



Forschungsprojekt

„BioMethan“

Erhebung verfahrenstechnischer und wirtschaftlicher Kenngrößen, Entwicklung von Optimierungsstrategien und Alternativen, Erstellung von Planungsunterlagen

Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben FKZ 22001707

Die Förderung des Projektes erfolgte durch finanzielle Unterstützung des Bundesministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (BMELV) über die Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR) als Projektträger des BMELV für das Förderprogramm „Nachwachsende Rohstoffe“.

Autoren

Dr. Jürgen Beck

M. Sc. Georg Hiepp

M. Eng. Sandra Gottschall

Dipl.-Ing. (FH) Michael Schönemann

Dipl.-Ing. (FH) Domagoj Galic

Zuwendungsgeber: **Bundesministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (BMELV)**
Hofplatz 1
18276 Gülzow

Zuwendungsnehmer: **Forschungszentrum für Erneuerbare Energien (f10) gemeinnützige GmbH**
Nördliche Grünauer Straße 21
D-86633 Neuburg a. d. Donau
Tel. +49-8431-53 68 90
Fax. +49-8431-53 68 96
Email: info@f10-energie.de
Internet: www.f10-energie.de

Projektleiter: Dr. Jürgen Beck
Tel. +49-8431-53 68 94
Email: beck@f10-energie.de

Projektbearbeiter: M. Sc. Georg Hiepp
Tel. +49-8431-53 68 92
Email: hiepp@f10-energie.de

M. Eng. Sandra Gottschall
Tel. +49-8431-53 68 99
Email: gottschall@f10-energie.de

Dipl.-Ing. (FH) Michael Schönemann
Tel. +49-8431-53 68 93
Email: schoenemann@f10-energie.de

Dipl.-Ing. (FH) Domagoj Galic
Tel. +49-8431-53 68 91
Email: galic@f10-energie.de

Veröffentlichungsdatum: Mai 2012

FKZ FNR: 22001707



Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis	III
Abbildungsverzeichnis.....	VII
Tabellenverzeichnis	XI
Abkürzungsverzeichnis	XII
1 Einleitung	14
2 Stand der Wissenschaft und Technik	15
2.1 Rechtliche und technische Aspekte der Biomethaneinspeisung	15
2.1.1 Erzeugung von Biogas.....	17
2.1.1.1 Allgemeiner Überblick über mögliche Logistik Konzepte	17
2.1.1.2 Verfahrenstechnik Übersicht	19
2.1.2 Verfahren zur Aufbereitung von Biogas	21
2.1.2.1 Trocknung.....	21
2.1.2.2 Sauerstoffabtrennung.....	23
2.1.2.3 Entschwefelung	25
2.1.2.4 Kohlenstoffdioxid-Abtrennung	34
2.1.3 Biomethaneinspeisung.....	50
2.1.4 Netzstrukturen	54
3 Material und Methoden	55
3.1 Anlagenbeschreibung	55
3.1.1 Biomethananlage in Graben/Lechfeld.....	55
3.1.1.1 Carbotech.....	58
3.1.1.2 Biogaserzeugung	58
3.1.2 Biomethananlage in Altenstadt / Schongau.....	60
3.1.2.1 BGA.....	60
3.1.2.2 Ros Roca.....	60
3.1.3 Biogasanlage ohne nennenswerte KWK in Neuburg/Donau	61
3.1.4 Biogasanlage mit KWK in Kühbach	62
3.2 NIRS – Messungen.....	64
3.2.1 Messmethodik zur Onlinebestimmung von Prozessdaten.....	64
3.2.2 Physikalisch-chemische Grundlagen.....	65
3.2.3 Modellierung und Klassifizierung.....	68
3.2.4 Kalibrierung und Schätzmodelle	69
3.2.5 Chemische Analyse als Referenzwerte für das TENIRS Verfahren	71
3.2.6 Auswertung der TENIRS-Messungen.....	71



