit Silicagel, gefördert, an der das gasförmige Wasser absorbieren kann. Damit kann der Wassergehalt des Roh- und des Reingases, bezogen auf den normierten Gasstrom, bestimmt werden.

Der rechte Containerabteil mit der Wasseraufbereitung lässt sich durch ein vereinfachtes Verfahrensfliessbild anschaulich darstellen (vgl. Abbildung 3-2). Der Wassertank mit einem Gesamtvolumen von 2 m³ und einem Durchmesser von 120 cm kann manuell auf eine beliebige Füllstandhöhe mit Frischwasser aufgefüllt werden. Dieses Frischwasser wurde vorher in einer Kartusche demineralisiert. Ab einem Füllstand unter 0,5 m Höhe Wassersäule im Tank wird das System automatisch wieder mit Wasser befüllt, um die Verdunstungsverluste und den Wasseraustrag aus der Gasaufbereitung auszugleichen. Die Frischwasserzufuhr wird über eine Wasseruhr bestimmt und ist mit den Ausnahmen Füllstandausgleich und Prozesswassererneuerung immer vom Wassertank getrennt. Der Tank steht über ein Abluftrohr mit der Umgebung in Verbindung. So können einerseits die im Wasser gelösten Gase und andererseits das aus der Grobreinigung stammende Abgas aus dem System ausgetragen werden. Zusätzlich wird das CO₂ aus dem Wasser anschließend in zwei serielle Stufen von drei parallel geschalteten Membrankontaktoren, ausgestattet mit Entgasungsmembranen, weiter entfernt, um die Effizienz des Wasserkreislaufs zu erhöhen. Das Abgas der ersten Entgasungsmembran, in der die Grobentgasung durchgeführt wird, wird über einen Verdichter direkt in den Wassertank geleitet. Die Spülluft stammt aus der Umgebung und wird innerhalb des Containers angesaugt. Der Volumenstrom ist über einen Druckmesser und ein Rotameter eingestellt. Bevor die Spülluft in die Entgasungsmembran eintritt, wird sie durch einen Staubfilter von Partikeln befreit. In der zweiten Stufe der Membrankontaktoren findet die

Feinentgasung des Wassers statt; auch hier wird die Spülluft aus der Umgebung innerhalb des Containers angesaugt, durch einen Staubfilter von Partikeln befreit und der Volumenstrom über einen Druckmesser und ein Rotameter eingestellt. Die Abluft aus dieser Stufe wird vom Verdichter jedoch wieder direkt in den Container abgelassen.

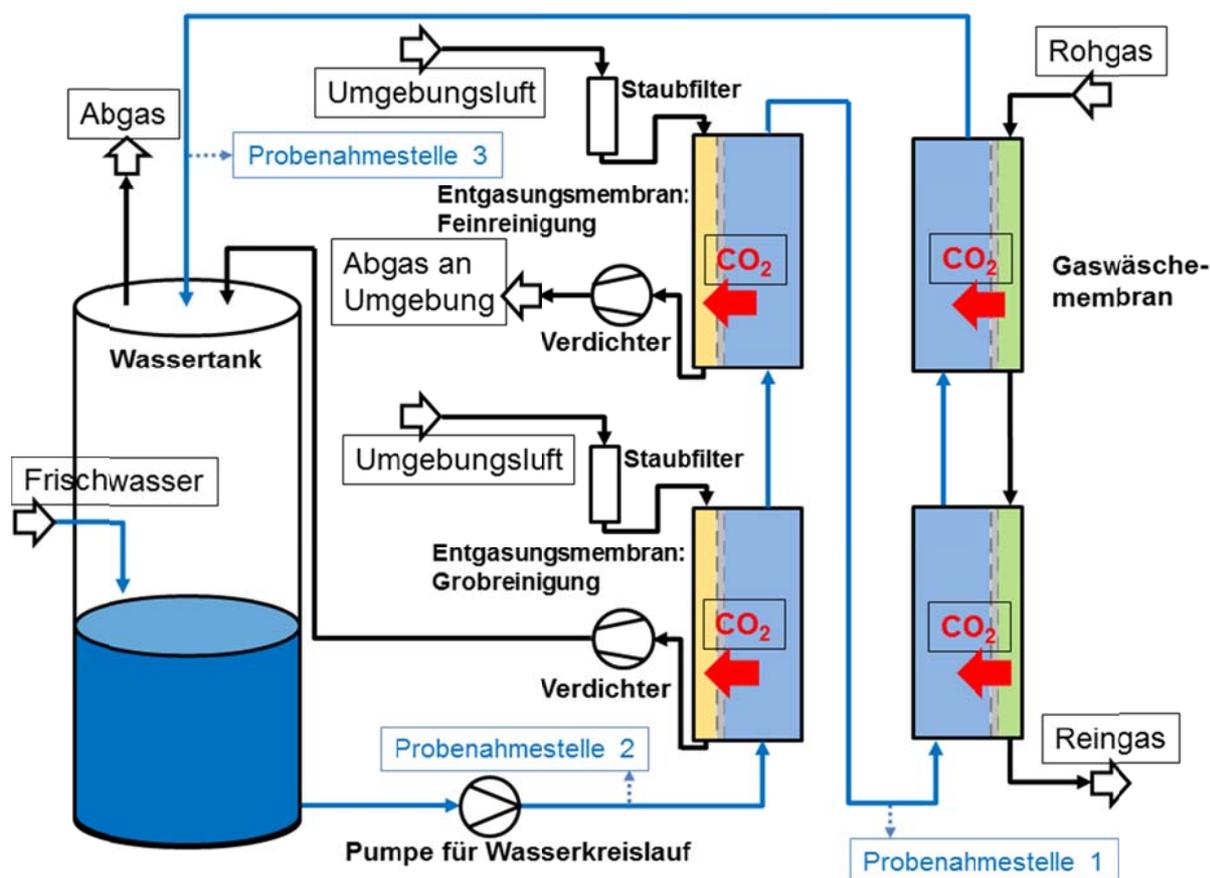


Abbildung 3-2: Verfahrensfliessbild der Anlagenkomponenten im rechten Container. Wasser kann in den Tank zur Bevorratung gefüllt werden und wird durch eine Pumpe im Kreislauf gefördert. Das Wasser wird zuerst in zwei Entgasungsmodulen entgast und anschließend in den Gaswäschemembranen mit CO_2 beladen. Für die Entgasung wird Umgebungsluft aus dem Container durch zwei Verdichter durch Staubfilter und dann durch die Kontaktoren gefördert. Das Abgas der Feinreinigung wird zurück in den Container gefördert.

Die das Wasser fördernde Pumpe verfügt über eine Wasseruhr, welche zusätzlich zum gesamt durchgesetzten Volumen auch den aktuellen Volumenstrom angibt. Nachdem das Waschwasser die ersten beiden Kontaktorenstufen zur Entgasung und die zweiten beiden zur erneuten Beladung mit CO_2 durchflossen hat, wird es über eine Sprühdüse wieder in den Wassertank verteilt und entspannt. Dieser Vorgang entspricht der damit einhergehenden ersten CO_2 -Desorption. Aus dieser Prozessführung ergeben sich entsprechend drei Probenahmestellen für die Wasseranalytik. Die erste Stelle ist diejenige mit der geringsten Gaskonzentration, welche nach den Membrankontaktoren der Entgasung und vor denen der Absorption ist (#1). An zweiter Position wird eine Wasserprobe nach dem Wassertank und vor

Eintritt in die Entgasung genommen (#2) und zuletzt wird das stark beladene Wasser vor Eintritt in den Tank als Probe gezogen (#3).

Alle genommenen Wasserproben werden durch zwei verschiedene Analyseverfahren auf ihre Gaskonzentrationen untersucht. Zum einen wird über einen Flammenionisationsdetektor (FID) der Methangehalt des Wassers bestimmt, zum anderen der Anteil an gelöstem CO_2 durch Säure-Base-Titration. Zusätzlich wurden Messungen des H_2S -Gehalts an Wasserproben der Messstelle #3 durchgeführt. Die momentanen Volumenströme der Rotameter sowie Anlagendruck und -temperatur wurden ebenso wie der Wasserstrom und die Abgaskonzentration bei den Besuchen an der Aufbereitungsanlage gemessen, jedoch nicht kontinuierlich aufgezeichnet.

3.2 Messverfahren und -geräte

3.2.1 Gaskonzentrationen

Die Zusammensetzung des Rohgases und Reingases werden mit zwei Gasanalysatoren des Typs SSM-Classic der Firma Pronova gemessen. Beide Geräte können kontinuierlich CH_4 und CO_2 von 0 bis 100 Vol.-% mit Hilfe eines Infrarot-Sensors messen sowie diskontinuierlich H_2S in Konzentrationsbereichen bis zu 5000 ppm durch ein elektrochemisches Verfahren. Eines der Messgeräte kann H_2 von 0 bis 2 Vol.-% kontinuierlich messen während das andere O_2 zwischen 0 und 25 Vol.-% kontinuierlich messen kann. Die Auflösung ist 0,1 Vol.-% für CO_2 , CH_4 , und O_2 mit einer Genauigkeit von $\pm 2\%$ absolut. Die Auflösung für H_2S ist 0,2 ppm mit einer Genauigkeit von $\pm 5\%$ absolut. Die Auflösung für H_2 ist 1 ppm mit einer Genauigkeit von $\pm 5\%$ absolut. Diese Geräte erlauben Parallelmessungen von CH_4 , CO_2 , O_2 , H_2 und H_2S . Die Gasanalysatoren sind mit Detonationssicherungen geschützt. Durch eine interne Kondensationskühlung können beide Geräte auch feuchtes Gas analysieren.

Die Gasanalysatoren befinden sich in einem Regal im rechten Containerenteil. Dort ist auch der Steuerungs-PC, mit dem die Messwerte kontinuierlich in 10-Sekunden-Intervallen durch ein dafür erstelltes Messprogramm in der Software LabVIEW aufgenommen und gespeichert werden können. Da die Messung von H_2S chemisch und damit diskontinuierlich durchgeführt wird, gibt es für diese Gaskomponente nur einen Wert pro Stunde. Die Zusammensetzung des Abgases des Wassertanks wird ebenso mit diesen Gasanalysatoren, allerdings diskontinuierlich, bestimmt. Dazu wird bei jeder Probenahme der Messgasschlauch eines Analysators in den Abgaskanal gehalten und die Werte notiert.

Intern misst eine durch die Firma Ingenieurbüro Buse GmbH eingebaute Messeinheit die Gasanteile von CH_4 und CO_2 im Reingas.

Überdies befindet sich seit Oktober 2016 ein weiteres Gerät im Besitz der Familie Vees, ein Schnellmessgerät der Firma MRU Instruments Inc. vom Typ Optima 7 Biogas. Dieses Gerät kann die vier Gaskomponenten CO₂ und CH₄ bis 100 Vol.-% mit einem IR-Sensor, H₂S bis 2000 ppm und O₂ bis 25 Vol.-% gleichzeitig detektieren. Die Auflösung ist 0,1 Vol.-% für CO₂, CH₄, und O₂ mit einer Genauigkeit von ± 3 % absolut. Die Auflösung für H₂S ist 1 ppm mit einer Genauigkeit von ± 5 % absolut. Auch dieses Gerät verfügt über eine Messgaskühlung zur Trocknung des Gases. Vor dem Benutzen muss jedes Mal eine Nullpunktkalibrierung durchgeführt werden. Mit diesem Messgerät wurden bei den Besuchen im Oktober 2016 die Roh-, Rein-, Zwischenstufen-, Verdichter-, Abgas- und Wassertankgaskonzentrationen zusätzlich gemessen, um Unstimmigkeiten zwischen den Geräten des IFKs und der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH zu klären.

3.2.2 Wasseranalytik

An den in Kapitel 3.1 beschriebenen drei Messstellen werden jeweils fünf Wasserproben entnommen. Diese setzen sich aus drei Gläsern für die CO₂-Analytik (jeweils 250 ml Probenvolumen) und zwei Gläsern (jeweils 500 ml Probenvolumen) für die CH₄-Bestimmung zusammen. Die Wassertemperatur wird exemplarisch an einer Probe je Messstelle notiert. Um die Desorption des CO₂ während der Entnahme zu vermeiden, wird die Probe mit 10 ml einer 5-prozentigen Kaliumhydroxid-Lösung (Carl Roth, Kalilauge 50 %, reinst, Art.-Nr. 7949.1, verdünnt durch demineralisiertes Wasser) stabilisiert. Auf diese Weise wird die Entgasung von CO₂ inhibiert und es bleibt in Lösung. Die CO₂-Konzentration wird durch Titration mit Salzsäure Standardlösung (1 mol/l) bestimmt. Alle Titrations werden mit einem TA20 plus TitroLine alpha plus der Firma Schott Instruments GmbH durchgeführt. Dieses Gerät führt die Messung des pH-Wertes während der Zugabe der Säure automatisch durch und muss für jede Probe neu kalibriert werden.

Für den Nachweis des im Waschwasser gelösten Methans wird ein Gesamtkohlenwasserstoffanalysator vom Typ RS55-T der Firma Ratfisch Analysensysteme GmbH mit einem Flammenionisationsdetektor (FID) verwendet. Dieser kann die Änderung der elektrischen Leitfähigkeit messen, sobald organische Verbindungen in die Flamme geraten. In der über 2000 °C heißen nicht oxidierenden Luft/Wasserstoff-Flamme pyrolysieren Stoffe mit C-Bindungen zu CH-Radikalen. Durch von außen zugeführten Sauerstoff aus der Brennluft bilden sich daraus Ionen und Elektronen. Die thermischen Ionen erzeugen in einem Spannungsfeld zwischen Elektroden einen Strom, der in ein Spannungssignal umgeformt wird, das proportional der Anzahl der C-Atome im Messgas ist. (Ratfisch Bedienungsanleitung, S.5). Es muss beachtet werden, dass das Messgerät auf das Äquivalent von Propankonzentrationen eingestellt ist und daher eine Umrechnung in Methankonzentrationen der Messwer-

te stattfinden muss. Um das im Wasser gelöste Methan für die Messung am FID zu desorbieren, wird mit einem definierten Volumenstrom reiner Stickstoff (Westfalen, 5.0) durch eine Fritte in die Flasche mit der Probe geleitet. Das austretende Gas wird im FID analysiert und der Messwert in 1-Sekunden-Schritten von einer Messbox in einem LabVIEW-Programm aufgezeichnet.

Um den H_2S -Gehalt im Wasser zu bestimmen, wird Wasser der Probenahmestelle #3 vor Ort mit einem Schnelltest der Firma Macherey-Nagel vom Typ visocolor® ECO Test 5-94 untersucht. Dieser Test ist kolorimetrischer Art und beinhaltet *N,N*-Dimethyl-1,4-phenylidenamin als Indikator, der einen Farbumschlag von durchsichtig nach blau durchführt für den Fall, dass die Lösung S^{2-} -Ionen beinhaltet. In Abhängigkeit der Konzentration fällt dieser Farbumschlag verschieden intensiv aus.

3.2.3 Wassergehalt im Gas

Der Wassergehalt im Rohgas und Reingas wird diskontinuierlich gemessen. Das Verfahrensprinzip zur Bestimmung der Feuchtigkeit im Gas ist die Wasseradsorption an Silicagel. Die Massenänderung des Silicagels gibt die adsorbierte Wassermenge an und kann somit gravimetrisch ermittelt werden. Ein Schema des Messprinzips ist in Abbildung 3-3 zu sehen.

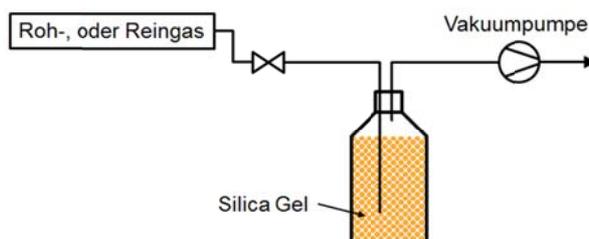


Abbildung 3-3: Verfahrensprinzip der Gasfeuchtebestimmung. Roh- oder Reingas werden durch eine mit Silicagel gefüllte Glasflasche gesaugt, an die das Wasser adsorbiert. Der Unterdruck wird durch eine Vakuumpumpe bereitgestellt.

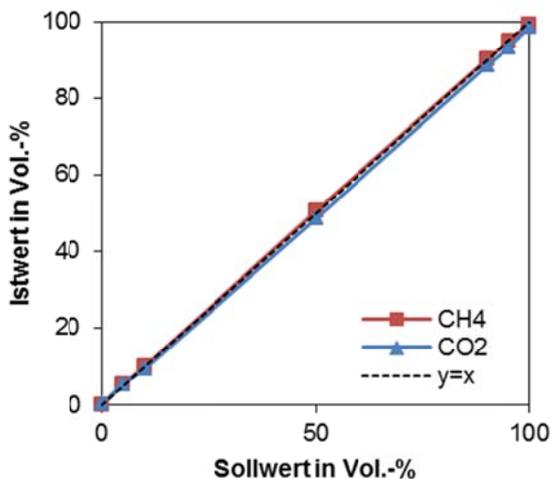
Die dafür benötigte Gasuhr ist ein kombinierter Aufbau. Eine Vakuumpumpe ist mit einem Volumenstrommesser ausgestattet und kann den Gasvolumenstrom messen, der die Silica-gel Flasche durchströmt. Zusätzlich werden Druck und Temperatur gemessen, um den normierten Gasvolumenstrom berechnen zu können. Die gravimetrische Messung des am Silica Gel adsorbierten Wassers ergibt in Kombination mit dem normierten Gasvolumenstrom den Wassergehalt des Gases. Die Dichtigkeit der Pumpe wurde im Labor vor den Besuchen mit einem N_2 - und O_2 -Detektor (Abgas-Analysegerät, tesco335) geprüft. An der Biogasaufbereitungsanlage wird dieses System an den gleichen Messstellen wie die Gasanalysatoren angeschlossen.

3.3 Auswertung

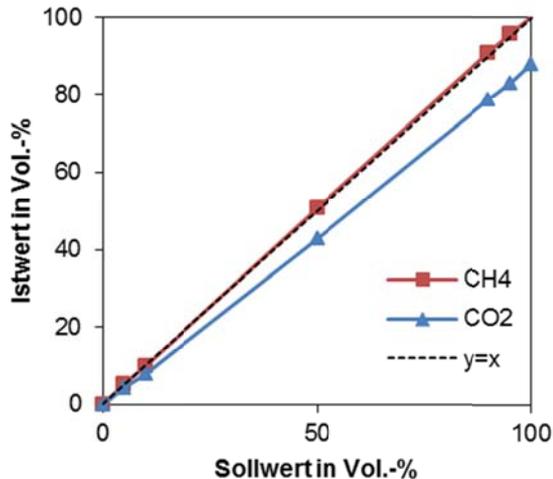
3.3.1 Gaskonzentration

Vor Beginn der Messungen wurden die beiden Gasanalysatoren mit Prüfgasen für Rohgas (Westfalen, 50 Vol.-% CO₂ und 50 Vol.-% CH₄ sowie Westfalen, 50 Vol.-% CH₄, 48 Vol.-% CO₂, 1,8 Vol.-% H₂ und 2000 ppm H₂S) und Reingas (Westfalen, 100 Vol.-% CO₂, druckverflüssigt; Westfalen, 100 Vol.-% CH₄; Prüfgas Westfalen, 95 Vol.-% CH₄ und 5 Vol.-% CO₂) am IFK kalibriert. Es wurden zudem weitere Kalibrierungen vor Ort durchgeführt. Im Februar 2016 wurden beide Gasanalysatoren abgeholt und am IFK einer Linearitätsprüfung bei mehreren unterschiedlichen Gaszusammensetzungen unterzogen. Die intensive Überprüfung und neue Kalibrierung war im Mai 2016 abgeschlossen. Zuletzt wurden beide Analysatoren im Oktober 2016 wie zuvor im Mai am IFK einer Linearitätsüberprüfung unterzogen. Die Ergebnisse dieser Linearitätsprüfungen sind in Abbildung 3-4 zu sehen. Unterschieden wird zwischen dem Analysator, der H₂ misst (Ergebnisse der linken Seite) und dem, der O₂ misst (Ergebnisse der rechten Seite). Für beide Analysatoren wird der Zustand vor der Kalibrierung und darunter derjenige nach der Kalibrierung gezeigt. Alle Werte sind in Vol.-% aufgetragen, sowohl für den Soll- als auch den Istwert. Nach der Kalibrierung und der Überprüfung auf Linearität weisen beide Gasanalysatoren sehr gute Übereinstimmungen zwischen Soll- und Istwert auf, die Abweichungen liegen innerhalb des Fehlerbereichs der Sensoren. Auffällig ist, dass insbesondere die Istwerte für CO₂ vor den Kalibrierungen deutlich unter den Sollwerten liegen, je weiter sie vom Messbereich entfernt sind. Die Istwerte für CH₄ dagegen liegen meist noch sehr nah an den Sollwerten und sind zum Teil sogar etwas höher als die Sollwerte, die Abweichungen liegen aber immer in den $\pm 2\%$ absoluter Abweichung. Die Daten der Kalibrierungen Vorort und am IFK zeigen eine leichte und lineare Abnahme der CO₂-Konzentration über die Dauer der Messung. Daher wurde für eine Anpassung der Werte ein Korrekturfaktor bestimmt. Diese korrigierten Werte wurden anschließend für die Berechnungen zugrunde gelegt.