4	Ergebnisse zur Vergärung	73
4.1	Praxisuntersuchungen	73
4.1.1	Messtechnikeinsatz in der BGA Neuburg	73
4.1.1.1	Einbindung in Leitungsebene	73
4.1.1.2	Installierte Messstellen	73
4.1.1.3	Erkenntnisse aus Messtechnikeinsatz in der BGA Neuburg	75
4.1.2	Messtechnikeinsatz in der BGA Graben/Lechfeld	84
4.1.2.1	Einbindung in Leitungsebenen	84
4.1.2.2	Installierte Messstellen	84
4.1.3	Messungen und Referenzproben Nahinfrarotspektroskopie System TENIRS....	87
4.1.3.1	Referenzproben TENIRS.....	89
4.1.3.2	Ergebnisse TENIRS - Messsystem.....	92
4.1.3.3	Modellstatistik TENIRS	96
4.1.4	Messungen und Referenzproben Nahinfrarotspektroskopie System MUT.....	98
4.1.4.1	Referenzproben m-u-t GmbH.....	99
4.1.4.2	Ergebnisse m-u-t GmbH.....	104
4.1.4.3	Modellstatistik m-u-t GmbH	107
4.1.5	Diskussion und Ausblick.....	108
4.2	Entwicklung und Aufbau einer Laboranlage auf der Basis der Festbettfermentation	110
4.2.1	Grundlagen Festbetttechnologie	110
4.2.2	Entwicklungsziele des Laborsystems inkl. Ausgangssituation	112
4.2.3	Spezifische Komponenten der gewählten Festbettlabortechnologie.....	113
4.2.4	Ablauf Laborbetrieb	119
5	Ergebnisse zur Aufbereitung von Biogas zu Biomethan.....	122
5.1	Biomethaneinspeisung Graben/Lechfeld.....	123
5.1.1	Aufbereitungsanlage System Carbotech.....	125
5.1.1.1	Druckwechseladsorptionsanlage (PSA)	125
5.1.1.2	Adsorberdynamik	127
5.1.1.3	Prozessdaten	131
5.1.1.4	Verluste.....	131
5.1.1.5	Konstanz und Versorgungssicherheit.....	132
5.1.1.6	Mögliche Ursachen.....	133
5.2	Biomethaneinspeisung Altenstadt/Schongau	135
5.2.1	Aufbereitungsanlage System RosRoca.....	137
5.2.1.1	Druckwasserwäsche	138
5.2.1.2	Prozessdaten	142
5.2.1.3	Verluste.....	143
5.2.1.4	Konstanz und Versorgungssicherheit.....	144
6	Simulationen von Biogasaufbereitungsanlagen.....	146



6.1	Simulation einer PSA	146
6.1.1	Untersuchungen	146
6.1.1.1	Versuchsanlage	146
6.1.1.2	Referenzmessung	151
6.1.2	Adsorbersimulation	153
6.1.2.1	Simulationsaufbau	153
6.1.3	Simulationsparameter	156
6.1.3.1	Adsorbensschüttung	156
6.1.3.2	Wärmeleitfähigkeit und -kapazität	156
6.1.3.3	Stofftransport	157
6.1.4	Isothermen	160
6.1.4.1	Enthalpien	164
6.1.5	Simulationsauswertung	166
6.1.6	Ausblick	169
6.1.7	Zusammenfassung	171
6.2	Ansätze zur Simulation einer DWW	173
6.2.1	Simulation der Aufbereitungsanlage	175
6.2.1.1	Aufbau der Simulation	175
6.2.2	Eingangsströme	178
6.2.3	Apparate und ihre Modelle	180
6.2.4	Ausgangsströme	184
6.2.5	Ausblick	186
7	Ganzheitliche Analyse	187
7.1	Energiepflanzen	187
7.1.1	Kurzcharakterisierung	188
7.1.1.1	Mais	188
7.1.1.2	Getreide	190
7.1.1.3	Gräser/Dauergrünland	190
7.1.1.4	Rüben	191
7.1.1.5	Sorghum Hirsen	192
7.1.2	Umweltwirkungen	195
7.1.3	Ökobilanzen	196
7.1.3.1	Methodik der Ökobilanzen	197
7.1.3.2	Ergebnisse	199
7.1.4	Optimierungen in der Landwirtschaft	209
7.2	Anlagenbewertung	212
7.2.1	Biogasanlage Graben/Lechfeld	212
7.2.1.1	Energetische Betrachtung	212
7.2.1.2	THG-Bilanz	215
7.2.2	Biogasanlage Kühbach	219
7.2.2.1	Energetische Betrachtung	219



7.2.2.2 THG-Bilanz	222
7.2.2.3 Massebilanz	224
7.3 Stoffkreisläufe	225
7.3.1 Nährstoffkreislauf	225
7.3.2 Humusbilanz	225
7.4 Nachhaltigkeit	227
7.4.1 Wirtschaftlichkeit	227
7.4.2 Ökologie	228
8 Schlussfolgerung und Perspektiven	232
Literaturverzeichnis	238

Abbildungsverzeichnis

<i>Abbildung 1: Darstellung der logistischen Verfahrensschritte einer BGA [eigene Darstellung].....</i>	<i>18</i>
<i>Abbildung 2: Einteilung der Gärverfahren [2-1].....</i>	<i>19</i>
<i>Abbildung 3: Phasen der Biogasentstehung [2-2].....</i>	<i>20</i>
<i>Abbildung 4: Schema der Biogasaufbereitung [eigene Darstellung].....</i>	<i>21</i>
<i>Abbildung 5: Fließdiagramm eines Biowäschers [2-4].....</i>	<i>29</i>
<i>Abbildung 6: Fließbild der Druckwasserwäsche mit der Kapazität von 1.000 m³/h [2-3].....</i>	<i>37</i>
<i>Abbildung 7: Grundprinzip der Druckwechseladsorption [2-7].....</i>	<i>39</i>
<i>Abbildung 8: Biogasaufbereitung nach dem Prinzip der Druckwechseladsorption [2-7].....</i>	<i>41</i>
<i>Abbildung 9: Membranpermeabilität, Grundprinzip der Membrantrennverfahren [2-4].....</i>	<i>46</i>
<i>Abbildung 10: Schematische Darstellung der Membranverfahren - einfacher Prozess und mehrstufige Kaskade (oben) mit Rückführung [2-4].....</i>	<i>48</i>
<i>Abbildung 11: Einbindung der PSA-Aufbereitung in die Gesamtanlage [3-1 verändert].....</i>	<i>57</i>
<i>Abbildung 12: Grundfließbild Biokraftwerk Lechfeld [eigene Darstellung].....</i>	<i>59</i>
<i>Abbildung 13: Prinzipieller Aufbau der Biogasanlage „System Schmack“ [3-3].....</i>	<i>63</i>
<i>Abbildung 14: Bevorzugte spektroskopische Methoden in der Bio-Analytik [3-3].....</i>	<i>65</i>
<i>Abbildung 15: Energieunterschied ΔE zwischen Grund- und angeregtem Zustand [3-4].....</i>	<i>66</i>
<i>Abbildung 16: Schematischer Aufbau eines IR-Spektrometers [3-3].....</i>	<i>67</i>
<i>Abbildung 17: Einbindung der Messköpfe I und II (unten links) in den Verteilerbalken (oben) und die zentrale Auswerteinheit (unten rechts), Biogasanlage Bauer, Neuburg/Donau [eigene Darstellung].....</i>	<i>74</i>
<i>Abbildung 18: Aktiver Spektroskopie-Messkopf [eigene Darstellung].....</i>	<i>74</i>
<i>Abbildung 19 : Beispiel - Spektren aus dem TENIRS Einsatz [eigene Darstellung].....</i>	<i>75</i>
<i>Abbildung 20 : Verlauf der oTS- Konzentrationen im Fermenter der Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	<i>76</i>
<i>Abbildung 21: Tagesverlauf der oTS Konzentration im Fermenter der Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	<i>77</i>
<i>Abbildung 22: Verlauf der oTS-Konzentrationen im Input-Gemisch ohne internes Umpumpen Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	<i>78</i>
<i>Abbildung 23: Verlauf der oTS-Konzentrationen im Input Gemisch mit internen Umpumpen Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	<i>79</i>
<i>Abbildung 24: Essigsäurewerte Input- Gemisch Monat Mai, stündliche Messungen, Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	<i>80</i>
<i>Abbildung 25: Essigsäurewerte Input-Gemisch Monat Mai, tägliche Messpunkte, Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	<i>81</i>
<i>Abbildung 26: Essigsäureäquivalente Input-Gemisch Monat Mai, stündliche Messpunkte, Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	<i>82</i>