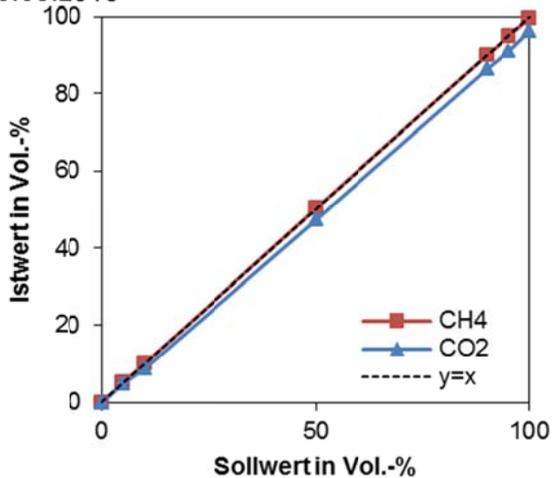
Gas Analysator mit H₂
Nach Verwendung mit Rohgas
10.05.2016



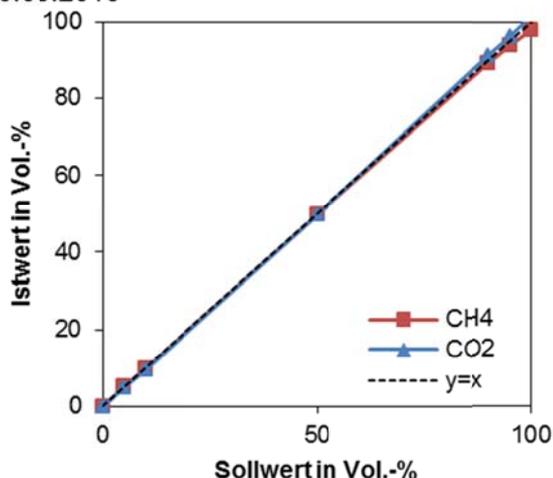
Gas Analysator mit O₂
Nach Verwendung mit Reingas
10.05.2016



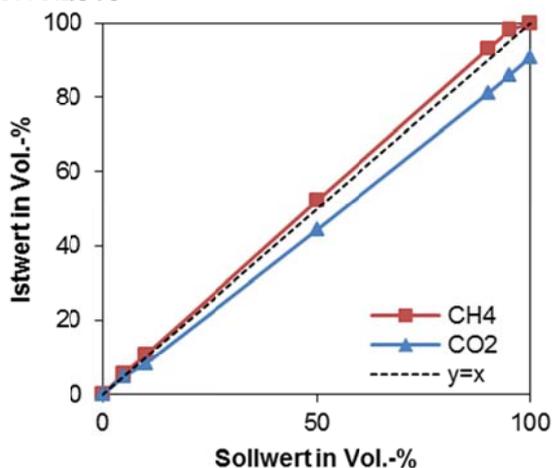
Gas Analysator mit H₂
Nach Kalibrierung für Reingas
10.05.2016



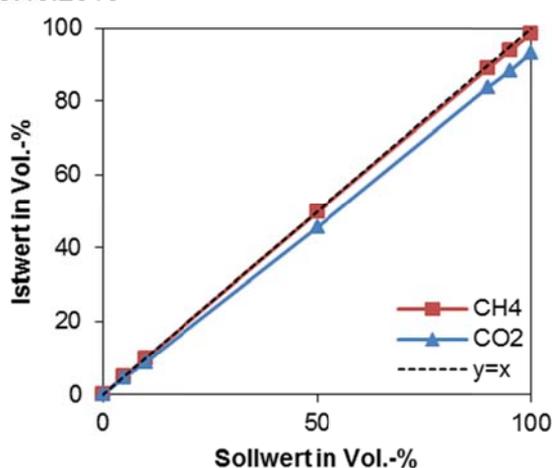
Gas Analysator mit O₂
Nach Kalibrierung für Rohgas
10.05.2016



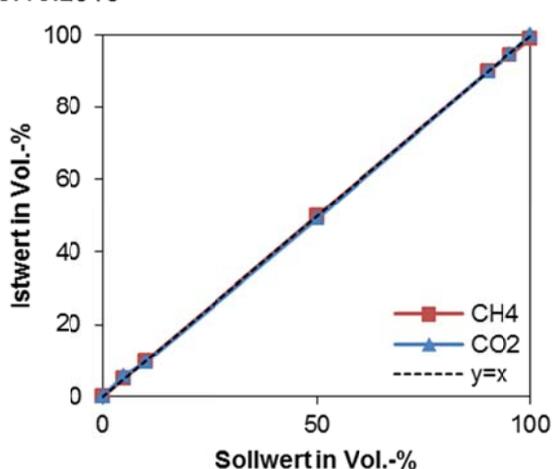
Gas Analysator mit H₂
Nach Verwendung (Reingas)
25.10.2016



Gas Analysator mit O₂
Nach Verwendung (Rohgas)
25.10.2016



Gas Analysator mit H₂
Nach Kalibrierung für Rohgas
25.10.2016



Gas Analysator mit O₂
Nach Kalibrierung für Reingas
25.10.2016

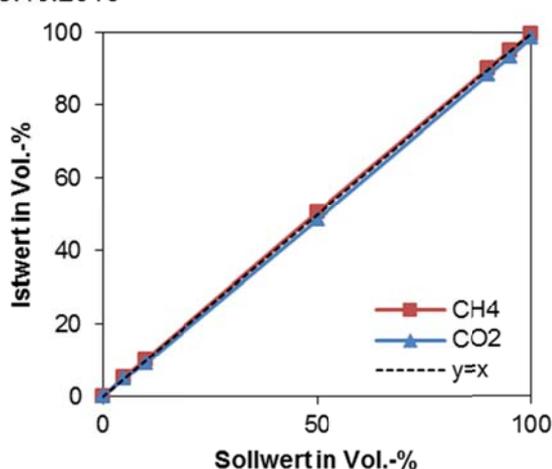
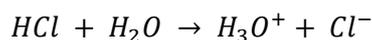
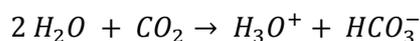


Abbildung 3-4: Ergebnisse der Linearitätsüberprüfung beider Gasanalysatoren im Mai 2016 und Oktober 2016. Der Istwert in Vol.-% ist über dem Sollwert in Vol.-% aufgetragen. Die linken Diagramme zeigen die Ergebnisse des H₂-Analysators, die rechten die des O₂-Analysators. Nach den Linearitätsprüfungen liegen Soll- und Ist-Verlauf immer mit geringsten Abweichungen übereinander, vor der Kalibrierung ist meist bei CO₂ eine größere Abweichung als bei CH₄ zu erkennen.

3.3.2 CO₂-Analytik

Zur Bestimmung der CO₂-Beladung des Wassers wurden in einem ersten Schritt die neun nur mit KOH-Lösung gefüllten Gläser gewogen, um daraus die Masse an KOH je Glas zu bestimmen. Nach der Probenahme wurden die Flaschen wieder gewogen, um die Wassermenge zu bestimmen, die genommen wurde und um das Verhältnis von Probenmenge zur Menge der gesamten Flüssigkeit zu berechnen. Dieses Verhältnis wird benötigt, um die tatsächlich am Titriergerät gemessene Probenmenge zu berechnen. Für die Messung haben sich etwa 100 ml Probenvolumen als geeignet erwiesen. Durch simultanes Messen der Än-

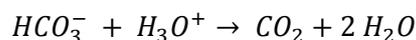
derung des pH-Wertes durch Zugabe von HCl in die Probe zeichnet die TA20 eine Titrationskurve auf. Aus der Ableitung dieser Kurve des pH-Wertes lassen sich Äquivalenzpunkte bestimmen; das sind diejenigen Punkte, an denen zu einer bestimmten Stoffmenge an Säure bzw. Base die äquivalente Stoffmenge an Base bzw. Säure vorliegt. Die starke Säure HCl reagiert zuerst mit der starken Base KOH, das heißt, dass im ersten Äquivalenzpunkt die Hydroxidionen der KOH mit den Oxidaniumionen der HCl im Gleichgewicht stehen. Anschließend wird die schwache Säure, das Hydrogencarbonation HCO_3^- , die das gelöste CO_2 im Wasser darstellt, durch die starke Säure HCl protoniert, was zu einem zweiten, sauren, Äquivalenzpunkt führt. Aus dem Verbrauch des Volumens an einmolarer HCl Standardlösung kann die für die Reaktion mit CO_2 benötigte Stoffmenge HCl berechnet werden und daraus mittels der im Folgenden dargestellten Reaktionsgleichungen die Stoffmenge an CO_2 , welche bezogen auf die Probenmenge die CO_2 -Konzentration angibt.



Erste Äquivalenz:



Zweite Äquivalenz:



Es ist zu erkennen, dass pro Mol HCl ein Mol CO_2 zwischen den beiden Äquivalenzpunkten reagiert. Umgerechnet mit der Molmasse und bezogen auf die freie Masse an Wasser der Probe ergibt sich daraus die Massenkonzentration des im Wasser gelösten CO_2 . Die Berechnungsformel dazu lautet:

$$x_{\text{CO}_2} \left[\frac{\text{g}_{\text{CO}_2}}{\text{kg}_{\text{CO}_2\text{-freie Probe}}} \right] = \frac{M_{\text{CO}_2} \cdot (V_{\text{EQ2}} - V_{\text{EQ1}})}{\frac{m_{\text{Probe,titriert}} \cdot m_{\text{Probe,ges}}}{m_{\text{Probe,ges}} + m_{\text{KOH-Lsg}}} - (V_{\text{EQ2}} - V_{\text{EQ1}}) \cdot M_{\text{CO}_2}}$$

Von jeder der drei Wasserprobenahmestellen an der BGA wurden jeweils drei Proben genommen und an jeder dieser 9 Proben wurde eine Doppelbestimmung durchgeführt, also pro Besuch 18 Messwerte für die CO_2 -Analytik bestimmt. Weiter wurden der Mittelwert und die Standardabweichung für jede der Probenahmestellen berechnet, um die Qualität der Messungen untereinander vergleichen zu können.

3.3.3 FID-Messungen

Auch für die Messungen am FID muss die Masse der leeren und mit Probe gefüllten Flaschen bekannt sein, um das Probenvolumen zu bestimmen. Weiterhin werden mit der mo-

mentanen Raumtemperatur und dem vorherrschenden Druck der Partialdruck von Wasser berechnet und der am Rotameter eingestellte Volumenstrom auf den Normzustand eingestellt. Mit diesen beiden Werten lässt sich der Gesamtvolumenstrom im Normzustand an mit Wasser gesättigtem Gas in den FID berechnen. Da die Werte in 1-Sekunden-Intervallen aufgezeichnet werden, wird der Volumenstrom auf das Volumen, das in einer Sekunde fließt, genormt. Ebenso muss das FID-Signal, welches der ppm-Angabe von Propan entspricht, kalibriert, die Baseline von jedem Messwert subtrahiert und zuletzt die ppm-Propan-Äquivalent in ppm-Methan-Äquivalent umgerechnet werden. Die Methankonzentration in mg/m^3 wird aus der Anzeige A_V in ppm wie folgt berechnet:

$$C_{\text{CH}_4} = \frac{A_V}{R_f} \cdot \frac{N_{\text{C,C}_3\text{H}_8} \cdot M_{\text{CH}_4}}{N_{\text{C,CH}_4} \cdot V_N}$$

Für die Umrechnung muss der Propanwert daher also mit $3/1,1$ multipliziert werden. Die Methanmenge kann dann mittels Integration der Anzeige über die Zeit berechnet werden. Kalibriert wird das Gerät mit dem Spülstickstoff am Nullpunkt sowie Prüfgas mit 80 ppm Propan (Westfalen) und 800 ppm Propan (Westfalen). Das im Wasser gelöste CO_2 spielt für die FID-Ergebnisse keine Rolle, denn das Messgerät detektiert nur oxidierbare Kohlenstoffatome, was bei CO_2 nicht mehr der Fall ist.

3.3.4 Wassergehalt im Gas

Um den Wassergehalt im Gas zu ermitteln, werden Druck und Temperatur vor Eintritt in die Gasuhr notiert. Damit kann der gemessene Volumenstrom an durchgesetztem Gas normiert werden. Die Kenntnis der Gewichtsänderung der Silicagelflaschen, der Dauer der Probenahme und des von der Gasuhr gemessenen Volumens ergeben die Wasserkonzentration des Gases in g/m^3 trockenem Gas.

Für die Validierung der Ergebnisse wird zusätzlich die theoretisch mögliche Feuchte des Gases berechnet. Durch die Fermentation entsteht ein für eine gegebene Temperatur nahezu vollständig mit Wasserdampf gesättigtes Gas. Daher wird bei der Berechnung der Sättigungsdampfdruck p_D mit dem relativen Dampfdruck gleichgesetzt. Der Dampfdruck für Wasser bei Normdruck p_N von 1,01325 bar ist sehr gut dokumentiert und kann daher aus Tabellenwerken entnommen werden. Dieser Dampfdruck muss an den Druck in der Pumpe angepasst werden und kann abschließend in eine umgeformte Gleichung für ideale Gase eingesetzt werden:

$$\frac{p_D}{R \cdot T} \cdot M = \frac{m}{V}$$

Dieser Wert entspricht g/m^3 feuchtem Gas, daher muss eine Anpassung der Messwerte über den Volumenanteil, der sich aus dem Sättigungsdampfdruck direkt ergibt, durchgeführt werden.

3.4 Bilanzierung

Für die Bilanzierung ist es sehr wichtig, die ein- und austretenden Stoffströme richtig zueinander ins Verhältnis zu setzen und sich darüber im Klaren zu sein, wie diese Stoffströme miteinander über ihre Konzentrationen in Verbindung stehen. Da an der Anlage der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH weder beim Roh- noch beim Reingas Einbaumöglichkeiten für Volumenstrommesser vorgesehen wurden, müssen diese über eine Methan- und Kohlendioxidbilanz miteinander verknüpft werden, was zu erhöhten Unsicherheiten bei den Ergebnissen führt. Um die Bilanzierung zu validieren, wurden zu den Zeiten der Besuche an der Anlage die durch die Firma Ingenieurbüro Buse GmbH durchgeführte Messungen zum Reingasvolumenstrom abgelesen und als Vergleich herangezogen. Als erste Annahme muss gelten, dass keine Stoffe im Bilanzraum entstehen oder verschwinden können. Es muss also sowohl das im Rohgas eintretende CH_4 als auch das im Rohgas eintretende CO_2 entweder mit dem Wasser abgeschieden werden oder aber mit dem Reingas den Bilanzraum verlassen. Mithilfe der Gasanalysatoren sind die Volumenanteile aller dieser Gaskomponenten bekannt, es können damit die ersten Bilanzgleichungen aufgestellt werden:

$$\dot{V}_{\text{CO}_2,\text{ein}} = \dot{V}_{\text{CO}_2,\text{aus}}$$

$$y_{\text{CO}_2,\text{ein}} \dot{V}_{\text{ein}} = y_{\text{CO}_2,\text{aus}} \dot{V}_{\text{aus}} + \dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}}$$

bzw.:

$$\dot{V}_{\text{CH}_4,\text{ein}} = \dot{V}_{\text{CH}_4,\text{aus}}$$

$$y_{\text{CH}_4,\text{ein}} \dot{V}_{\text{ein}} = y_{\text{CH}_4,\text{aus}} \dot{V}_{\text{aus}} + \dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}}$$

Daraus lassen sich folgende Ausdrücke umformen:

$$\dot{V}_{\text{ein}} = \frac{y_{\text{CH}_4,\text{aus}} \dot{V}_{\text{aus}} + \dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}}}{y_{\text{CH}_4,\text{ein}}}$$

$$\dot{V}_{\text{aus}} = \frac{y_{\text{CO}_2,\text{ein}} \dot{V}_{\text{ein}} - \dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}}}{y_{\text{CO}_2,\text{aus}}}$$

$$\dot{V}_{\text{aus}} = \frac{y_{\text{CO}_2,\text{ein}} \frac{y_{\text{CH}_4,\text{aus}} \dot{V}_{\text{aus}} + \dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}}}{y_{\text{CH}_4,\text{ein}}} - \dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}}}{y_{\text{CO}_2,\text{aus}}}$$

$$\dot{V}_{\text{aus}} = \frac{y_{\text{CO}_2,\text{ein}} \dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}} - y_{\text{CH}_4,\text{ein}} \dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}}}{y_{\text{CO}_2,\text{aus}} y_{\text{CH}_4,\text{ein}} - y_{\text{CO}_2,\text{ein}} y_{\text{CH}_4,\text{aus}}}$$

$$\dot{V}_{\text{ein}} = \frac{y_{\text{CH}_4,\text{aus}} \dot{V}_{\text{aus}} + \dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}}}{y_{\text{CH}_4,\text{ein}}}$$

Diese ersten beiden Bilanzgleichungen beinhalten jedoch vier Unbekannte, es müssen noch Ausdrücke für die abgeschiedenen Volumenströme an CH_4 und CO_2 erstellt werden. Diese können einerseits mithilfe der wasseranalytischen Untersuchungen und andererseits durch die Werte der Abgaskonzentrationen aufgeklärt werden. Da der Volumenstrom des Spülwassers bekannt ist, kann der durch das Wasser abgeschiedene CO_2 -Strom durch die Titrationsergebnisse ermittelt werden. Analog dazu kann durch die Ergebnisse der FID-Messungen der Volumenstrom an CH_4 , der im Wasser ausgetragen wird, erfasst werden. Entscheidend sind die Messungen an den Punkten nach der Entgasung (#1) und nach der Beladung bzw. vor dem Wassertank (#3), denn diese beiden Messstellen weisen die niedrigste (#1) und größte (#3) Konzentration der Gase auf. Das bedeutet, dass die Differenz der Konzentrationen von CO_2 und CH_4 zwischen Eintritt in den Wassertank und Austritt aus der zweiten Entgasungsstufe ($x_{\text{CO}_2/\text{CH}_4,\#3} - x_{\text{CO}_2/\text{CH}_4,\#1}$) dem gesamten abgeschiedenen CO_2 und entsprechend CH_4 proportional sein muss, unabhängig vom Ort der Emission. Für die Umrechnung der Wasseranalytikwerte in Volumenströme muss über die Molmasse und Druck und Temperatur im Normzustand gerechnet werden:

$$\dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg}} = \frac{RT_N}{M_{\text{CO}_2} P_N} \dot{V}_{\text{Wasser}} \rho_{\text{Wasser}} (x_{\text{CO}_2,\#3} - x_{\text{CO}_2,\#1})$$

$$\dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg}} = \frac{RT_N}{M_{\text{CH}_4} P_N} \dot{V}_{\text{Wasser}} \rho_{\text{Wasser}} (x_{\text{CH}_4,\#3} - x_{\text{CH}_4,\#1})$$

Wie in Abbildung 3-5 bereits zu erkennen ist, gibt es zwei Stellen für den Austritt der abgeschiedenen Gase: zum einen aus dem Abluftrohr aus dem Wassertank in die Umgebung und zum anderen aus dem feinreinigenden Verdichter in das Innere des Containers. Da die Konzentrationen der Gase aus dem Austritt des Verdichters konstruktionsbedingt nicht messbar sind und nur die Abluftkonzentration aus dem Wassertank stabil bestimmt werden konnte, wird ein Ersatz-Abluftstrom für die Bilanz konstruiert. Die hier getroffenen Annahmen legen zu Grunde, dass die Spülluft in den Tank aus der Umgebung stammt und damit 20,9 Vol.-% Sauerstoff beinhaltet, ebenso, dass die knapp 400 ppm CO_2 in der Umgebungsluft einen vernachlässigbar kleinen Anteil an den gesamten CO_2 -Emissionen aus der Abluft haben und damit nicht in der Bilanzierung berücksichtigt werden. Aufgrund der Tatsache, dass keine Wasserprobenahmestelle zwischen den beiden Membrankontakoren der Entgasungsstufe eingebaut wurde, kann keine Bilanz um die Grob- oder Feinstufe der Entgasungsmembranen durchgeführt werden, obwohl der Verdichter für die Feinreinigung seine Abluft in den Container ablässt und damit in einen anderen Bilanzraum als der Verdichter der Grobreinigung, welcher mit dem Wassertank verbunden ist. Daher wird ein Ersatzabluftstrom aus dem Was-

sertank berechnet. In diesen Abluftstrom wird künstlich das gesamte CO_2 und CH_4 emittiert, basierend auf der Wasseranalytik und umgerechnet auf die Gasanalyse des Abluftstroms. Weiterhin wurde auch kein Volumenstrommesser für den Abluftstrom an der Anlage eingebaut, um hier einen Vergleich durchzuführen. Die Bilanz um den Wassertank stellt sich daher wie folgt dar:

$$\begin{aligned}\dot{V}_{\text{O}_2,\text{Luft}} &= \dot{V}_{\text{O}_2,\text{Abluft}} \\ y_{\text{O}_2,\text{Luft}} \dot{V}_{\text{Luft}} &= y_{\text{O}_2,\text{Abluft}} \dot{V}_{\text{Abluft}} \\ \dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}} &= y_{\text{CO}_2,\text{Abluft}} \dot{V}_{\text{Abluft}} \\ \dot{V}_{\text{Abluft}} &= \frac{\dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}}}{y_{\text{CO}_2,\text{Abluft}}} \\ \dot{V}_{\text{Luft}} &= \frac{y_{\text{O}_2,\text{Abluft}} \frac{\dot{V}_{\text{CO}_2,\text{abg.}}}{y_{\text{CO}_2,\text{Abluft}}}}{y_{\text{O}_2,\text{Luft}}}\end{aligned}$$

Analog zu CO_2 kann diese Bilanz auch für CH_4 aufgestellt werden und damit ein Volumenstrombereich für die Abluft berechnet werden.