<i>Abbildung 27: Essigsäureäquivalente Input-Gemisch Monat Mai, tägliche Messpunkte System TENIRS [eigene Darstellung].....</i>	83
<i>Abbildung 28: Messstelle im Vorlagemischer BGA Graben/Lechfeld [eigene Darstellung].....</i>	84
<i>Abbildung 29: Installierter Messkopf im Abzug des Fermenters [eigene Darstellung].....</i>	85
<i>Abbildung 30: Auswerteeinheit mit Box für den „Offline – Messkopf“ [eigene Darstellung].....</i>	86
<i>Abbildung 31: Ergebnisse der Laboranalysen für ADF und NDF Messstelle „Fütterung“ [AGROLAB Labor GmbH].....</i>	90
<i>Abbildung 32: Ergebnisse der Laboranalysen für TS und oTS Messstelle „Fütterung“ [AGROLAB Labor GmbH].....</i>	90
<i>Abbildung 33: Ergebnisse der Laboranalysen für TS und oTS Messstelle „Fermenter 1“ [AGROLAB Labor GmbH].....</i>	91
<i>Abbildung 34: Ergebnisse der Laboranalysen für die FOS an „Fermenter1“ [AGROLAB Labor GmbH].....</i>	91
<i>Abbildung 35: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fütterung" [TENIRS-Messungen].....</i>	92
<i>Abbildung 36: ADF und NDF an der Messstelle "Fütterung" [TENIRS-Messungen]... </i>	93
<i>Abbildung 37: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fermenter 1" [TENIRS-Messungen].....</i>	93
<i>Abbildung 38: Flüchtige organische Säuren (FOS) an der Messstelle "Fermenter 1" [TENIRS-Messungen].....</i>	94
<i>Abbildung 39: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Maissilage [Labor Immekus].....</i>	100
<i>Abbildung 40: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Maissilage [Labor Immekus].....</i>	100
<i>Abbildung 41: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Grassilage [Labor Immekus].....</i>	101
<i>Abbildung 42: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Grassilage [Labor Immekus].....</i>	101
<i>Abbildung 43: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Fütterung [Labor Immekus].</i>	102
<i>Abbildung 44: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Fütterung [Labor Immekus].....</i>	102
<i>Abbildung 45: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Abzug Fermenter 1 [Labor Immekus].....</i>	103
<i>Abbildung 46: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Abzug Fermenter 1 [Labor Immekus].....</i>	103
<i>Abbildung 47: Flüchtige organische Säuren an der Messstelle „Fütterung“ [m-u-t Messungen].....</i>	104
<i>Abbildung 48: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fütterung" [m-u-t Messungen].....</i>	105
<i>Abbildung 49: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fermenter 1" [m-u-t Messungen].....</i>	106
<i>Abbildung 50: Flüchtige organische Säuren an der Messstelle „Fermenter 1“ [m-u-t Messungen].....</i>	106

<i>Abbildung 51: grobmaschige Kunststoffröhren (iswww.bau-verm.uni-karlsruhe.de)....</i>	110
<i>Abbildung 52: Upflowfermenter (links) und Downflowfermenter jeweils mit Festbettstrukturen (eigenes Bild).....</i>	113
<i>Abbildung 53: Systemskizze der Laborfermenter mit Festbettstrukturen (eigene Darstellung).....</i>	114
<i>Abbildung 54: Steuerungsplatinen der Laborfermenteranlage (eigene Darstellung)..</i>	115
<i>Abbildung 55: Automatische Gasmessung (CH₄, CO₂, O₂, H₂S, H₂, eigene Darstellung).....</i>	116
<i>Abbildung 56: Automatisierte Dosier- (links) und Einbringtechnik (rechts, eigene Darstellung).....</i>	117
<i>Abbildung 57: Exzentrerschneckenpumpe für den Reflow (eigene Darstellung).....</i>	118
<i>Abbildung 58: Außenliegender Antrieb der Rührwerke (links) und angepasstes Rührwerk (rechts, eigene Entwicklung, eigene Darstellung).....</i>	119
<i>Abbildung 59: Screenshot des Versuchstagebuchs (eigene Darstellung).....</i>	120
<i>Abbildung 60: Schema der Biogas- / Biomethaneinspeisung ins Erdgasnetz [eigene Darstellung].....</i>	122
<i>Abbildung 61: Einbindung der Biomethananlage Graben / Lechfeld in das örtliche Erdgasnetz [4-1 verändert].....</i>	123
<i>Abbildung 62: R&I-Fließbild der PSA-Aufbereitungsanlage für Biogas in Graben (erdgas schwaben gmbh).....</i>	124
<i>Abbildung 63: Sechsbettdruckwechseladsorptionsanlage.....</i>	125
<i>Abbildung 64: Prozessführung einer Sechsbett-PSA.....</i>	126
<i>Abbildung 65: Massentransferzone bei der Beladung der Gasphase und des Adsorbens nach [6-4].....</i>	128
<i>Abbildung 66: Konzentrationsfront bei der Adsorption nach [6-4].....</i>	129
<i>Abbildung 67: Konzentrationsfront bei der Desorption nach [6-4].....</i>	130
<i>Abbildung 68: Tägliche Ausfall- und Fackellaufzeiten der Biomethan-Aufbereitungsanlage Graben/Lechfeld [eigene Darstellung].....</i>	133
<i>Abbildung 69: Einbindung der Biomethan-Aufbereitungsanlage in das örtliche Gasnetz Altstadt [4-1 verändert].....</i>	135
<i>Abbildung 70: R&I Fließbild der Biomethan-Aufbereitungsanlage Altstadt/Schongau (erdgas schwaben gmbh).....</i>	137
<i>Abbildung 71: Verlauf der Tagesmittelwerte der aufbereiteten Menge Biogas in der Biomethananlage Altstadt / Schongau.....</i>	144
<i>Abbildung 72: Ausfallzeiten der Biomethan-Aufbereitungsanlage Altstadt / Schongau.....</i>	145
<i>Abbildung 73: R&I-Fließbild der Versuchsanlage zur PSA an der Universität Oldenburg nach [6-7].....</i>	146
<i>Abbildung 74: Messkurven der Referenzmessung in der Labor PSA-Anlage der Universität Oldenburg.....</i>	151
<i>Abbildung 75: Schematische Darstellung eines Festbettadsorbens.....</i>	154
<i>Abbildung 76: Auswertung nach Arrhenius.....</i>	158
<i>Abbildung 77: Parameterbestimmung für Isothermen nach Langmuir.....</i>	162
<i>Abbildung 78: Isothermen nach Dubinin und Langmuir.....</i>	163
<i>Abbildung 79: Isothermen nach Dubinin.....</i>	164