Die letzte zu berechnende Größe ist der Methanschlupf. Dieser ist definiert als derjenige Volumenstrom an CH_4 , der als Emission, beispielsweise durch Abscheidung, aus der Anlage austritt und sich nicht mehr im Reingas befindet und auf den Methanvolumenstrom am Eintritt bezogen wird. Er wird in Prozent wie folgt berechnet:

$$\text{Methanschlupf} = 100 \cdot \frac{\dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}}}{\dot{V}_{\text{CH}_4,\text{abg.}} + \dot{V}_{\text{CH}_4,\text{Reingas}}}$$

Neben den die Gasbeschaffenheit betreffenden Regelungen hat der Betreiber der Biogasaufbereitungsanlage nach der GasNZV auch eine die Biomethananlage selbst betreffende technische Vorgabe einzuhalten. So muss der Einspeiser von Biomethan gemäß § 36 Absatz 1 Satz 3 GasNZV nachweisen, dass beim regelmäßigen Betrieb der Anlage bei der Aufbereitung des Rohbiogases auf Erdgasqualität die maximalen Methanemissionen in die Atmosphäre den Wert von 0,2 Vol.-% nicht überschreiten. (FNR, Biogas 5. Aufl., 2014) Bei höheren Werten muss eine Schwachgasnachbehandlung durchgeführt werden.

4 Ergebnisse und Diskussion

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse der durchgeführten Messungen, die für die Evaluierung der Anlage unabdingbar sind, vorgestellt und für die Bilanzierung miteinander korreliert. Zusätzlich werden die erhaltenen Messwerte diskutiert und mögliche Fehlerquellen genannt. Anhand dieser Werte soll die Biogasaufbereitungsanlage bewertet werden.

4.1 Betriebszeiten

Zuerst soll hier auf die Betriebszeiten der Anlage eingegangen werden, welche aus den kontinuierlich gemessenen Gaskonzentrationen berechnet werden können. Diese wurde durch die zwei Gasanalytoren in einem Zeitraum vom 03.08.2015 um 20:29 Uhr bis einschließlich den 20.10.2016 um 10:05 Uhr über den gesamten Zeitraum kontinuierlich gemessen, was einer Dauer von 10645 Stunden entspricht. Kleinere Unterbrechungen gab es vor allem zu Beginn der Messungen, in denen sich die Anlage noch in der Phase der Inbetriebnahme befand, bei jeder Probenahme sowie längere Zeiten im Frühjahr 2016, als beide Gasanalytoren im IFK für eine Rekalibrierung und Linearitätsprüfung nicht mehr vor Ort messen konnten und im Sommer 2016, als die Datenverbindung unterbrochen wurde. Insgesamt wurden 6235 Stunden lang Messungen an der Biogasaufbereitungsanlage durchgeführt, die längste kontinuierliche Messung am Stück mit Ausnahme der Unterbrechungen durch Probenahmen waren 2014 Stunden zwischen dem Juli 2016 und Oktober 2016. Entsprechend war die längste Unterbrechung mit 2691 Stunden zwischen dem Januar 2016 und Mai 2016. Insgesamt wurden knapp 60 % des gesamten Untersuchungszeitraums mit Messungen der Konzentrationen beider Gase begleitet.

Die genauen Zeiträume sind in Tabelle 4-1 zu sehen. Dort werden die Zeiträume, in denen Messungen vorliegen, mit Start- und Endzeit genannt, die Dauer der Messung angegeben sowie die Betriebs- und Stillstandzeiten der Biogasaufbereitungsanlage in den entsprechenden Zeiträumen angegeben.

Wie bereits in Kapitel 3.1 erwähnt, wird das Rohgas kontinuierlich durch den mittleren Container teil geleitet und entschwefelt und vorgetrocknet, unabhängig davon, ob die Aufbereitungseinheit läuft. Das zeigt sich in den Messungen der Gaskonzentrationen insofern, als dass die Zusammensetzung von Roh- und Reingas sehr hohe Übereinstimmungen vorweisen können. Befindet sich die Anlage im Gegensatz dazu in Betrieb und CO_2 wird abgeschieden, sind erhebliche Unterschiede der CO_2 - und CH_4 -Konzentration zwischen Roh- und Reingas zu sehen. Aus den Verläufen der CO_2 - und CH_4 -Konzentration konnten demnach die Betriebszeiten und Stillstandzeiten der Biogasaufbereitungsanlage ermittelt werden. Steigt die Methankonzentration im Reingas über 60 Vol.-%, so befindet sich die Anlage in

der Anfahrphase und sobald die Methankonzentration über 80 Vol.-% steigt, werden diese Phasen in die Berechnung der Betriebszeiten integriert.

Zeitraum:		gesamt	in Betrieb	nicht in Betrieb	Anteil
von	bis	[hh:mm]	[hh:mm]	[hh:mm]	in Betrieb
03.08.2015 20:29	05.08.2015 17:55	45:25	13:30	31:55	30%
07.08.2015 21:08	31.08.2015 10:11	565:02	17:42	573:32	3%
20.09.2015 11:01	25.09.2015 11:59	120:58	41:55	79:03	35%
25.09.2015 13:18	08.10.2015 09:05	436:50	44:07	392:42	10%
13.10.2015 18:08	15.10.2015 14:58	44:49	9:24	35:24	21%
29.10.2015 13:34	20.11.2015 10:15	524:41	151:03	373:38	29%
20.11.2015 15:13	11.12.2015 10:26	497:30	157:30	340:00	32%
11.12.2015 11:50	31.12.2015 23:59	492:09	174:56	317:12	36%
01.01.2016 00:00	28.01.2016 10:17	658:17	228:20	429:56	35%
19.05.2016 13:44	01.06.2016 14:16	312:31	38:53	273:37	12%
01.06.2016 14:16	23.06.2016 11:54	525:38	239:26	286:11	46%
28.07.2016 12:11	22.08.2016 10:34	598:23	178:51	419:31	30%
22.08.2016 12:06	06.09.2016 02:06	350:00	131:31	218:28	38%
06.09.2016 02:06	20.09.2016 11:21	345:14	64:35	280:39	19%
20.09.2016 12:36	28.09.2016 21:06	200:29	63:12	137:17	32%
28.09.2016 21:06	07.10.2016 05:36	200:29	77:09	123:20	38%
07.10.2016 05:36	13.10.2016 18:05	156:29	67:44	88:45	43%
13.10.2016 18:06	20.10.2016 10:05	159:59	85:19	74:39	53%
Gesamt	10645:36	6235:00	1785:14	4475:58	
		59%	28%	72%	

längste Unterbr. 2691:27 Jan-Mai

längste Kon.-M. 2013:54 Jul-Okt

Tabelle 4-1: Zeiträume der kontinuierlich durchgeführten Messungen. Jeweiliger Beginn und Ende einer Messung mit Datum und Uhrzeit, daraus berechnet die gesamte Zeit der Messung sowie der Betriebszeiten und die durchschnittlichen Anteile der Betriebszeit an der gesamten Laufzeit.

In Summe war die Anlage während der Messungen zu über 28 % der Zeit in Betrieb, was auch gut an den einzelnen Werten abgeschätzt werden kann. Diese befinden sich meist zwischen 19 und 39 % Betriebszeit, Ausreißer nach unten gibt es lediglich vor der offiziellen Inbetriebnahme mit 3 % sowie direkt nach Inbetriebnahme mit 10 % und im Mai mit 12 % Betriebszeit. Gute Monate für den Anlagenbetrieb waren dagegen der Juni mit 46 % sowie der Oktober, in dem die Anlage mit 48 % beinahe die Hälfte des Zeitraums in Betrieb arbeitete.

Diese Betriebszeiten sprechen dafür, dass das Angebot einer Erdgastankstelle in Weitingen nahe der A 81 durchaus wahrgenommen und auch genutzt wird, obwohl die Kapazitäten noch lange nicht ausgelastet sind. Die Auslastung der Biogasaufbereitungsanlage hat im Untersuchungszeitraum zugenommen, was auf den erhöhten Bekanntheitsgrad der relativ

neuen Anlage zurückzuführen ist. Dieser ist auch dadurch gestiegen, da die Anlage mittlerweile in Karten und Navigationssystemen verzeichnet ist. Die hohe Auslastung wird außerdem dadurch bedingt, dass ein Teil der Landmaschinen auf dem Energiehof Weitingen mittlerweile auf Gasmotoren umgerüstet wurde. Diese Landmaschinen waren im September und Oktober vermehrt zur Einholung der Ernte im Einsatz und wurden entsprechend von der Tankstelle gespeist. Der Zeitraum fällt allerdings auch mit dem Ende der Sommerferien 2016 in Bayern und Baden-Württemberg zusammen, weswegen das erhöhte Aufkommen auch auf Heimkehrer aus dem Urlaub zurückgeführt werden kann.

4.2 Gaszusammensetzung

Im Folgenden soll dargestellt werden, welche Gaskonzentrationen im Untersuchungszeitraum kontinuierlich gemessen wurden. Hier ist es wichtig, zu bedenken, dass sich alle Werte aus dem Gasanalysator auf das trockene Gas beziehen. Beide Gasanalysatoren können den H_2S -Gehalt bestimmen, allerdings diskontinuierlich, da es sich um ein chemisches Verfahren handelt und die Gasanalysatoren H_2S nicht wie die übrigen Komponenten durch Infrarotsensoren bestimmen können. Weiterhin muss hier bedacht werden, dass für keines der Gase pro Messstelle Doppelbestimmungen möglich waren. Die angezeigten Konfidenzintervalle stellen daher in jedem Diagramm den Bereich der Werte dar, die im Messzeitraum zwischen den Probenahmen vom Gerät aufgenommen wurden und sind demnach ein Maß für die Schwankungen in der Gaszusammensetzung.

Für das Rohgas wurden H_2S -Konzentrationen vor Inbetriebnahme von anfangs im Mittel über 600 ppm detektiert, nach einer Anpassung am Fermenter in Form von Zugabe von Eisenhydroxid konnte dieser Wert jedoch auf etwa 100 ppm und ab dem November 2015 auf etwa 35 ppm gesenkt werden. Dieser Wert unterlag starken Schwankungen von bis zu 100 % Abweichung des Minimal- und Maximalwerts von den zuvor genannten Mittelwerten, es wurden also auch Rohgaskonzentrationen im einstelligen Bereich gemessen, ebenso im dreistelligen Bereich, beispielsweise für den Januar 2016. Ab Mai lag die Reingaskonzentration im Mittel bei 2 ppm. Im Reingas betrug der Wert von Anfang an im Mittel 2-3 ppm, was dafür spricht, dass die Entschwefelungseinheit sehr gute Arbeit mit Abscheideraten von über 90 % erreichte. Die Abweichungen betrug auch hier bis zu 100 %, was jedoch einem Bereich von 1 bis 5 ppm H_2S -Konzentration im Reingas und damit der Auflösung des Analysators entspricht. Auffällig ist, dass seit dem Mai 2016 die H_2S -Konzentration im Rohgas mit etwa 2 ppm die Hälfte des Wertes des Reingases mit 4 ppm beträgt. Da der Rohgasstrom auch etwa doppelt so groß wie der Reingasstrom ausfällt, bedeutet das, dass so gut wie kein H_2S durch den Wasserkreislauf entfernt wird. Abbildung 4-1 zeigt die mittlere H_2S -Konzentration y von Roh- und Reingas für die Dauer der kontinuierlichen Messungen über den gesamten gemessenen

Die Spurenkomponente H_2 konnte nur mit einem der beiden Gasanalysatoren detektiert werden. Dieser Analysator war im Zeitraum von August 2015 bis einschließlich Januar 2016 an das Rohgas und von Mai 2016 bis einschließlich Oktober 2016 am Reingas angeschlossen. Im Mittel betrug die H_2 -Konzentration des Rohgases zwischen 8 und 28 ppm, es konnte eine deutliche Zunahme seit Beginn der Messungen detektiert werden. Dies ist vor allem an den Maximalwerten der H_2 -Konzentration abzulesen, die mit bis zu 130 ppm das mehr als vierfache des Mittelwertes erreichten. Die Minimalwerte dagegen lagen stabil bei 5 ppm. Wasserstoff ist bei der Fermentation ein Zwischenprodukt hin zum Methan, die erhöhte Konzentration kann darauf hinweisen, dass die Biogasproduktion zum Ende des Jahres nicht mehr in dem Maße vollständig ablief als beispielsweise noch im August. Im Reingas wurde während der Messungen zwischen Mai und Oktober 2016 ein stabiler Mittelwert zwischen 9 und 19 ppm gemessen, meistens lag der Mittelwert bei 15 ppm, was ungefähr der Hälfte des Rohgaswertes entspricht. Auch die Minimalwerte waren hier stabil bei 2-3 ppm und entsprechen wieder der Hälfte des Rohgaswertes, ebenso die Maximalwerte mit 65 ppm. Da jedoch der Volumenstrom des Reingases in etwa der Hälfte des Rohgasvolumenstromes entspricht, sind ungefähr 75 % des Wasserstoffes mit dem Washwasser aus dem Gas entfernt worden. Die Abscheidung des Wasserstoffs lässt sich dadurch erklären, dass es sich beim Wasserstoff um ein sehr kleines Molekül handelt und dieses daher leicht durch die Membran diffundieren kann. Abbildung 4-3 zeigt die zeitlichen Verläufe der Mittelwerte der H_2 -Konzentration y in ppm für den Zeitraum von August 2015 bis Januar 2016 für das Rohgas und von Mai 2016 bis Oktober 2016 für das Reingas.

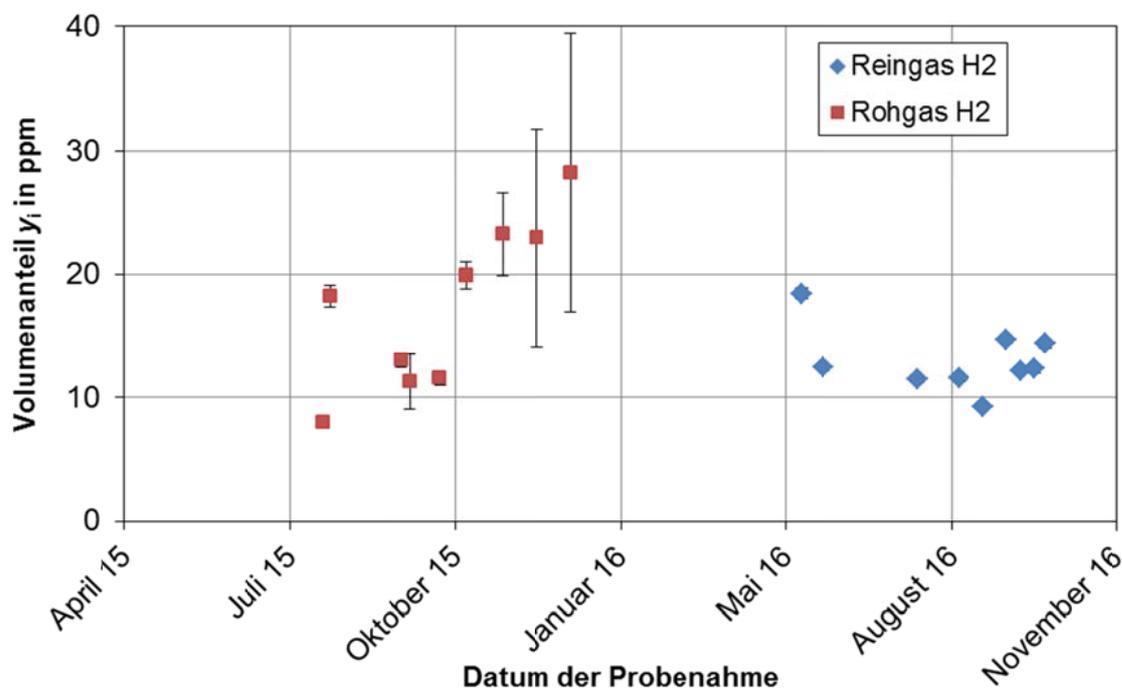


Abbildung 4-3: Zeitlicher Verlauf der mittleren H_2 -Konzentration in Roh- und Reingas während der Dauer der Messungen. Der Volumenanteil y ist in ppm über den Daten der Probenahmen aufgetragen.

Die letzte Komponente, welche sowohl in Roh- als auch in Reingas nur in Spuren vorkommen sollte, ist Sauerstoff. Dieses Gas kann ebenfalls nur von einem der beiden Gasanalytoren gemessen werden, daher liegen hier Werte für das Reingas im Zeitraum von August 2015 bis einschließlich Januar 2016 vor, während die Werte im Rohgas von Mai 2016 bis einschließlich Oktober 2016 gemessen werden konnten (vgl. Abbildung 4-4). Da über den gesamten Messzeitraum im Reingas relativ hohe Sauerstoffkonzentrationen von im Mittel 0,3 Vol.-% mit Spitzen von bis zu 4 Vol.-% detektiert wurden, ist ein Vergleich mit der Rohgassauerstoffkonzentration wichtig, um eine Erklärung für die erhöhten Werte finden zu können. Die Messungen im Rohgas zeigen, dass dieses nicht die hauptsächliche Quelle sein kann, denn hier wurde im Mittel 0,02 Vol.-% Sauerstoff gemessen. Das bedeutet bei einem zu erwartenden Verhältnis von Roh- zu Reingas von 2:1 einen Reingassauerstoffgehalt von etwa 0,04 Vol.-%; das Siebenfache dieser Konzentrationen wurde jedoch gemessen, was auf einen Sauerstoffeintrag während der Aufbereitung hindeutet. Auf diese Problematik soll an späterer Stelle noch einmal eingegangen werden.

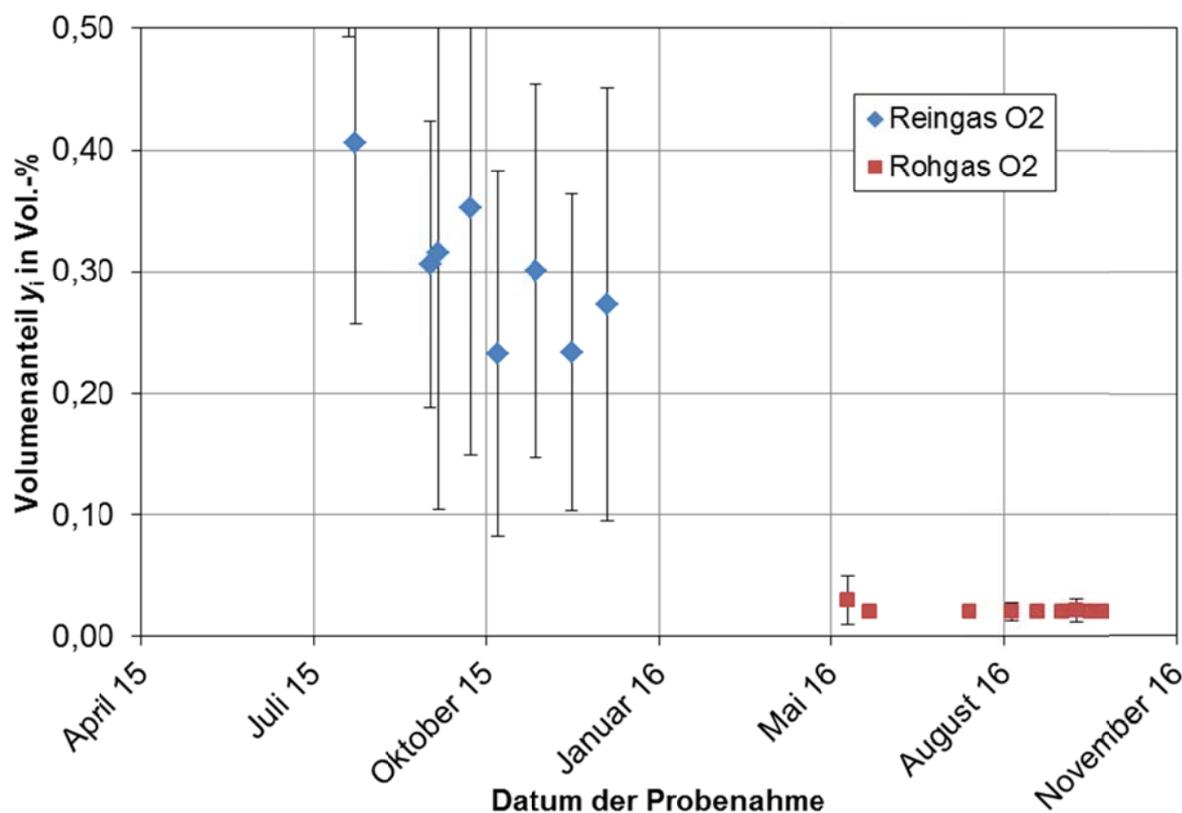


Abbildung 4-4: Zeitlicher Verlauf der mittleren O₂-Konzentration in Roh- und Reingas während der Dauer der Messungen. Der Volumenanteil y_i ist in Vol.-% über den Daten der Probennahmen aufgetragen.

Die beiden wichtigsten Gaskomponenten im Biogas wie im Biomethan sind CO₂ und CH₄. Für diese beiden Gase liegen sowohl für das Roh- als auch das Reingas zu jedem Messzeitpunkt Werte vor. Im Rohgas wurden im Zeitraum Konzentrationen von im Mittel 52 Vol.-% für CH₄ an beiden Gasanalytoren gemessen. Die Methankonzentration des Rohgases blieb

dabei über den Beobachtungszeitraum sehr konstant. Die maximale Abweichung der Mittelwerte beträgt 2 Vol.-%, was sich in der sehr geringen Standardabweichung der Mittelwerte voneinander von etwa 0,6 widerspiegelt. Auch der Methangehalt des Reingases zeigte einen dauerhaft stabilen Verlauf über den gesamten Messzeitraum. Dieser Wert betrug im Mittel 89 Vol.-%. Im Oktober wurden mehr als 93 Vol.-% gemessen; eine Erklärung hierfür kann das erhöhte Wasservolumen im Tank sein, da dieser im Oktober von 0,5 m Füllhöhe auf knapp 2 m befüllt wurde. Die Abweichung der Mittelwerte ist hier etwas größer und beträgt 1. Der Verlauf der Methankonzentration in beiden Gasen mit der jeweiligen Schwankungsbreite innerhalb der einzelnen Messzeiträume ist in Abbildung 4-5 zu sehen, in der die Gaskonzentration für jeden Messzeitraum aufgetragen ist. Die Konzentration y_{CH_4} ist auf der y-Achse von 0 bis 100 Vol.-% aufgetragen, während die Messzeiträume die x-Achse darstellen.

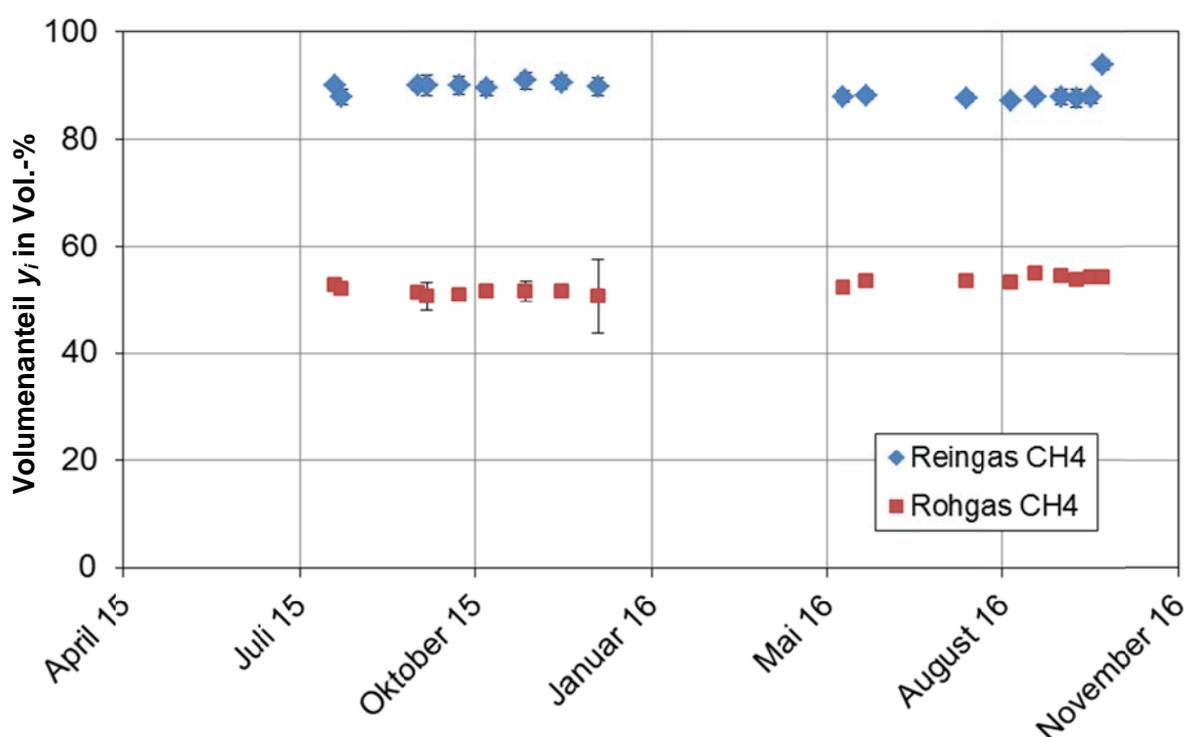


Abbildung 4-5: Zeitlicher Verlauf der Gaskonzentration von Roh- und Reingas für Methan. Die Konzentration y ist in Volumenprozent aufgetragen, die Zeitachse gibt die einzelnen Messzeiträume wieder.

Die zweite wichtige Gaskomponente, CO_2 , konnte im Reingas auch sehr genau bestimmt werden. Die Konzentration betrug hier im Mittel etwa 5,5 Vol.-%. Die Standardabweichung von den Mittelwerten ist mit etwa 0,8 recht gering. Für das Rohgas ist die Konzentration mit mehr Schwankungen behaftet. Mittelwerte zwischen 38 Vol.-% und 47 Vol.-% wurden hier gemessen. Der Verlauf der Kohlendioxidkonzentration in beiden Gasen sowie die Schwankungsbreite der Messwerte der einzelnen Messintervalle sind in Abbildung 4-6 dargestellt. Hier wurde die CO_2 -Konzentration y_{CO_2} von 0 bis 60 Vol.-% über den einzelnen Messzeiträumen aufgetragen.

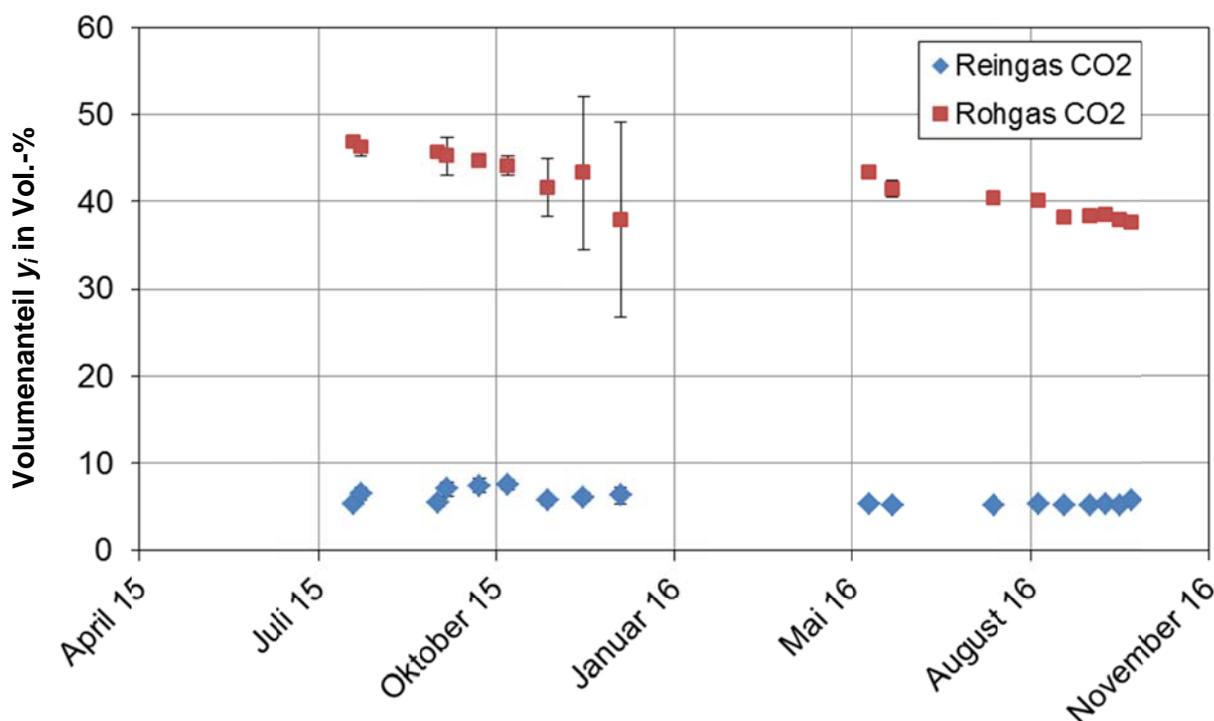


Abbildung 4-6: Zeitlicher Verlauf der Gaskonzentration von Roh- und Reingas für Kohlendioxid. Die Konzentration ist in Volumenprozent aufgetragen, die Zeitachse gibt die einzelnen Messzeiträume wider. Die Balken an den Messpunkten stellen die Schwankungsbreite der Messwerte im Messzeitraum dar.

Auffällig ist, dass die Gasanalysatoren meist in Summe nur etwa 95 Vol.-% an Gaskomponenten detektieren, auch nach der Anpassung an die Kalibrierung. Im Reingas lässt sich dies damit erklären, dass an einer Stelle Luft in die Aufbereitung eintritt, denn vor der Aufbereitung wird kaum Sauerstoff gefunden, jedoch befindet er sich danach mit zu hohen Werten im Reingas. Setzt man das entsprechende Verhältnis von Stickstoff zu Sauerstoff von etwa 78 zu 21 Anteilen zugrunde, kann im Reingas zwischen einem und zwei Vol.-% Stickstoff aus der Luft zur Summe der Mittelwerte hinzuaddiert werden, der nicht mit den Gasanalysatoren detektiert werden kann. Laut Herstellerangaben haben die Gasanalysatoren eine zulässige Abweichung vom tatsächlichen Wert um $\pm 2\%$ absolut, wodurch die Summe aus CO_2 , CH_4 und der aus der Sauerstoffkonzentration berechnete Anteil an Luft unter Berücksichtigung des Messfehlers sehr nahe an 100 % reichen. Damit ist es möglich, sowohl im Roh- als auch im Reingas durch Korrektur der Werte nach oben in Summe aller Mittelwerte 100 Vol.-% zu erhalten. Es kann jedoch nicht ausgeschlossen werden, dass Gasanteile im Bereich von 1 bis 5 Vol.-% nicht detektiert werden können. Untermuert wird dieser Befund durch die Tatsache, dass auch die Anzeige der SPS für das Reingas der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH zu keinem Zeitpunkt 100 Vol.-% in Summe anzeigt und auch mit dem Handgerät der Firma Veas nicht 100 Vol.-% im Reingas gefunden werden konnten.

Im Folgenden soll eine exemplarische Aufzeichnung eines Messzeitraums von 500 Stunden, was knapp drei Wochen entspricht, beschrieben und gezeigt werden.

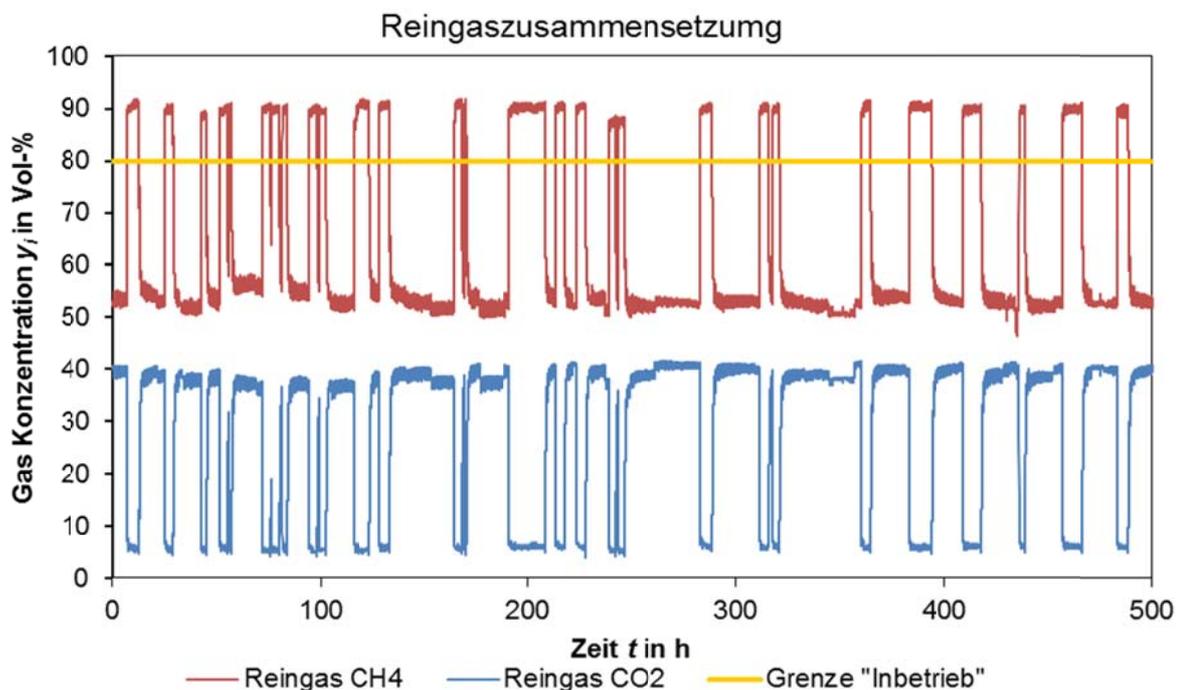


Abbildung 4-7: Zeitlicher Verlauf der Reingaskonzentration. Die Konzentrationen y_i von CO_2 und CH_4 sind in Vol.-% über der Zeit t in h aufgetragen. Zusätzlich ist eine Grenze von 80 Vol.-% für den Zustand „In Betrieb“ eingezeichnet.

In Abbildung 4-7 sind die 500 Stunden (von 29.10.2015 bis 20.11.2015) auf der x-Achse als t in h und die Gaskonzentrationen y_i von 0 bis 100 Vol.-% auf der y-Achse aufgetragen. Gezeigt wird die CO_2 -Konzentration in blau und die CH_4 -Konzentration in rot im Reingas. Wie zu erwarten zeigen die Verläufe ein spiegelsymmetrisches Verhalten. Die gelbe Markierung stellt eine fiktive Grenze für die Auswertung dar, sie gibt an, dass ab 80 Vol.-% CH_4 -Konzentration die Werte für den Bereich „In Betrieb“ gezählt werden und sich die Anlage nicht im Zustand des An- oder Herunterfahrens befindet bzw. nicht aufbereitet. Es ist zu sehen, dass die Phasen der Aufbereitung ebenso wie die Phasen des Stillstands sehr verschiedene Zeiträume zwischen einzelnen Stunden und mehreren Tagen haben können.

Um die bereits angesprochene Thematik des Sauerstoffeintrags in das Reingas näher zu beleuchten, soll Abbildung 4-8 zu Hilfe gezogen werden. Hier sind für einen Zeitraum von 200 Stunden (von 11.12.2015 bis 19.12.2015) die CH_4 - und O_2 -Konzentrationen im Reingas aufgetragen. Die Zeit t ist in h auf der x-Achse zu sehen, während die primäre y-Achse die Methankonzentration y_{CH_4} von 0 bis 100 Vol.-% zeigt. Die sekundäre y-Achse zeigt, ebenfalls in Vol.-%, allerdings in einer höheren Auflösung von 0 bis 10 Vol.-%, die O_2 -Konzentration y_{O_2} .

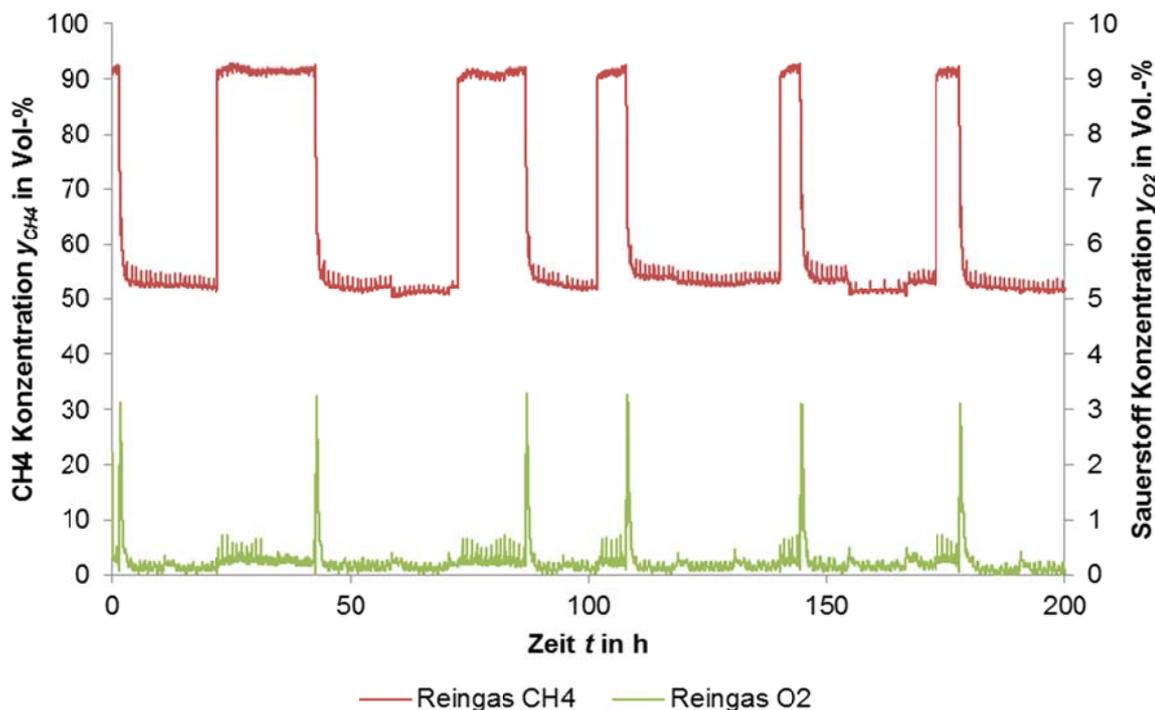


Abbildung 4-8: Zeitlicher Verlauf der Reingaskonzentration. Die Konzentrationen y_i von O_2 und CH_4 sind in Vol.-% über der Zeit t in h aufgetragen.

Es ist eindeutig zu erkennen, dass der Verlauf der Sauerstoffkonzentration sehr niedrig ist bis zu dem Zeitpunkt, da die Anlage von „in Betrieb“ auf „Nicht in Betrieb“ umschaltet. Hier steigt der Sauerstoffgehalt an und nimmt Werte über 3 Vol.-% des Reingases an. Diese Messungen legen nahe, dass konstruktionsbedingt an einer Stelle in der Aufbereitung Luft in den Teil der Gasaufbereitungsanlage eintritt, welcher mit der Reingasseite verbunden ist. Eine mögliche Erklärung kann der Füllstand des Wassertanks sein. Durch die geringe Höhe befinden sich der Wasserfüllstand im Tank und der in den Rohren in einem Ungleichgewicht. Schaltet die Anlage aus, kann das Wasser zu einem Teil beispielsweise wieder zurückfließen und einen Sog an der Atmosphäre über dem Wassertank erzeugen. Da diese mit der Umgebung verbunden ist, besteht die Möglichkeit, dass hier Sauerstoff ins System gelangt. Verbessert werden kann dies beispielsweise durch einen höheren Füllstand. Um diesen Zusammenhang abzuklären wäre es sinnvoll, Sauerstoffmessungen im Reingas zu wiederholen, nachdem im Oktober 2016 der Wasserstand im Tank erhöht wurde. Zu diesem Zeitpunkt war jedoch der Analysator mit der O_2 -Messzelle im Rohgasstrom verbaut.