<i>Abbildung 80: Korrelationskurven der Enthalpieberechnung</i>	165
<i>Abbildung 81 Vergleich von Versuch und Simulation mit Methan</i>	166
<i>Abbildung 82 Vergleich von Versuch und Simulation mit Kohlendioxid</i>	168
<i>Abbildung 83: Fließbild der Biogasaufbereitungsanlage in Västerås [6-26]</i>	173
<i>Abbildung 84: Fließbild des Simulationsmodells der DWW in Altenstadt / Schongau</i>	176
<i>Abbildung 85: Schema einer Ökobilanz [7-26]</i>	198
<i>Abbildung 86: THG Potential [eigene Darstellung]</i>	199
<i>Abbildung 87 : Kumulierter Energie - Input auf ha – Basis [eigene Darstellung]</i>	199
<i>Abbildung 88 : Kumulierter Energie - Input auf oTS-Basis [eigene Darstellung]</i>	200
<i>Abbildung 89 :Kumulierter Energie - Input auf kWh – Basis [eigene Darstellung]</i>	201
<i>Abbildung 90 : Energiebilanz auf ha-Basis [eigene Darstellung]</i>	202
<i>Abbildung 91 : Energiebilanz auf oTS – Basis [eigene Darstellung]</i>	203
<i>Abbildung 92 : Energiebilanz auf kWh-Basis [eigene Darstellung]</i>	204
<i>Abbildung 93 : THG - Emissionen auf ha-Basis [eigene Darstellung]</i>	205
<i>Abbildung 94: THG - Emissionen auf oTS- Basis [eigene Darstellung]</i>	205
<i>Abbildung 95 : THG - Emissionen auf kWh – Basis [eigene Darstellung]</i>	206
<i>Abbildung 96 : THG - Bilanz auf ha-Basis [eigene Darstellung]</i>	207
<i>Abbildung 97 : Netto - CO₂- Fixierung pro t organischer Trockensubstanz [eigene Darstellung]</i>	208
<i>Abbildung 98 : THG-Bilanz auf kWh-Basis – Effizienz der Verwertung der assimilierten Biomasse zur Erzeugung von Nutzenergie (Methan) [eigene Darstellung]</i>	209
<i>Abbildung 99: Life-Cycle-Analyse Biomethananlage Lechfeld [eigene Darstellung]</i> . 212	
<i>Abbildung 100: Energetische Verluste bei der Biomethanerzeugung Graben / Lechfeld [eigene Darstellung]</i>	213
<i>Abbildung 101: THG- Bilanz Biomethananlage Graben / Lechfeld für ein Jahr [eigene Darstellung]</i>	216
<i>Abbildung 102: THG- Bilanz Biomethananlage Graben / Lechfeld auf kWh- Basis [eigene Darstellung]</i>	217
<i>Abbildung 103: Masseaufsplittung Biomethananlage Graben / Lechfeld nach Vergärungsvorgang [eigene Darstellung]</i>	218
<i>Abbildung 104: Life-Cycle-Analyse Biogasanlage Kühbach [eigene Darstellung]</i>	219
<i>Abbildung 105: Energetische Verluste bei der Biogaserzeugung Kühbach [eigene Darstellung]</i>	220
<i>Abbildung 106: THG- Bilanz der Biogasanlage Kühbach [eigene Darstellung]</i>	222
<i>Abbildung 107: THG- Bilanz der Biogasanlage Kühbach auf kWh- Basis [eigene Darstellung]</i>	223
<i>Abbildung 108: Masseaufsplittung Biogasanlage Kühbach nach Vergärungsvorgang [eigene Darstellung]</i>	224
<i>Abbildung 109: Die Zielgrößen der Nachhaltigkeit [7-30]</i>	227