Der O_2 -Eintrag könnte auch daher rühren, dass sich O_2 ebenso wie CO_2 oder CH_4 in Wasser löst. Der Sauerstoff wird bei der Entgasung im Wassertank vom Spülwasser aufgenommen und bei der Absorption in der Gasaufbereitung wieder freigesetzt, was eine Erklärung für den konstanten Sauerstoffanteil in Abbildung 4-4 sein kann. Diese Aufnahme findet daher im Tank statt, da hier ein vergleichsweise hoher Sauerstoffpartialdruck von $0,209 p/p_0$ vor-

herrscht, während auf Seiten des Biogases der Sauerstoffpartialdruck vernachlässigbar klein ist. Dies ist antizyklisch zum CO₂- und CH₄-Partialdruck, der im Biogas sehr hoch im Vergleich zur Atmosphäre ist.

Neben den kontinuierlichen Messungen der Zusammensetzung des Roh- und Reingases wurde auch bei jedem Besuch die Zusammensetzung des Gases am Austritt aus dem Wassertank gemessen. Diese Werte liegen daher diskontinuierlich vor. Sie wurden alle mit demselben Gasanalysator gemessen, welcher auch O₂ detektieren kann. Tabelle 4-2 gibt die Messwerte und deren Standardabweichungen, jeweils in Vol.-%, wieder. Zusätzlich wird mit dem Sauerstoffwert ein entsprechender Stickstoffanteil berechnet mit dem Faktor 3,732, welcher das Verhältnis von Stickstoff zu Sauerstoff in der Atmosphäre darstellt. Mit diesem ergänzten Stickstoffwert können die einzelnen Gaskomponenten aufsummiert werden. Je näher der Wert an 100 Vol.-% ist, desto verlässlicher sind die einzelnen Messwerte der Abgaszusammensetzung.

Datum		Gas Analysator	Dauer	CH ₄		O ₂		CO ₂		Gesamt Vol.-%
				MW Vol.-%	STABW Vol.-%	MW Vol.-%	STABW Vol.-%	MW Vol.-%	STABW Vol.-%	
25.09.2015	1	O2	00:11:00	2,0	2,20	17,5	9,9E-02	15,66	6,7E-02	103
25.09.2015	2	O2	00:08:40	1,9	2,06	17,3	1,1E-01	16,64	6,0E-02	102
20.11.2015		O2	00:12:00	1,6	1,57	16,9	5,8E-02	17,81	5,6E-02	101
11.12.2015		O2	00:21:20	1,7	1,73	16,9	2,5E-02	18,51	1,2E-01	102
19.05.2016	1	H2	00:18:40	1,6	1,57			14,90	1,3E-01	
19.05.2016	2	O2	00:16:10	1,6	1,63	17,6	2,4E-01	14,91	2,0E-01	101
28.07.2016		O2	00:03:40	1,8	1,79	17,8	1,1E-01	11,47	2,8E-02	99
20.10.2016		O2	00:00:00	1,4	1,37	18,0	3,7E-02	10,05	8,7E-01	98

Tabelle 4-2: Gaszusammensetzung des Abgases aus dem Wassertank. Die Gaskonzentrationen y_i der Komponenten CH₄, O₂, und CO₂ sind mit Standardabweichung in Vol.-% gegeben, das Datum und die Dauer der Messung sowie der Typ des Gasanalysators werden genannt. Die Komponenten werden um einen konstruierten Stickstoffwert ergänzt und aufsummiert, was in der letzten Spalte zu sehen ist.

Diese Werte sind in Abbildung 4-9 auch graphisch veranschaulicht. Hier sind die Gaskonzentrationen y_i der Gase CO₂, CH₄ und O₂ auf der y-Achse in einem Bereich zwischen 0 Vol.-% und 20 Vol.-% aufgetragen, auf der x-Achse sind die einzelnen Datumsangaben der Probenahmen zu finden. Während die Werte für Sauerstoff über den gesamten Zeitraum in einem engen Bereich zwischen 16,9 Vol.-% und 18,0 Vol.-% liegen und im Mittel 17,4 Vol.-% betragen und kaum abweichen, genauso wie die Methanwerte, die zwischen 1,4 Vol.-% und 2,0 Vol.-% liegen und einen Mittelwert von 1,7 Vol.-% haben, gibt es beim Kohlendioxid mehr Unregelmäßigkeiten. Dieser hat einen Mittelwert von 15 Vol.-%, schwankt allerdings von anfänglichen 18,5 Vol.-% hin zur letzten Messung mit gerade einmal 10 Vol.-%. Dennoch

sind die Ergebnisse je Messreihe doch sehr plausibel, denn die 100 Vol.-% Gaszusammensetzung wird nahezu in fast allen Fällen erreicht.

Die Quelle der größten Abweichungen stellt hier der Sauerstoff dar, denn mit diesem wird der Stickstoffanteil rückgerechnet, was durch den sehr großen Faktor von 3,732 kleine Abweichungen recht stark ins Gewicht fallen lässt. Unter Einbezug der Abweichungen der einzelnen Messsensoren wird jedoch davon ausgegangen, eine plausible Gaszusammensetzung detektiert und keine Komponenten über- oder unterbewertet zu haben. Daher werden die hier ermittelten Werte als repräsentativ für das Abgas aus dem Wassertank erachtet und damit in Kombination mit der Wasserumlaufmenge der Abluftstrom in der Bilanzierung berechnet. Dafür spricht auch die Kontinuität von zwei der drei gemessenen Gase, des Weiteren sind bei CO₂ die größeren Abweichungen bereits aus den kontinuierlichen Messungen bekannt.

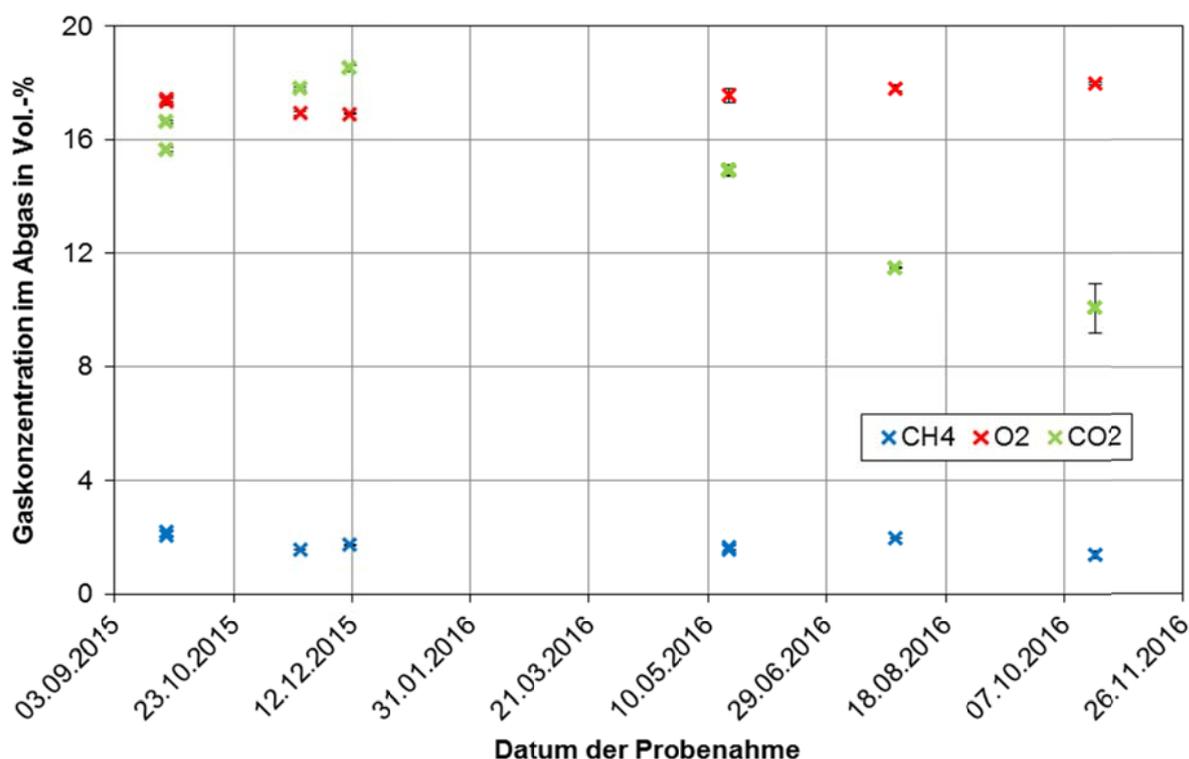


Abbildung 4-9: Gaszusammensetzung des Abgases aus dem Wassertank. Die Gaskonzentrationen y_i der Gase Sauerstoff, Methan und Kohlendioxid sind in einem Wertebereich zwischen 0 Vol.-% und 20 Vol.-% für die jeweiligen Messdatumsangaben aufgetragen.

Zusätzlich wurden am 20.10.2016 und 26.10.2016 Messwerte mit dem Schnellmessgerät der Firma MRU Instruments Inc. vom Typ Optima 7 Biogas an mehreren Stellen in der Aufbereitungseinheit aufgenommen, beispielsweise zwischen den Absorptionsstufen der Gasaufbereitung oder über der Wasseroberfläche im Tank während des Stillstands. Die Ergebnisse dieser Messungen sind in Tabelle 4-3 aufgelistet. Auffällig an diesen Werten ist eine zum Teil sehr gute Übereinstimmung mit den vom IFK gemessenen Werten aus den Gasanalysato-

ren, insbesondere bei der Abluft aus dem Container. Weitere Übereinstimmungen finden sich auch bei der Reingaskonzentration von CH_4 und der Rohgaskonzentration von CO_2 . Die übrigen Werte werden von den Analysatoren des IFK als etwas geringer liegend detektiert, das Optima 7 findet aber ebenso wie die Geräte des IFK auch im Reingas nicht 100 Vol.-% an Gaskomponenten. Auch die sehr hohe Methankonzentration über der Wasseroberfläche im Spülwassertank von über 22 Vol.-% ist bedeutsam, denn sie liegt über der CO_2 -Konzentration mit 16,46 Vol.-%, was dafür spricht, dass das physikalisch gelöste Methan im Tank nahezu vollständig desorbiert wird. Dafür spricht ebenso, dass die Methankonzentration des in den Tank eintretenden Abgasstroms aus der Entgasungsstufe 1 gerade einmal 0,77 Vol.-% beträgt, das CH_4 also vorher bereits nahezu vollständig abgeschieden wurde, während das CO_2 mit 8,37 Vol.-% hier einen deutlich höheren Wert aufweist und die Entgasungsstufen daher für die CO_2 -Entfernung aus dem Spülwasser sehr bedeutsam sind. Zuletzt fällt die allgemeine Gaszusammensetzung im geschlossenen Container während des Stillstandes mit einem mehr als doppelt so hohen CO_2 -Anteil von 0,09 Vol.-% auf, als aus der atmosphärischen Zusammensetzung erwartet werden kann sowie der Methangehalt in der Containerluft, der mit 0,06 Vol.-% bereits die in Kapitel 3.4 aufgezeigten maximalen 0,02 Vol.-% als Emissionen aus der Anlage überschreitet. Diese erhöhten Werte werden die mit der im Container vorhandenen Umgebungsluft vermischt Gase aus dem Austritt der zweiten Entgasungsstufe darstellen.

	y_{CH_4} in Vol.-%	$y_{\text{H}_2\text{S}}$ in ppm	y_{CO_2} in Vol.-%	y_{O_2} in Vol.-%	Datum
Anlage in Betrieb					
Abluft aus Container	1,88	0	12,44	17,7	20/10/2016
Abluft aus Container	1,20	0	8,87	18,6	26/10/2016
Aus Entgasungsstufe 1 in Tank	0,77	0	8,37	18,7	20/10/2016
Nach erster Gasaufbereitungsstufe	76,78	0	21,95	0,3	20/10/2016
Reingas	89,37	1	7,62	0,7	20/10/2016
Rohgas	56,39	294	43,27	0,0	20/10/2016
Anlage nicht in Betrieb					
Abgas aus Container	9,29	0	6,58	17,5	26/10/2016
In Tank (Anlage nicht in Betrieb)	22,06	0	16,46	14,4	26/10/2016
Im Container	0,06	0	0,09	20,8	26/10/2016

Tabelle 4-3: Ergebnisse der zusätzlichen Messungen mit dem Gerät Optima 7 von MRU Instruments. Die Gaskonzentrationen y_i von CH_4 , CO_2 und O_2 sind in Vol.-% angegeben, die von H_2S in ppm.

Die letzte Analyse für die Gase betrifft den Feuchtegehalt. Dieser sollte im Maximalfall gesättigt für T und p sein. Das bedeutet beispielsweise unter atmosphärischen Druckbedingungen von 1,01325 bar und einer Temperatur θ von 7 °C einen Volumenanteil $y_{\text{H}_2\text{O}}$ von 1 Vol.-% und bei einer Temperatur θ von 42 °C einen Volumenanteil $y_{\text{H}_2\text{O}}$ von 10 Vol.-%. Die Mes-

sungen des Wassergehalts erwiesen sich an vielen Probennahmeterminen als äußerst schwierig, da oft mitgerissene Tropfen das Ergebnis verfälschten und somit zu berechneten Wassergehalten führten, die die Sättigung unter den vorherrschenden Bedingungen überschritten. Die relative Feuchte des Rohgases war zu allen Zeitpunkten höher als die des Reingases, jedoch unterschritten die Werte zu keinem Zeitpunkt eine relative Feuchte von 50 %. Die Ergebnisse zeigen alle sehr deutlich, dass das Gas sowohl in rohem als auch aufbereitetem Zustand merklich feucht ist und für das Reingas eine Nachrocknung notwendig ist.

4.3 Wasseranalytik

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse der durchgeführten Konzentrationsmessungen der Analyten H_2S , CO_2 und CH_4 im Waschwasser vorgestellt.

Angefangen werden soll mit der Bestimmung der Schwefelwasserstoffkonzentration im Spülwasser. Dieser dissoziiert im Wasser und mit einem optischen Schnelltest wird die Konzentration an S^{2-} -Ionen gemessen. Die untere Nachweisgrenze dieses Testes liegt bei 0,1 mg/l. Alle genommenen Proben haben sich farblich nicht von der Referenz unterschieden, was bedeutet, dass weniger als 0,1 mg/l Sulfidionen im Wasser vorhanden sind. Untermauert wird dieses Ergebnis auch von der Tatsache, dass sowohl im Abgas als auch im Reingas keine bzw. mit etwa 2 ppm äußerst geringe H_2S -Werte detektiert werden. Die integrierte Entschwefelungsanlage hat demnach einen sehr hohen Abscheidegrad.

Der Gehalt des im Wasser gelösten CO_2 wird durch eine Titration bestimmt. Durch Vorlage von KOH im Überschuss wird das gesamte im Wasser physikalisch gelöste CO_2 nunmehr chemisch gebunden und der CO_2 -Gehalt der Probe damit stabilisiert. Die Werte aus der Titration entsprechen darum im Rahmen der Genauigkeit der Messgeräte und ihrer Fehlertoleranzen den im Wasser vorliegenden Konzentrationen x_{CO_2} . Diese CO_2 -Beladungen sind in Gramm CO_2 pro Kilogramm CO_2 -freier Wasserprobe über den Daten der Probennahmen in Abbildung 4-10 aufgetragen. Die Werte liegen alle in einem Bereich zwischen 0,2 g/kg und 0,9 g/kg. Für jedes Datum wurden jeweils drei Proben genommen (nach der Beladung (grün), aus dem Tank (hellblau) und nach der Entgasung (dunkelblau)). Jede Probe wurde zweifach analysiert.

Die Werte der Proben nach der Entgasung liegen je Probenahme, aber auch im zeitlichen Verlauf, in einem recht engen Bereich und ihre absoluten Abweichungen voneinander sind sehr klein. Im Mittel beträgt der Wert der Beladung x_{CO_2} für diese Proben 0,26 Gramm CO_2 pro Kilogramm CO_2 -freiem Wasser.

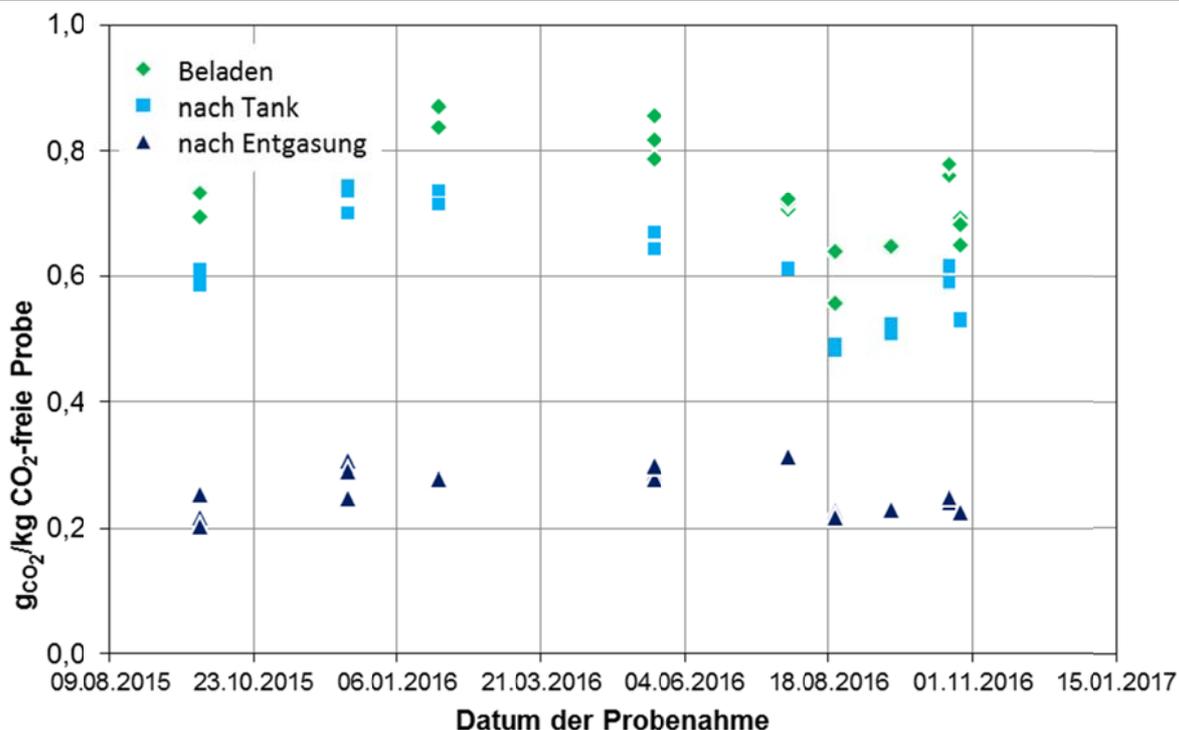


Abbildung 4-10: Verlauf des CO₂-Gehalts der drei Probenahmestellen für das jeweilige Datum der Probenahme. Der CO₂-Gehalt x_{CO_2} ist in Gramm CO₂ pro Kilogramm CO₂-freier Wasserprobe aufgetragen.

Die Proben aus dem Wassertank weisen zwar je Probenahme eine sehr gute Übereinstimmung auf, der Bereich, in dem die Werte an verschiedenen Probenahmen liegen, ist jedoch wesentlich breiter. Dies zeigt sich auch daran, dass die Standardabweichung hier deutlich größer als bei den Proben nach der Entgasung ist. Im Mittel beträgt die Beladung dieser Proben ungefähr 0,6 g/kg, was bedeutet, dass durch das Entgasen in den Membrankontak-toren durchschnittlich 0,34 g CO₂ pro Kilogramm Wasser aus dem Wasser abgeschieden werden können. Ähnlich ist es bei den beladenen Proben: diese streuen je nach Datum der Probenahme in einem weiteren Bereich und auch die Standardabweichung beträgt im Mittel bis zu 0,02 g/kg. Auch wenn sich der Bereich, in dem sich die Werte der beladenen Wasserproben befinden, mit demjenigen der Proben aus dem Wassertank teils überschneidet, liegen die Werte pro Probenahmedatum doch immer messbar über denjenigen Proben nach dem Versprühen im Wassertank. Der Mittelwert der stark beladenen Wasserproben liegt mit 0,75 Gramm CO₂ pro Kilogramm CO₂-freier Probe um 0,15 g/kg über den Proben aus dem Tank; das heißt, dass durch das Versprühen des beladenen Wassers in die CO₂-reiche Atmosphäre des Wassertanks bereits eine leichte Verringerung der CO₂-Beladung erreicht wird.

Eine kumulierte Darstellung der gemessenen Werte der CO₂-Beladung ist in Abbildung 4-11 zu finden. Hier sind die Mittelwerte als Säulen für die drei Probenahmestellen „Beladen“ (#3), „aus Tank“ (#2) und „nach Entgasung“ (#1) dargestellt. Die y-Achse weist einen Wertebe-

reich von 0 bis 0,9 Gramm CO₂ je Kilogramm CO₂-freier Wasserprobe auf. Die Höhe der Säulen stellt den Mittelwert dar, sie betragen die bereits genannten 0,75 g/kg, 0,6 g/kg und 0,26 g/kg. Diesem Diagramm sind auch die Schwankungsbreiten der Werte zu entnehmen, sie betragen bei der beladenen Lösung $\pm 0,09$ g/kg, bei den Proben aus dem Tank $\pm 0,08$ g/kg und bei der entgasten Probe $\pm 0,035$ g/kg. Hier ist nochmal sehr deutlich zu erkennen, dass der CO₂ Austrag aus dem Waschwasser zum größten Teil in der von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH entwickelten Entgasungsstufe erfolgt. Eine Erklärung für den vergleichsweise geringen CO₂-Austrag im Wassertank könnte der direkt neben dem beladenen Waschwasser in den Tank geführte Abgasstrom aus der ersten Entgasungsstufe sein. Da das Wasser im Tank versprüht wird, hat es eine sehr große spezifische Oberfläche und sollte in einer CO₂-armen Atmosphäre gut regeneriert werden. Durch die räumliche Nähe zum Abgasstrom herrscht in der Umgebung des Wassersprays jedoch ein deutlich höherer CO₂-Partialdruck und die Desorption des CO₂ wird durch dieses nun erheblich verminderte Partialdruckgefälle abgeschwächt. Eine Möglichkeit, dieses Problem anzugehen und dadurch den CO₂ Austrag zu verbessern und damit verbunden ebenfalls die umlaufende Wassermenge zu reduzieren, könnte sein, die Zusammenführung der einzelnen Abgasströme erst nach dem Versprühen zu realisieren.

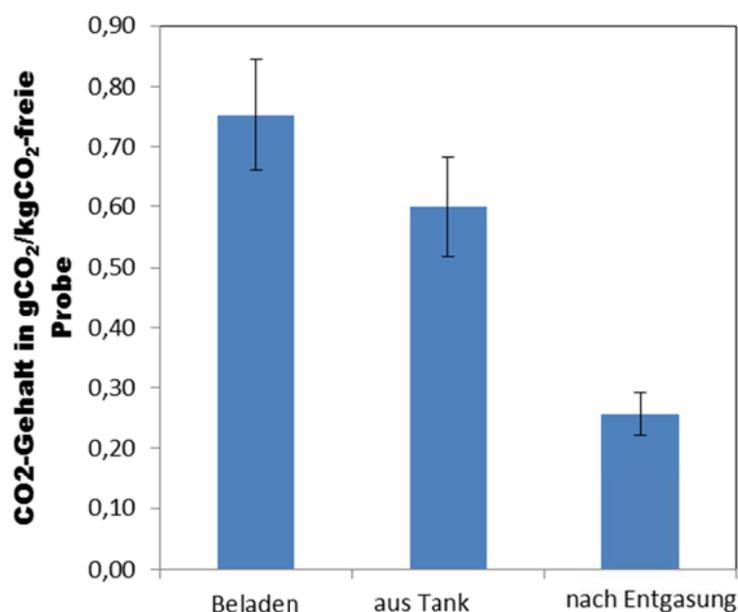


Abbildung 4-11: Säulendiagramm der Mittelwerte der CO₂-Beladung im Waschwasser. Die Höhe der Säule zeigt den Mittelwert an den Entnahmestellen „Beladen“, „aus Tank“ und „nach Entgasung“ in Gramm CO₂ pro Kilogramm CO₂-freier Probe und deren Schwankungsbreiten.

Für die Bestimmung des Methangehalts im Wasser konnte nicht wie beim CO₂-Gehalt auf eine chemische Stabilisierung zurückgegriffen werden, sondern es wurde das rein physikalisch gebundene Methan detektiert. Aus diesem Grund und weil eine sehr geringe Konzentration zu erwarten war, wurden sehr große Probenvolumen genommen, was sich im Folgen-

den als richtig erwiesen hat. Der Methangehalt des Wassers wurde in Milligramm pro Liter CH_4 -freier Probe gemessen. Alle Ergebnisse der FID-Analysen sind in Abbildung 4-12 zu sehen. Hier stehen die blauen Rauten für Messungen der beladenen Wasserproben der Entnahmestelle #3, rote Quadrate stellen die Ergebnisse des Waschwassers nach Austritt aus dem Tank #2 dar und grüne Dreiecke repräsentieren die Messpunkte nach der Entgasung #1. In den Proben nach der Entgasung konnte in der Hälfte der Proben kein Methan nachgewiesen werden, in der anderen Hälfte betrug der Methangehalt meist unter 0,1 mg/l. Im Mittel ist der Methangehalt x_{CH_4} des Wassers 0,07 mg/l ohne Berücksichtigung der Proben, deren Methangehalte unterhalb der Nachweisgrenze lagen. Daraus lässt sich schließen, dass die Entgasung sehr gute Arbeit bei der Abscheidung des Methans aus der Spülflüssigkeit leistet. Da alle Proben der Probenahmestelle nach der Entgasung bereits im untersten Bereich des Messgerätes Werte geliefert haben, kann davon ausgegangen werden, dass minimale Mengen an CH_4 im Wasser vorhanden sein müssen, die sichere Quantifizierung jedoch tendenziell den Messbereich des Gerätes bereits unterschreitet.

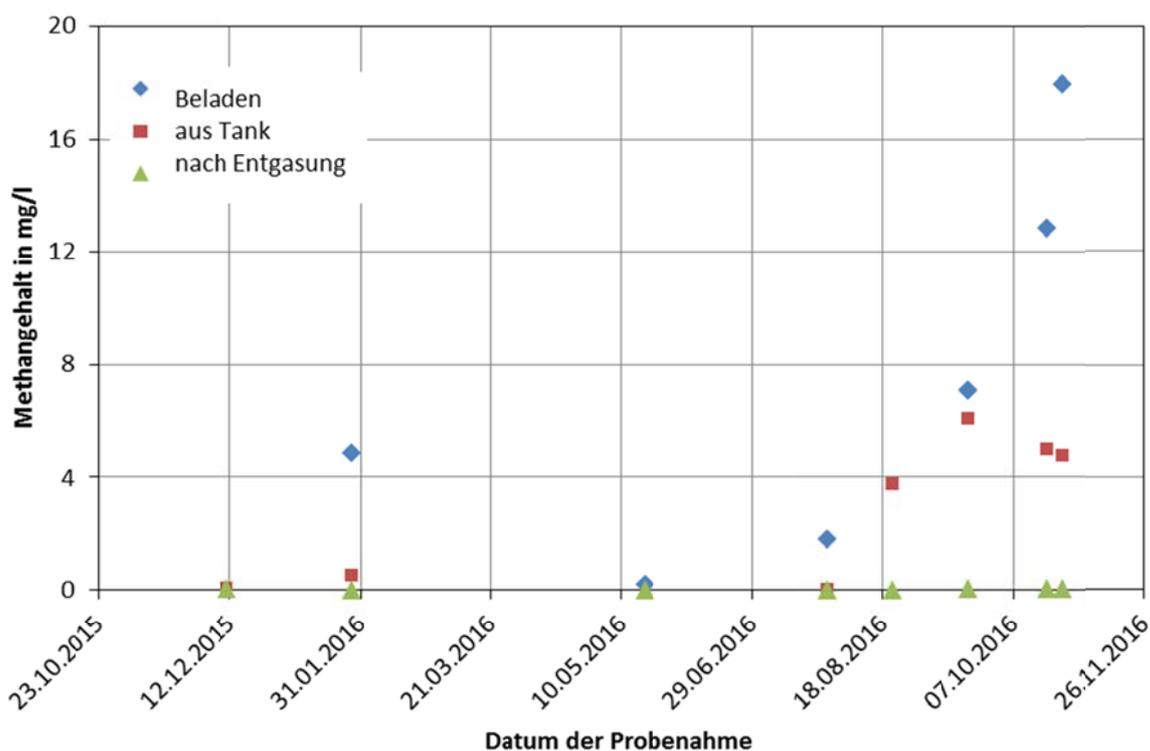


Abbildung 4-12: Methangehalt im Waschwasser für die einzelnen Probenahmen. Der Methangehalt ist in Milligramm pro Liter gasfreier Probe angegeben.

Auch für die Proben aus dem Tank werden Werte von eher sehr niedriger Konzentration gemessen. Diese liegen zwischen einem x_{CH_4} von 0,006 mg/l und 6 mg/l. Hier sind zum Teil sehr starke Abweichungen untereinander erkennbar. Der Mittelwert der Proben beträgt ein x_{CH_4} von 4,72 Milligramm Methan pro Liter gasfreier Probe.

Der Methangehalt des beladenen Wassers liegt im Mittel bei einem x_{CH_4} von 11,89 Milligramm pro Liter gasfreier Probe. Auch hier sind sehr starke Abweichungen zwischen den Minimal- und Maximalwerten beobachtbar. Für alle drei Probenahmestellen wurden deshalb zu kleine Werte aus der Berechnung des Mittelwertes ausgeschlossen, denn selbst für die beladenen Proben kam es z.T. vor, dass Konzentrationen am Rande des untersten Messbereichs gefunden wurden. Abbildung 4-13 zeigt daher die Verhältnisse der Mittelwerte zueinander, in denen sicher messbare Mengen an Methan vorhanden waren. Diese sind mit Fehlerbalken angegeben, um die breite Streuung der Werte zu verdeutlichen.

Diesen Mittelwerten samt Fehlerbalken ist zu entnehmen, dass die Bestimmung des Methangehalts deutlich weniger genau war als die der CO_2 -Beladung. Im Unterschied zu CO_2 ist aber allein schon die Größenordnung um einiges geringer, so beträgt beispielsweise die Masse an gelöstem Methan ein hundertzwanzigstel der CO_2 -Masse bei den entgasten Proben, während bei den beladenen Proben immerhin noch 62,5 Mal so viel CO_2 wie CH_4 nachgewiesen werden kann.

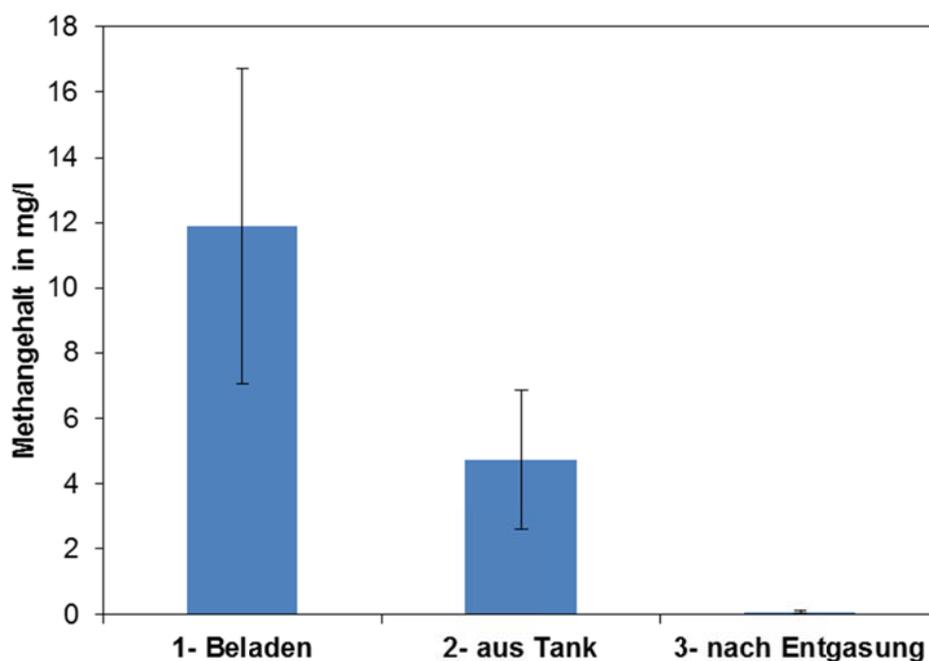


Abbildung 4-13: Mittelwerte des Methangehalts x_{CH_4} für die drei Entnahmestellen und ihre Abweichungen.

Diese Tendenz ist auch anhand der Henry-Konstanten H_{CO_2} und H_{CH_4} nachzuvollziehen, denn diese betragen für CH_4 $0,24 \frac{\text{mg}}{\text{m}^3 \text{ Pa}}$ und für CO_2 $15 \frac{\text{mg}}{\text{m}^3 \text{ Pa}}$, liegen also auch um etwa zwei Zehnerpotenzen auseinander. Mit Ausnahme der entgasten Probe, für die Werte unterhalb des verlässlichen Messbereichs gefunden wurden, passt diese Tendenz, auch auf die einzelnen Werte angewendet. Die Henry-Konstanten H_i gelten nur für ideale Zustände unendlich verdünnter Systeme uneingeschränkt, welche hier nicht vorgefunden werden. Dennoch

kann diese Ähnlichkeit hier angeführt werden, um den Größenunterschied der Werte der Methan- und Kohlendioxidbeladung zueinander zu verdeutlichen. Dass das Verhältnis an späteren Stellen, bezogen auf den Waschkreislauf, nicht derart eindeutig übereinstimmt, liegt an den Entgasungs- und den Desorptionsstufen der Aufbereitung, in denen unterschiedliche Partialdruckverhältnisse herrschen. In der CO_2 -Abscheidung dagegen kann entsprechend den Henry-Konstanten das zu erwartende Verhältnis von CO_2 zu CH_4 in das Spülwasser aufgenommen werden. Ebenso fällt auf, dass durch das Versprühen im Tank im Mittel 60 % des gelösten Methans aus dem Wasserkreislauf entfernt werden, im Gegensatz dazu aber nur 20 % des gelösten Kohlendioxids dadurch abgeschieden werden können. Eine Erklärung hierfür ist, dass sich der CO_2 -Gehalt der Abluft der ersten Entgasungsstufe, die in den Tank geführt wird, und der Grad der CO_2 -Entgasung gegenseitig bedingen, die Entgasungsstufe aber generell bessere Ergebnisse hinsichtlich der CO_2 -Desorption liefert und damit ein hoher CO_2 -Partialdruck im Tank vorherrscht, der dort das Austreiben des CO_2 aus dem Wasser hemmt. Im Gegensatz zu CO_2 wird CH_4 in den Entgasungsstufen auch auf nicht mehr messbar kleine Konzentrationen reduziert, was am bereits sehr geringen Gehalt liegt.

4.4 Bestimmung der elektrischen Leistung

Für die energetische Bilanzierung ist es wichtig, nicht nur den Energiegehalt des ein- und austretenden Gases zu kennen, sondern auch, wie viel Energie für die Aufbereitung benötigt wird. Da alle Komponenten in der Containereinheit mit Strom versorgt werden, ist es notwendig, alle Verbraucher zu identifizieren und ihren Verbrauch während des Betriebs und während der Stillstandzeiten zu kennen. Dafür sollten von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH vom IFK auslesbare Strommesser installiert werden, welche angeben, welche Komponente wie viel Strom in welchem Betriebszustand verbraucht, was jedoch in dieser Form nicht ausgeführt wurde. Stattdessen wurde ein Messgerät verbaut, welches die Ströme, Spannungen und die daraus resultierende Gesamtleistung im Drehstromsystem in einer für das IFK unbekanntem Zusammenstellung anzeigt. Dieses Messgerät differenziert jedoch nicht, welche Geräte in der Peripherie wie viel Strom verbrauchen. Die elektrische Leistungsaufnahme setzt sich zusammen aus den für die eigentliche Aufbereitung notwendigen Komponenten wie Verdichter, Wasserpumpen und Reingaskompressor und deren aufgewendeten Leistungen sowie weiteren notwendigen Verbrauchern wie Mess- und Steuertechnik, Beleuchtung und dem Betriebsterminal der Tankstation. Ebenso unbekannt für das IFK ist der zeitliche Anteil der für die Aufbereitung notwendigen Verbraucher. Beispielsweise sind einige Komponenten, wie die Kompressorendstufe nicht während des gesamten Aufbereitungszeitraums in Betrieb. Auf der anderen Seite laufen Komponenten wie der Verdichter für das Biogas, die Steuerung, Messtechnik und das Terminal der Tankstation unabhängig vom

Betriebszustand. Das integrierte Universalmessgerät zeigte seit Inbetriebnahme einen mittleren Verbrauch im Betrieb von 18 kW. Ab dem September 2016 wurden, bei längeren Aufenthalten an der Anlage, Verbräuche von 12 kW und darunter ausgelesen. Eine Erklärung hierfür ist der bereits erwähnte nicht ständig laufende Reingaskompressor, der beim erzwungenen Start der Gasaufbereitung mit einschaltet, jedoch nach Erreichen des Abschalt drucks den Betrieb wieder beendet, während die übrigen Komponenten noch weiterlaufen.

Pos.	Bezeichnung	Spannung	Strom	Wirkleistungs- faktor	Wirk- leistung	Bemerkung
		$U_{str.}$ [V]	$I_{str.}$ [A]	$\cos \phi$ [-]	P [kW]	
1	Kreislaufpumpe	408	4,3	0,809	2,46	cos ϕ nicht messbar, da Frequenz ca. 25 Hz
2	Verdichter "Entgasung Stufe 1"	408	5,03	0,891	3,17	
3	Verdichter "Entgasung Stufe 2"	408	7,9	0,891	4,97	
4	Verdichter Biogas	408	1,19		0,21	
5	Kühlgerät	408	5,2	0,9668	3,55	
6	CNG Vor-Verdichter	408	1,84	0,7986	1,04	
7	CNG Kompressor Endstufe	408	9,02	0,745	4,75	
				Summe:	20,15	
8	Einspeisung:	233	22,4	0,8387	7,58	
		233	20,75	0,848	7,10	
		233	21	0,8241	6,98	

Summe: 21,67 Gesamtaufnahme el. Leistung

Differenz: 1,52 für Beleuchtung, Mess- und Regelung

Tabelle 4-4: Zusammenstellung der Wirkleistungen der einzelnen großen Stromverbraucher sowie der Gesamteinheit.

Daher musste seitens des IFK zusätzlich eine Strommessung und elektrische Leistungsbestimmung durchgeführt werden. Dies erfolgte mit einem Zangenmultimeter des Typs METREL MD 9270. Mithilfe dieses Messgerätes wurden im September 2016 die Spannung U in Volt, Stromstärke I in Ampere sowie den Phasenverschiebungswinkel ϕ in Grad ausgemessen. Bei diesem Besuch wurden im Schaltschrank sowohl die einzelnen großen Verbraucher als auch die Zuleitungen vermessen. Ergebnis dieser Messungen sind die Wirkleistungen der einzelnen Komponenten sowie eine Differenz aus Gesamtverbrauch und Aufbereitung. Diese Werte sind in Tabelle 4-4 zusammengestellt. Berechnet wird die Wirkleistung, indem die Strangspannung U mit der Strangstromstärke I sowie dem Cosinus des Phasen-

verschiebungswinkels φ , welcher folgend als Wirkleistungsfaktor bezeichnet wird, multipliziert werden. Zusätzlich muss der erhaltene Wert bei Drehstromverbrauchern noch mit dem Faktor $\sqrt{3}$ verrechnet werden:

$$P = U \cdot I \cdot \cos \varphi \cdot \sqrt{3}$$

Die Summe aller großen Verbraucher stellt den spezifischen Aufbereitungsverbrauch dar, während die Messung an der Zuleitung den Gesamtverbrauch im Betrieb angibt. Durch Kenntnis des Verbrauchs des Rohgasverdichters und der Differenz aus Gesamtverbrauch und Aufbereitungsverbrauch kann der Stromverbrauch während des nicht-Betriebs der Anlage errechnet werden. Es fällt auf, dass die Spannung immer etwas über der erwarteten Netzspannung von 230 V bzw. 400 V liegt. Dies ist mit der baulichen Nähe zum BHKW des Hofes und der daraus resultierenden hohen Kurzschlussleistung zu begründen. Ebenso liegt der vom IFK ausgemessene Gesamtverbrauch mit 21,67 kW um etwa 20 % über dem des durch das vorhandene Universalmessgerätes gemessenen Wertes von 18 kW. Die mit dem Handgerät ausgemessenen Werte unterliegen jedoch einem nicht zu unterschätzenden Fehler, denn mit dem verwendeten Zangenmessgerät können die drei zu bestimmenden Strangströme und Spannungen im Drehstromnetz nur einzeln und nacheinander bestimmt werden. Durch die Schwankungen am Netz können sich so Fehler vervielfachen. Zusätzlich werden die Fehler der einzelnen Messungen miteinander verrechnet. Es kann daher davon ausgegangen werden, dass der tatsächliche Gesamtverbrauch zwischen den 18 kW des installierten Gerätes und den 21,67 kW des METREL-Gerätes liegt. Für die energetische Betrachtung der Anlage wird mit einem mittleren Stromverbrauch von 19,5 kW je Stunde in Betrieb gerechnet. Werden die 20 % Abweichung auf die Differenz aus gesamtem Stromverbrauch und demjenigen der Aufbereitung übertragen, so ergibt sich ein Minimalverbrauch für die peripheren Teile der Anlage von 1,3 kW gegenüber den vom IFK gemessenen 1,52 kW.

Für den Stromverbrauch der Anlage im nicht aufbereitenden Modus muss noch die Wirkleistung der Position #4, „Verdichter Biogas“ zu dem berechneten peripheren Verbrauch addiert werden. Da die Anlage normalerweise nicht beleuchtet wird, erscheint ein Gesamtverbrauch von etwa 1,5 kW im Standby als plausibel. Dieser Wert wird ebenso in der folgenden energetischen Bilanzierung für den Minimalverbrauch verwendet.