Tabellenverzeichnis

<i>Tabelle 1: Löslichkeiten der Biogaskomponenten in Wasser bei unterschiedlichen Temperaturen [2-14].....</i>	<i>34</i>
<i>Tabelle 2: Vergleich verschiedener Aufbereitungsverfahren für Biogas [2-13, 2-21]..</i>	<i>45</i>
<i>Tabelle 3: Einteilung der Brenngasfamilien [2-8]</i>	<i>50</i>
<i>Tabelle 4: Auslegungsdaten der Biomethananlage Graben/Lechfeld</i>	<i>55</i>
<i>Tabelle 5: Auslegung der Biomethananlage Altenstadt/Schongau.....</i>	<i>60</i>
<i>Tabelle 6: Anlagedaten BGA Heinrich Bauer, Neuburg/Donau [Quelle: eigene Erhebungen].....</i>	<i>61</i>
<i>Tabelle 7: Anlagedaten BGA Kühbach [Quelle: eigene Erhebungen].....</i>	<i>62</i>
<i>Tabelle 8: Bereiche der Infrarotstrahlung [3-4]</i>	<i>67</i>
<i>Tabelle 9: Organische Säuren und ihre Richtwerte [2-19]</i>	<i>95</i>
<i>Tabelle 10: TENIRS-Modellstatistik Februar 2010 [Quelle: TENIRS]</i>	<i>96</i>
<i>Tabelle 11: Charakterisierung der Leistungsfähigkeit anhand von RPD Werten [26].....</i>	<i>97</i>
<i>Tabelle 12: MUT-Modellstatistik für ausgewählte Parameter, Stand September 2011 [MUT]</i>	<i>107</i>
<i>Tabelle 13: Hilfsenergiebedarf Aufbereitung Graben [Quelle: Eigene Erhebung 2009]</i>	<i>131</i>
<i>Tabelle 14: Hochrechnung der Prozessenergieverbräuche Biomethanaufbereitungsanlage Altenstadt / Schongau, Stand: 2010.....</i>	<i>142</i>
<i>Tabelle 15: Koeffizienten des Stofftransports bei der Simulation</i>	<i>159</i>
<i>Tabelle 16: Parameter für die Isothermen nach Dubinin.....</i>	<i>161</i>
<i>Tabelle 17: Parameter für die Isothermen nach Langmuir.....</i>	<i>163</i>
<i>Tabelle 18: Zusammensetzung des Eingangsgasstroms (1)</i>	<i>178</i>
<i>Tabelle 19: Zusammensetzung des Eingangsgasstroms (11)</i>	<i>179</i>
<i>Tabelle 20: Zusammensetzung des Produktgasstroms (19).....</i>	<i>185</i>
<i>Tabelle 21: Energiebilanz Biomethananlage Lechfeld [Quelle: Eigene Erhebungen]</i>	<i>214</i>
<i>Tabelle 22: Energiebilanz der Biogasanlage Kühbach [Quelle: Eigene Berechnungen]</i>	<i>221</i>



Abkürzungsverzeichnis

a	Jahr
ADF	Acid Detergent Fibre
BGA	Biogasanlage
BHKW	Blockheizkraftwerk
ca.	circa
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
ct	Cent
DMS	Dehnungsmessstreifen
DWW	Druckwasserwäsche
DVGW	Deutscher Vereinigung des Gas- und Wasserfaches e.V.
EASEE	European Association for the Streamlining of Energy Exchange
EEG	Erneuerbare Energien Gesetz
FIR	fernes Infrarot
FOS	flüchtige organische Säure
GasNEV	Gasnetzentgeltverordnung
GasNZV	Gasnetzzugangsverordnung
GEMIS	Globales Emissions- Modell Integrierter Systeme
GPS (Bezug auf Triticale)	Ganz Pflanzen-Silage
IAST	Ideal Adsorbed Solution Theory
IUPAC	International Union of Pure and Applied Chemistry
KTBL	Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft
KWKK	Kraft-Wärme-Kälte-Kopplung
LPG	Liquid Propane Gas
mg	Milligramm
MIR	mittleres Infrarot
MTZ	Massentransferzone
MTC	Mass Transfer Coefficient
NawaRo	Nachwachsende Rohstoffe
NDF	Neutral Detergent Fibre
NIR	Nahinfrarot
NIRS	Nahinfrarotspektroskopie
oTS	organische Trockensubstanz