4.5 Bilanzierung

4.5.1 Validierung

Wie in Kapitel 3.4 erwähnt, müssen die Volumenströme für Roh- und Reingas sowie für Abluft und Spülluft über eine Methan-, Kohlendioxid- und Sauerstoffbilanz miteinander verknüpft werden. Die Bilanzierungen liegen für jeden Tag, an dem Proben genommen wurden, vor,

denn von diesen Tagen existieren alle Messwerte, also auch die Wasseranalytik und Messungen in der Abluft, die notwendig sind, um die Bilanz schließen zu können. Mithilfe der Volumenanteile aller Gaskomponenten im Gas und im Wasser können die Bilanzgleichungen aufgestellt und die verschiedenen Volumenströme berechnet werden. Die Ergebnisse werden in Abbildung 4-14 dargestellt. Die grünen Dreiecke repräsentieren den Ansaugluftvolumenstrom, während der Abluftvolumenstrom mit blauen Rauten dargestellt ist. Den Rohgasvolumenstrom zeigen grüne Kreise an und blaue Quadrate stehen für den Reingasvolumenstrom. Der Rohgasstrom variiert zwischen $7,15 \text{ m}^3/\text{h}$ und $11,82 \text{ m}^3/\text{h}$ mit einem Mittelwert von $8,87 \text{ m}^3/\text{h}$. Die Abweichungen des Reingasvolumenstroms sind ähnlich, aber kleiner wegen der CO_2 -Abscheidung und liegen deswegen zwischen $4,26 \text{ m}^3/\text{h}$ und $6,59 \text{ m}^3/\text{h}$ mit einem Mittelwert von $5,5 \text{ m}^3/\text{h}$. Der Ansaugluftvolumenstrom liegt zwischen $16,32 \text{ m}^3/\text{h}$ und $29,11 \text{ m}^3/\text{h}$ mit einem Mittelwert von $21,22 \text{ m}^3/\text{h}$. Die mithilfe der Sauerstoffbilanzierung berechneten Werte der Ansaugluft und die am Schwebekörperdurchflussmesser zum Verdichter der Entgasungsstufe 1 angezeigten Werte stimmen weitestgehend überein. Dieser am Rotameter abgelesene Volumenstrom, der in den Wassertank führt, wurde normiert und beträgt zwischen 16 und $21 \text{ m}^3/\text{h}$ Luft i.N. und liegt damit meist nahe an dem in der Bilanz berechneten Ansaugluftstrom. Auch die starke Zunahme bei den letzten Messungen im Oktober 2016 auf knapp $30 \text{ m}^3/\text{h}$ i.N. wurde am Rotameter beobachtet und ist auf den erhöhten Füllstand im Wassertank zurückzuführen.

Dies spricht für eine korrekte Ersatzbilanz des Tankes und damit für eine gute CO_2 -Bilanzierung im System. Der Abluftvolumenstrom setzt sich sowohl aus dem CH_4 bzw. CO_2 , das durch das Versprühen aus dem Waschwasser desorbiert wird, als auch den beiden CH_4/CO_2 -Volumenströmen aus den beiden Entgasungsstufen sowie der berechneten Ansaugluft zusammen. Der Abluftvolumenstrom liegt zwischen $20,19 \text{ m}^3/\text{h}$ und $33,80 \text{ m}^3/\text{h}$ und hat einen Mittelwert von $25,09 \text{ m}^3/\text{h}$. Es wurden an zwei Tagen zusätzlich Messungen des Abluftstroms mit einem Flügelrad-Anemometer der Firma Höntzsch vom Typ Flügelradsensor FA ZS16 durchgeführt. Diese ergaben Strömungsgeschwindigkeiten u von $0,6$ bis $0,75 \text{ m/s}$ für den Messtag 03.08.2016 und $0,8 \text{ m/s}$ für den Messtag 19.05.2016. Der Rohrinnendurchmesser d_i des Abluftkanals beträgt 104 mm , was zu Abluftvolumenströmen von $18,35$ bis $22,936 \text{ m}^3/\text{h}$ und $24,465 \text{ m}^3/\text{h}$ führt. Da das Gerät Werte im untersten Messbereich lieferte und zudem nicht störungsfrei in den Kanal eingebracht werden konnte, sind diese Werte etwas erhöht, zeigen aber, dass die bilanzierten und konstruierten Abluftvolumenströme im Bereich des Realistischen liegen. Die Gaszusammensetzung der Luft aus der zweiten Desorberstufe wurde am 20.10.2016 mit dem Schnellmessgerät der Firma MRU Instruments Inc. vom Typ Optima 7 Biogas gemessen und es wurde gezeigt, dass die desorbierten Mengen an CO_2 und CH_4 in der zweiten Stufe gering sind. Von November 2015 bis Januar 2016

sind der Luft- und Abluftvolumenstrom konstant. Ab Mai 2016 erhöht sich der Luftvolumenstrom und deswegen auch der Abluftvolumenstrom, dennoch ist der Unterschied zwischen diesen beiden Volumenströmen, der die Menge an abgeschiedenem Gas zeigt, konstant. Eine starke Erhöhung des Luftvolumenstroms konnte ab Oktober 2016 beobachtet werden. Zu diesem Zeitpunkt wurde ebenfalls der Füllstand des Wassertanks massiv erhöht.

Da dem IFK seitens der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH keine Möglichkeiten zum Einbau von eigenen Volumenstrommessern eingeräumt wurden, können die berechneten Werte nicht mit eigenen Messungen validiert oder falsifiziert werden. Die SPS der Anlage zeigt jedoch einen gemessenen Reingasvolumenstrom, sodass zumindest dieser mit dem berechneten Reingasstrom abgeglichen werden kann.

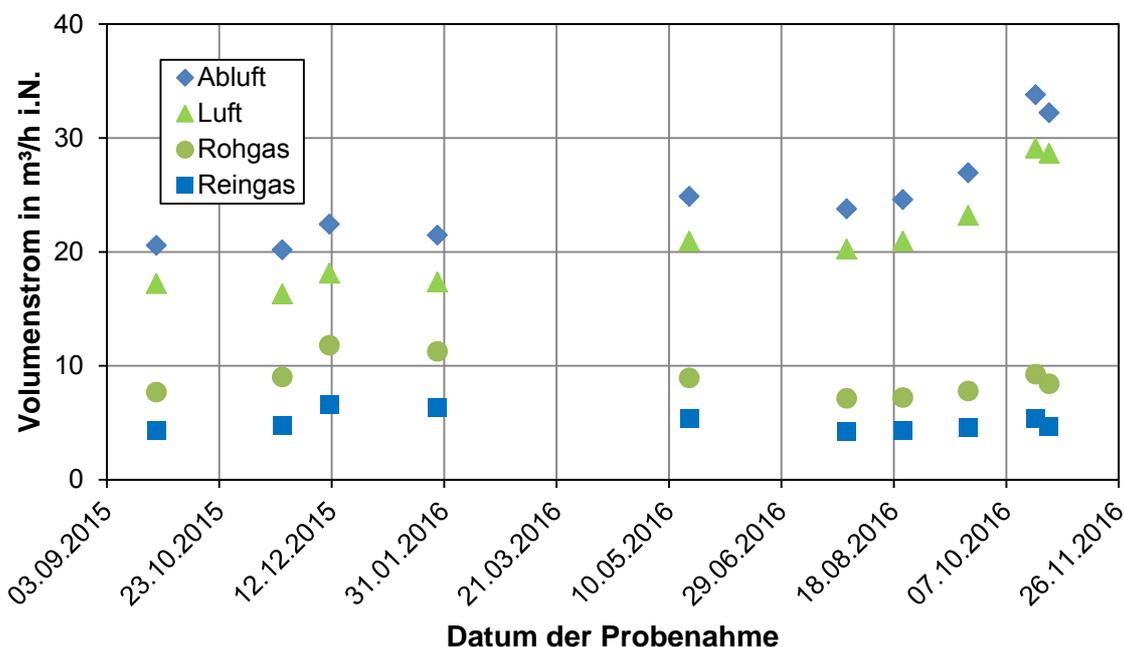


Abbildung 4-14: Volumenströme von Roh- und Reingas sowie der Ansaug- und Abluft. Alle Volumenströme sind in m^3/h i.N. angegeben und ihr zeitlicher Verlauf ist über den Daten der Probennahmen aufgetragen.

Dieser Vergleich ist graphisch in Abbildung 4-15 durchgeführt. Hier sind der berechnete und der in der SPS angezeigte Volumenstrom des Reingases in m^3/h i.N. über den Daten der Probennahmen aufgetragen. Zusätzlich sind auf einer zweiten y-Achse die am in der Anlage installierten Gerät abgelesenen Anlagenleistungen in kW aufgetragen. Es ist deutlich zu erkennen, dass sowohl der Verlauf der gemessenen und berechneten Ströme übereinstimmen, ebenso wie die absoluten Werte. Die berechneten Werte des IFK liegen alle leicht über denjenigen der SPS, was daran liegt, dass die Bilanz auf dem CO_2 -Gehalt im Wasser basiert und da seitens des IFK immer etwas mehr CO_2 durch die Gasanalysatoren im Reingas als von der SPS gemessen wurde. Die Anlagenleistung liegt mit einer Ausnahme immer im Be-

reich von 18 kW, auf den geringeren Wert im September ist bereits im Kapitel 4.3 eingegangen worden.

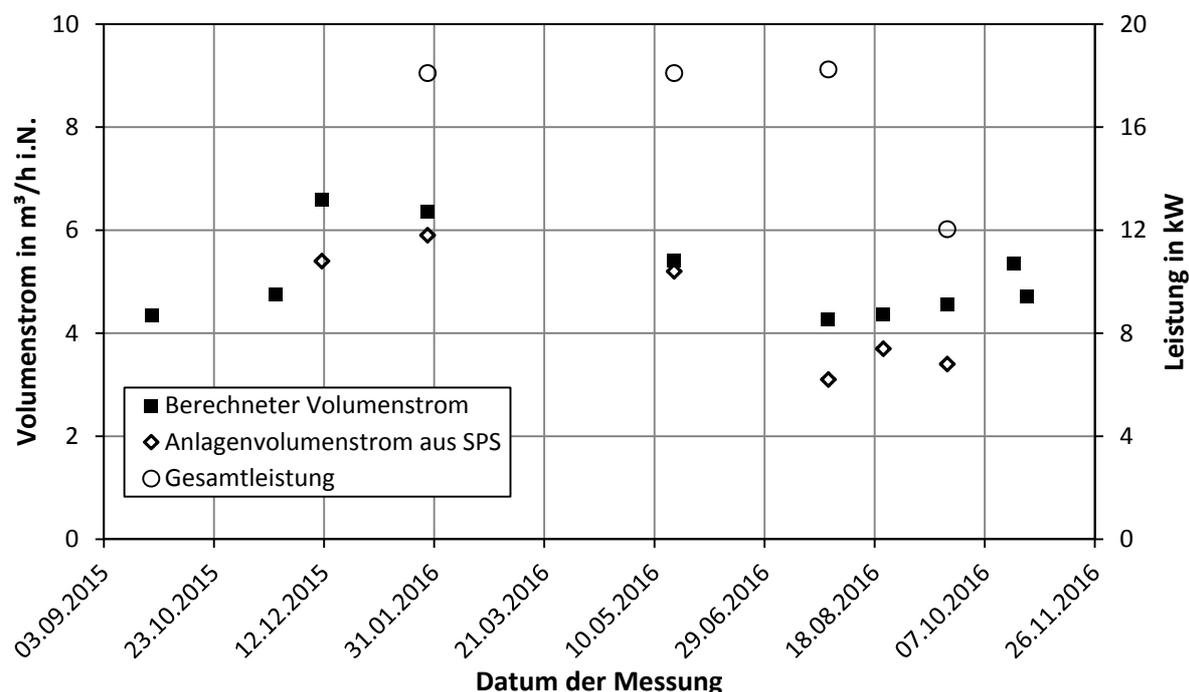


Abbildung 4-15: Vergleich zwischen berechnetem und dem an der SPS gemessenen Reingasvolumenstrom. Der Volumenstrom ist in m³/h i.N. über den Daten der Probenahmen aufgetragen, der am installierten Gerät abgelesene Gesamtverbrauch der Anlage in kW ist auf der Sekundär-y-Achse aufgetragen.

Werden die von der SPS der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH gemessenen Werte des Volumenstroms des Reingases gegenüber den vom IFK berechneten aufgetragen und eine Winkelhalbierende zugrunde gelegt, ergibt sich das in Abbildung 4-16 zeigende Bild. Die SPS-Werte stellen hier die x-Achse dar, die IFK-Werte die y-Achse. Tendenziell sind die Volumenströme durch die am IFK aufgestellte Bilanz größer als die an der SPS gemessenen.

Da die Volumenströme des Reingases dennoch relativ gut übereinstimmen und der bilanzierte Strom im von der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH angegebenen Bereich von etwa 6 m³/h i.N. Aufbereitungsleistung zu finden ist, kann von einer guten wasser- und gaseitigen Bilanzierung ausgegangen werden. Untermuert wird dies auch mit den Angaben der Familie Vees, die eine Einheit zur Aufbereitung von etwa 10 m³/h i.N. Rohbiogas errichten wollten. Zuletzt sind auch die Ähnlichkeiten der Ansaugluftströme mit den an den Rotametern ablesbaren Strömen zu nennen.

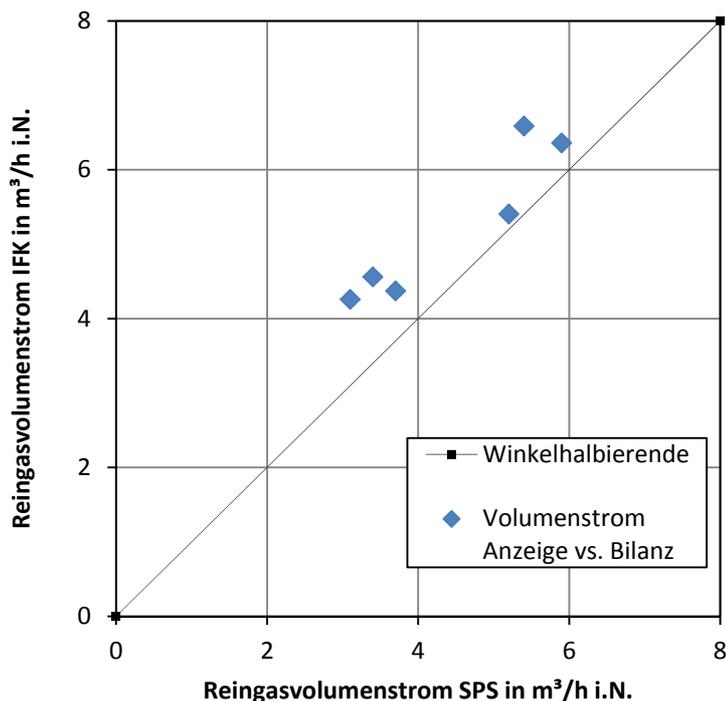


Abbildung 4-16: Vergleich der Reingasvolumenströme aus der IFK-Bilanz mit den an der SPS gemessenen. Die Ströme sind jeweils in m³/h i.N. aufgetragen. Eine Winkelhalbierende zeigt die Plausibilität der Werte untereinander

Es kann also insgesamt davon ausgegangen werden, dass die Bilanzgleichungen eine gute Wiedergabe der Realität darstellen und die Gas- und Wasseranalytik hinreichende Ergebnisse liefern, um die Bilanz schließen zu können und Aussagen über die Effizienz der Anlage treffen zu können.

4.5.2 Stoffbilanz

Nachdem im vorigen Kapitel gezeigt werden konnte, dass die Messungen und Berechnungen plausible Werte liefern, soll hier eine Stoffbilanz aufgestellt werden.

Das H₂S kann nahezu vollständig durch die Aktivkohle-Entschwefelungseinheit abgeschieden werden, die Aufbereitungseinheit übertrifft hinsichtlich dieser schädlichen Komponente sogar die Anforderungen der G260/262. Da Biomethan wie SNG auch den Vorgaben der G260/262 entsprechen muss, um vertankt zu werden (Erdgastankstellen werden meist mit L- oder H-Gas aus dem deutschen Erdgasnetz beschickt), dürfen die Werte von CO₂ nicht über 10 Vol.-% für L-Gas und nicht über 5 Vol.-% für H-Gas liegen. Die Messgeräte des IFK konnten, wie in Kapitel 4.2 breiter ausgeführt, im Mittel 5,5 Vol.-% an Kohlendioxid finden, während die SPS der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH zwischen 5 und 6,6 Vol.-% CO₂ misst und das Handgerät der Familie Veas einen CO₂-Gehalt von 7,6 Vol.-% detektiert. Die Abscheidung war also im Untersuchungszeitraum nicht ausreichend für H-Gas-Qualität. Die interessanteste Komponente im Gas ist das CH₄, denn dieses ist der einzige Wertstoff inner-

halb der gesamten Wertschöpfungskette. Da an der Tankstelle des Energiehofs Weitingen keine Brennwertanpassung stattfindet, muss entsprechend für L-Gas ein Methangehalt von etwa 90 Vol.-% vorliegen und für H-Gas von etwa 95 Vol.-%. Das IFK misst im Mittel einen Anteil von 89 Vol.-%, die SPS der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH zeigt Werte zwischen 90 und 92 Vol.-% an und mit dem Handgerät der Familie Veas wurden 89,4 Vol.-% an Methan detektiert. Auch hier geben alle drei Messgeräte übereinstimmend einen Methangehalt wieder, der nicht ausreichend für H-Gas ist. Die Netzbetreiber im deutschen Erdgasnetz, die mit diesem Gas auch zum Teil Tankstellen bedienen, müssen bis 2029 eine vollständige Umstellung von L- auf H-Gas durchführen. Da die Tankstelle der Familie Veas nicht mit dem deutschen Erdgasnetz verbunden ist, ist sie nicht dazu verpflichtet, H-Gas-Qualität bereitzustellen. L-Gas ist günstiger als H-Gas, hat jedoch auch einen geringeren Heizwert und damit pro Tankfüllung eine entsprechend geringere Reichweite. Das kann subjektiv zu der Wahrnehmung führen, dass Fahrer von Erdgaskraftfahrzeugen das Gas des Energiehofs Weitingen als qualitativ schlechter einschätzen als beispielsweise H-Gas anderer Tankstellen.

Ein weiterer sehr wichtiger Aspekt in Bezug auf das Methan ist der Methanschlepp. Wie in Kapitel 3.4 erwähnt, dürfen Gesamtemissionen von mehr als 0,2 Vol.-% Methan die Aufbereitungsanlage nicht verlassen, andernfalls ist der Erhalt des Gasaufbereitungsbonus gemäß Ziffer 1.a) der Anlage 1 zum EEG 2012 nicht möglich. Die Messungen im Abgas bestätigen, dass dieser Grenzwert nicht eingehalten werden kann, denn der Methangehalt in der Abluft beträgt im Mittel 1,7 Vol.-%. Dies erfordert daher dringend eine Abluftnachbehandlung. Dennoch werden solche Maßnahmen nicht zu Emissionen von 0 Vol.-% führen, denn der in das Innere des Containers abgelassene Abluftstrom aus der Feinreinigung muss auch danach noch berücksichtigt werden.

Entscheidend für den Wirkungsgrad, der im folgenden Kapitel behandelt wird, ist jedoch der Methanverlust. Dieser gibt an, wieviel Methan durch das Abgas verlorengeht und nicht mit dem Reingas in die Vertankungsanlage gelangt. Er stellt also das Verhältnis aus in die Abluft emittiertem Methan und mit dem Rohgas eingetretene Methan dar. Für die Bilanzierung des emittierten Methans kommen prinzipiell zwei Volumenströme in Frage. Zum einen ist dies der berechnete Volumenstrom an mit dem Spülwasser abgeschiedenem CH_4 aus den FID-Messungen. Dieser Strom ist jedoch mit einigen bereits diskutierten Unsicherheiten behaftet, weswegen er die absolut minimale Menge an emittiertem Methan widerspiegelt. Da die CO_2 -Analytik im Vergleich dazu wesentlich verlässlichere Werte generiert, wird der Methanverlust indirekt über die CO_2 -Bilanz bestimmt. Die Analytik der Zusammensetzung des Abgases hat ebenso über den gesamten Messzeitraum verlässliche und nah beieinanderliegende Werte hervorgebracht, daher werden auch diese Verwendung finden. Der sehr genau bestimmte absolute Strom an CO_2 aus der Wasseranalytik wird direkt gleichgesetzt mit dem

absoluten Volumenstrom an CO_2 aus dem Abgas. Dieser wird entsprechend umgerechnet in eine Konzentration in Vol.-% und daraus lässt sich, mithilfe der Angabe der CH_4 -Konzentration in Vol.-%, der maximale absolute Volumenstrom an Methan am Austritt aus dem Abgas berechnen. Dieser liegt für alle Bilanzierungen immer etwas über dem berechneten minimalen Wert aus den FID-Messungen. Da die Gaszusammensetzung im Rohgas nicht ganz so gut wie im Reingas bestimmt werden konnte, wird anstelle des Rohgasvolumenstroms an CH_4 die Summe aus abgeschiedenem CH_4 und demjenigen im Reingas gewählt. Die so berechneten Methanverluste sind in Abbildung 4-17 zu sehen.

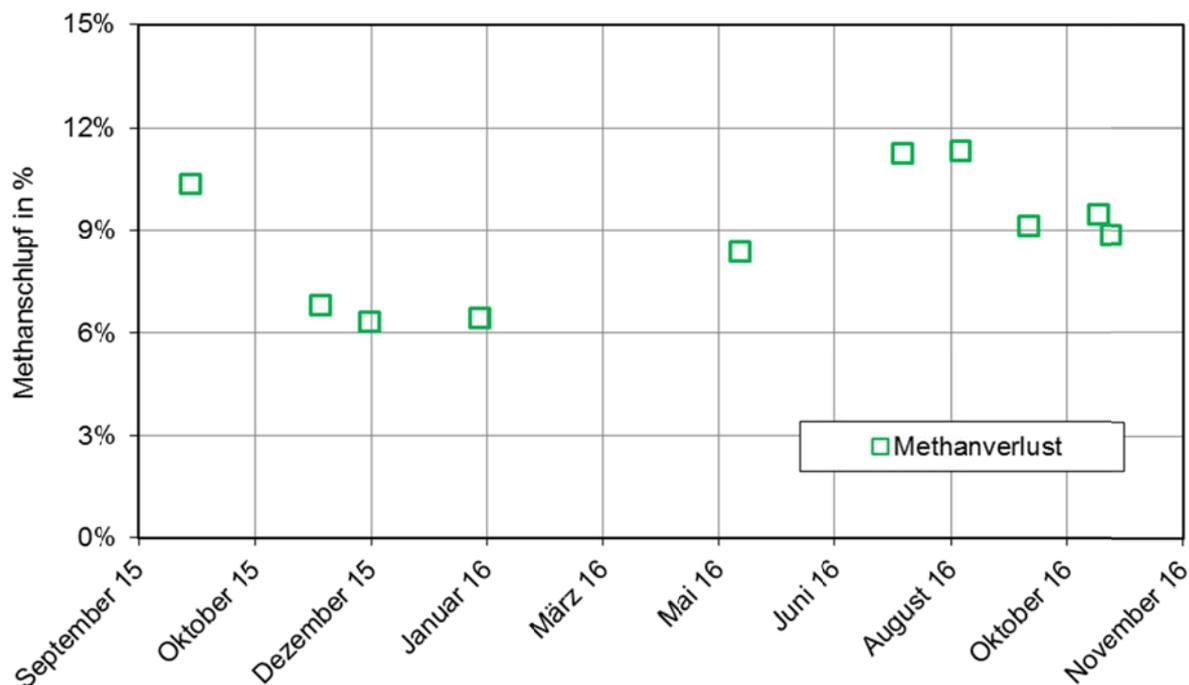


Abbildung 4-17: Methanverlust für jeden bilanzierten Tag. Der Methanverlust ist in Prozent angegeben, die Punkte stellen die Ergebnisse des Methanverlusts für jeden Tag, an dem Messungen durchgeführt wurden, dar und der bilanziert werden konnte. Die Verluste liegen zwischen 6 und 12 % absolut mit einem Mittelwert von 9 %.

Der Methanverlust wird für jeden Tag, der bilanziert werden konnte, angegeben. Diese berechneten Verluste liegen in einem Bereich zwischen 6 und 12 % absolut und betragen im Mittel 9 %. Das bedeutet, dass nach den dem IFK zur Verfügung stehenden Daten dem Hof Weitingen durchschnittlich pro Kubikmeter Methan im Rohgas bereits 90 Liter Methan im Abgas verlorengehen. Diese Werte sind sehr hoch und sollten, nicht nur in Anbetracht der Sanktionierung des zu hohen Volumenanteils im Abgas, sondern auch in Anbetracht des Wirkungsgrades der Anlage und der klimaschädigenden Wirkung von Methan, drastisch reduziert werden. Um die Unsicherheiten bei dem auf die oben beschriebene Weise berechneten Ergebnissen zum Methanschleup zu umgehen sollten zudem kontinuierliche Messgeräte zur Messung des Abluftvolumenstroms und der Methankonzentration der Abluft installiert werden.

4.5.3 Energiebilanz

In diesem Abschnitt soll der Aufwand, der für die Aufbereitung nötig ist, in Relation zum dadurch gewonnenen energetischen Output gesetzt werden. Für diese Berechnung muss auf mehrere Analysen zurückgegriffen werden. Benötigt wird zuerst die Reingaszusammensetzung, denn das Reingas ist das Zielprodukt, welches veräußert werden soll. Die mittlere Zusammensetzung des Reingases über den gesamten Zeitraum lag bei 90 Vol.-% Methan als Wertstoff und 10 Vol.-% an Resten, die keinerlei energetische Bedeutung haben. Als nächstes wird der Volumenstrom an Reingas benötigt, denn die Kenntnis der Menge an produziertem Reingas ist für die Quantifizierung des energetischen Outputs unerlässlich. Der mittlere Reingasvolumenstrom beträgt rechnerisch $5,5 \text{ m}^3/\text{h}$ i.N., das bedeutet, dass je Stunde, die die Anlage aufbereitet hat, während des gesamten Zeitraums der Probenahmen durchschnittlich $4,95 \text{ m}^3/\text{h}$ i.N. Methan aus der Aufbereitung und in die Tankstelle geflossen sind. Danach ist es wichtig, die absoluten Zahlen des Betriebs zu kennen. Wie in Kapitel 4.1 dargestellt, kommt das IFK auf 6261 Stunden Messzeit, von denen 1785 Stunden Betriebszeit und 4476 Stunden Stillstandszeiten darstellen. Damit kann ein Gesamtvolumen an Methan für die gemessene Betriebszeit von $8835,75 \text{ m}^3 \text{ CH}_4$ i.N. berechnet werden. Mit einem Heizwert von $35,883 \text{ MJ}/\text{m}^3$ entspricht dies einer chemischen Energie von $317.053,2 \text{ MJ}$. Weil das Methan für die Betankung von Gasfahrzeugen verwendet wird, ist das Benutzen des Heizwerts an dieser Stelle angebracht, denn eine Wärmerückgewinnung aus dem Abgas findet bei Fahrzeugen nicht statt.

Der zweite Term von Bedeutung für die Effizienz ist der Verbrauch der Anlage. Anhand der Strommessungen ist klar, wieviel die Anlage maximal im Betrieb verbraucht, im Mittel sind dies $19,5 \text{ kW}$ sowie während des Standbys $1,5 \text{ kW}$. Mit den bereits weiter oben erwähnten Betriebs- und Stillstandszeiten kann die über den Zeitraum für die Aufbereitung und den Leerlaufbetrieb benötigte Energie berechnet werden. Diese ergibt sich zu $149.477,4 \text{ MJ}$.

Der dritte und letzte Term ist der eintretende Methanstrom, der im Mittel $5,4 \text{ m}^3/\text{h}$ i.N. im Rohgas beträgt. Das bedeutet, dass während des Betriebs der Anlage ein chemischer Energiegehalt von insgesamt $348.410,1 \text{ MJ}$ in die Anlage eingetreten ist.

Der Wirkungsgrad η errechnet sich aus diesen drei Werten, er stellt den Quotienten aus der erhaltenen chemischen Energie im Methan und der Summe aus der Methanenergie am Eintritt und dem Stromverbrauch dar. Um den maximal möglichen Wirkungsgrad der Anlage zu bestimmen, wird mit einem CH_4 -Gehalt von 100 Vol.-% und Stillstandszeiten von null Stunden über die gesamte Betriebsdauer gerechnet. Auf diesem Weg ergibt sich der maximale Wirkungsgrad für die Anlage zu 74% . Dieser Wirkungsgrad berücksichtigt auch den Verlust von im Mittel 9% der absoluten Methanmenge, denn der Quotient aus der am Ende der An-

lage abrufbaren Energie von 317.053,2 MJ und dem am Anfang in die Anlage eingebrachten thermischen Energieinhalt des Methans von 348.410,1 MJ beträgt genau 91 %.

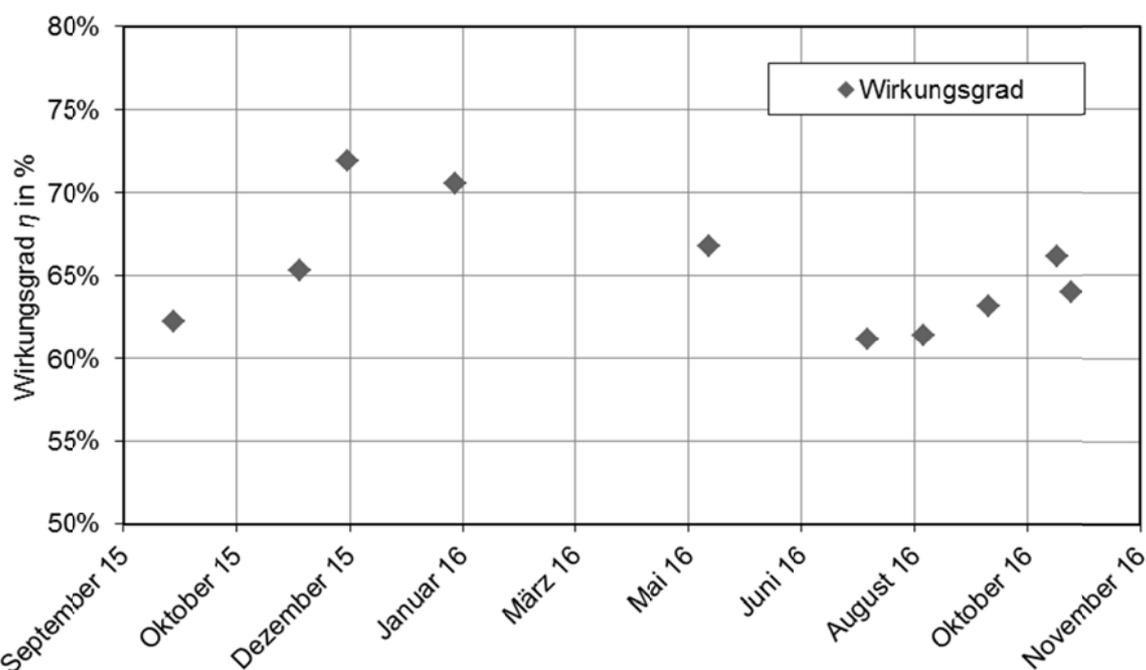


Abbildung 4-18: Wirkungsgrade der Anlage an den einzelnen Probennahmeterminen.

Der im Mittel durch die Aufbereitungseinheit der Firma Ingenieurbüro Buse GmbH erreichbare Wirkungsgrad der Anlage liegt bei 64 %. Um diesen Wert zu steigern gibt es mehrere Möglichkeiten. Zuerst sollte der Methanverlust reduziert werden, denn dieser hat auch negative finanzielle Auswirkungen. Eine weitere Möglichkeit zur Steigerung der Effizienz ist die Reduktion von Stillstandszeiten, denn diese sind als ausschließliche Energiekonsumenten nicht zu unterschätzen. Der Verbrauch der Anlage im Betrieb ist zwar deutlich höher als zu Stillstandszeiten, doch wird gleichermaßen auch nutzbare Energie bereitgestellt, im Gegensatz zum Stillstand. Eine Erhöhung des maximalen Wirkungsgrades ist ebenso möglich. Dazu könnten beispielsweise ineffiziente Anlagenkomponenten durch Anlagentechnik, die im Stromverbrauch sparsamer ist, ausgetauscht werden. Wird der Gesamtstromverbrauch der Aufbereitung von 19,5 kW beispielsweise auf 10 kW reduziert, führt dies zu einem maximal möglichen Wirkungsgrad von 0,84 und es können ganze 10 Prozentpunkte dadurch gutgemacht werden.

Neben dem mittleren Wirkungsgrad wurde ebenso die Effizienz der Anlage zu jedem Termin einer Probennahme berechnet. Diese einzelnen bzw. punktuellen Effizienzen sind in Abbildung 4-18 dargestellt. Unterschiede in den einzelnen Wirkungsgraden sind auf die entsprechenden Betriebs- und Stillstandszeiten einerseits, den ermittelten Methanverlust und die CH_4 -Konzentration im Reingas andererseits zurückzuführen.

5 Zusammenfassung

Regelmäßige diskontinuierliche Begleitmessungen wurden für mehr als 12 Monate ab der Abnahme über den gesamten Zeitraum erfolgreich durchgeführt. Diese Messungen beinhalteten die CO₂- und CH₄-Gehalte des Waschwassers an verschiedenen Stellen in der Aufbereitung, den H₂S-Gehalt der beladenen Waschflüssigkeit, den Wassergehalt von Roh- und Reingas sowie die Gaszusammensetzung der Abluft. Das Waschwasser transportiert im Mittel 0,5 Gramm CO₂ pro Kilogramm CO₂-freiem Waschwasser vom Rohgas in die Abluft, im Kreislauf verbleiben 0,25 g CO₂ pro kg Wasser. Ebenso transportiert das Wasser im Mittel 12 mg CH₄ pro Liter methanfreiem Wasser vom Rohgas in die Abluft, es verbleibt jedoch kaum noch CH₄ im Wasser. Der H₂S-Gehalt des Waschwassers ist zu gering, um gemessen werden zu können. Die Feuchtemessungen für Roh- und Reingas ergeben, dass beide Gase eine relative Feuchte von mindestens 50 % aufweisen. Der Rohgasstrom ist feuchter als der Reingasstrom. Die Messungen der Feuchte wurden jedoch durch mitgerissene Tropfen erschwert und sind daher mit gewissen Unsicherheiten versehen. Die Abluft besteht im Mittel zu 15 Vol.-% aus CO₂.

Die Messung des Stromverbrauches der Aufbereitung sowie der Gesamtverbrauch der Anlage wurden ebenfalls durchgeführt. Der durch die Firma Ingenieurbüro Buse GmbH verbaute Strommesser wurde ausgelesen und mit den vom IFK durchgeführten Messungen verglichen. Dies ergab einen mittleren Verbrauch von 19,5 kW für die Anlage in vollem Betrieb gegenüber 1,5 kW zu Stillstandszeiten. Letzter Wert basiert ausschließlich auf Messungen des IFK, denn die Firma Ingenieurbüro Buse GmbH misst den Strom lediglich zu Betriebszeiten.

Die Ermittlung der Betriebs- und Stillstandszeiten konnte vom IFK durch Dauermessungen der Roh- und Reingaszusammensetzung bestimmt werden. Während des 12-monatigen Probenahmezeitraums wurden 60 % der Zeit Werte sowohl für Roh- als auch für Reingas aufgenommen und anhand dieser Daten Rückschlüsse auf die Betriebs- und Stillstandszeiten gezogen. Die Anlage war während dieser Zeit zu 29 % in Betrieb und entsprechend zu 71 % im Stillstand.

Durch nicht vorhandene Einbaumöglichkeiten konnte das IFK weder Rein-, noch Rohgas- oder Abluftvolumenströme messen. Diese wurden ausschließlich anhand der Gaszusammensetzung durch Bilanzierung ermittelt und im Falle des Reingases mit dem Wert in der SPS verglichen. Sie betragen für das Reingas 5,5 m³/h und für das Rohgas 8,87 m³/h, jeweils i.N., der Vergleich ergab eine gute Übereinstimmung für das Reingas.

Durch kontinuierliche Messungen wurden der CO₂-, CH₄- und H₂S-Gehalt in Roh- und Reingas ermittelt. Sie betragen für das Rohgas im Mittel 52 Vol.-% für CH₄, 42 Vol.-% für CO₂

und 100 ppm für H₂S. Das Reingas besteht im Mittel aus 89 Vol.-% CH₄, 5,5 Vol.-% CO₂ und 2 ppm H₂S.

Die Ermittlung des Methangehalts in der Stripluft konnte für den Abluftkanal des Wassertanks durchgeführt werden. Der Wert der CH₄-Konzentration beträgt im Mittel 1,7 Vol.-% und ist damit deutlich zu hoch.

Da keine Messstellen zwischen den beiden Entgasungsstufen für Wasserproben und auch keine Eingänge für Gaszusammensetzungen vorhanden waren, konnten diese nicht ermittelt werden. Daher musste eine Ersatzbilanz um die Anlage gemacht werden, die die Emissionen unabhängig vom Ort ihrer Freisetzung betrachtet. Durch die Wasseranalytik war bekannt, welche Mengen an CO₂ abgeschieden werden können und mithilfe der Abluftzusammensetzung konnte daraus ein künstlicher Abluftstrom berechnet werden, in den die gesamten Emissionen projiziert wurden. Dies führt zu einem berechneten Methanverlust von im Mittel 9 % absolut. Dieser sehr hohe Verlust wirkt sich auch auf den Wirkungsgrad der Aufbereitungsanlage aus, welcher 64 % beträgt. Dies liegt nicht nur am sehr hohen Methanverlust sondern auch an den langen Stillstandszeiten und der CO₂-Abscheidungseinheit, die im Untersuchungszeitraum keine H-Gasqualität im Reingas erreichen konnte. Auch die langen Stillstandszeiten sollten reduziert werden. Insgesamt kann der Wirkungsgrad der Anlage durch Verbauen von energiesparenden Verdichtern und Pumpen und damit sparsameren Einheiten erhöht werden. Aufgrund dessen, dass viele Daten, die für eine möglichst gute Bilanzierung nötig wären, dem IFK leider nicht zugänglich waren, sind manche Ergebnisse mit relativ großer Unsicherheit belastet.

Allgemein ist zu sagen, dass die von der Ingenieurbüro Buse GmbH errichtete Anlage im Mittel einen Rohgasstrom von knapp 9 m³/h i.N. zu Biomethan aufbereitet. Die H₂S Abscheidung zeigt hervorragende Ergebnisse und die CO₂ Entgasung des Waschwassers in den patentierten Membrankontaktoren ermöglicht einen guten Anlagenbetrieb bei relativ geringen Drücken und geringer Wassermenge. Die Membrankontaktoren zur Gaswäsche ermöglichen die Abscheidung des CO₂ aus dem Gasstrom. Während des Untersuchungszeitraums wurde an der Pilotanlage jedoch noch kein Biomethan, welches den Kriterien von H-Gasqualität entspricht, produziert. Dies ist unter anderem auf den Eintrag von Umgebungsluft in das Reingas in der CO₂-Abscheidung zurückzuführen, eine Vermutung, die durch die Detektion von Sauerstoff im Reingas unterstrichen wird. Dieser Umstand könnte vermutlich durch relativ einfache Maßnahmen behoben werden. Die letzten Messungen vom Oktober 2016 zeigen beispielsweise, dass der Wasserstand im Tank einen großen Einfluss auf den Eintrag von Falschluff und somit auf die Gasqualität hat. Unbedingt zu beheben ist der Methanschluß. An dieser Stelle muss über eine Abgasnachbehandlung nachgedacht werden. Um die Effizienz der Anlage zu verbessern sollten zudem die Stillstandszeiten reduziert wer-

den, was sich zukünftig sicherlich mit zunehmendem Bekanntheitsgrad der Anlage realisieren lässt.

6 Literaturverzeichnis

- Baehr, H.-D. (2016). Wärme- und Stoffübertragung 9. Aufl. Springerverlag Heidelberg.
- Böttcher, J. (2013). *Management von Biogas-Projekten*. S. 1, 4ff: Springer, Heidelberg.
- Dunkelberg, E. (2015). Biomethan im Energiesystem. *Projektbericht MEGAS*.
- DVGW. (2013).
- DVGW G262. (2011). S10.
- FNR. (2009). Einspeisung von Biogas.
- FNR. (2012). Biomethan.
- FNR. (2013). Leitfaden Biogas.
- FNR. (2014). Biogas 5. Aufl.
- Gronauer, A., Reitberger, F., Müller, R., Knorn, C., & Rössert, M. (2004). *Biogashandbuch Bayern*. Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft, Institut für Landtechnik, Bauwesen und Umwelttechnik. Bayerisches Staatsministerium für Umwelt, Gesundheit und Verbraucherschutz.
- Lyko, H. (2013). Neue Membranen und Membranverfahren für eine Vielzahl von Prozessen.
- OECD. (2010). Bioheat, Biopower and Biogas.
- Peterson, & Wellinger. (2009). Biogas Upgrading Technologies. Developments and Innovations.
- Ries, T. (1993). Reduzierung der Schwefelwasserstoffbildung im Faulraum durch die Zugabe von Eisenchlorid. *Schriftenreihe Siedlungswasserwirtschaft Bochum*.
- Rosenwinkel, K.-H. (2015). *Anaerobtechnik*. S29: Springer Vieweg.
- Theißing, M. (2006). Biogas. Einspeisung und Systemintegration in bestehende Gasnetze.