p.a.	per annum
PLS	Partial Least Square Regression
PSA	Druckwechseladsorption
RNV	Regenerative Nachverbrennung
RTO	Regenerative Thermische Oxidation
SVM	Support Vector Machines
TAC	Total Alkalische Carbonate
TENIRS	Transflexive Embedded Near Infrared Spectroscopy
THG	Treibhausgas
TS	Trockensubstanz
UDS1	Upwind Differencing Scheme 1
Al_2O_3	Aluminiumoxid
CH_4	Methan
CO_2	Kohlenstoffdioxid
COS	Carbonylsulfid
CuO	Kupferoxid
Fe^{3+}	Eisen(III)
FeCl_2	Eisenchlorid
Gew.- %	Gewichtsanteil
GJ	Gigajoule
H_2O	Wasser
H_2S	Schwefelwasserstoff
Ha	Hektar
HCN	Cyanwasserstoff
K_2CO_3	Kaliumcarbonat
KI	Kaliumjodid
kW	Kilowatt
kWh	Kilowattstunden
N_2O	Lachgas
Nm^3	Normkubikmeter
O_2	Sauerstoff
ppb	parts per Billion
ppm	parts per Million
ppmv	parts per Million (volumetrisch)
Vol %	volumetrischer Raumanteil
ZnO	Zinkoxid



1 Einleitung

Um den Einsatz von regenerativen Energien in Deutschland weiter voranzubringen und somit die Klimaschutzziele der kommenden Jahre zu erreichen, fasste die Bundesregierung eine Reihe von Beschlüssen. Diese sollten dabei helfen, die Akzeptanz zu stärken und gleichzeitig die Kosten für Privatunternehmer und kleine Kommunen zu senken. Das anvisierte Ziel der Bundesregierung zum Thema Biomethaneinspeisung lautet wie folgt, 6 Mrd. m³ bis zum Jahr 2020 bzw. 10 Mrd. m³ bis 2030 zu erreichen. Um speziell den Ausbau von Biogasanlagen zu fördern, wurde im Jahre 2004 die Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV) dahingehend verändert, dass Biogasanlagenbetreiber einen erleichterten und vergünstigten Zugang zum Netzanschluss erhalten. Der daraufhin folgende starke Ausbau von Biomethaneinspeiseanlagen warf einige Fragestellungen bezüglich der Effizienz solcher Anlagen auf.

Einige dieser Punkte konnten bisher nicht ausreichend geklärt werden und wurden im Rahmen des Forschungsprojektes hinterfragt. Unter anderem ist nach wie vor viel Potential bei den verschiedenen Aufbereitungstechniken wie z.B. der Druckwechseladsorption(PSA) oder der Druckwasserwäsche(DWW) vorhanden. Die Vor- und Nachteile sowie die anlagenspezifischen Probleme, bei den zur Betrachtung ausgewählten Anlagen, werden in diesem Bericht genauer untersucht. Zu diesem Zweck wurde eine Simulation, der oben genannten Verfahren bzw. Anlagen, mit Hilfe einer speziellen Software durchgeführt. Diese Ergebnisse werden ausführlich dargestellt und diskutiert um mögliche Probleme und Lösungsansätze aufzuzeigen. Aber nicht nur die Aufbereitungstechnik lässt viel Spielraum zu Effizienzsteigerungen, auch die Art der eingesetzten Substrate spielt eine wichtige Rolle. Es werden verschiedenste Substrate, unter anderem Mais, Futterrüben und auch Triticale GPS, gegenübergestellt um die Vor- und Nachteile des einzelnen Substrates genau erkennen zu können. Hier wird unter anderem auf den Energieinput sowie auf den CO₂ Ausstoß beim Anbau eingegangen. Aus diesen lassen sich deutliche Unterschiede der verschiedenen Substrate erkennen. Somit kann letztendlich entschieden werden, wo und vor allem wann sich der Einsatz von bestimmten Substraten besonders lohnt. [1-1]



2 Stand der Wissenschaft und Technik

2.1 Rechtliche und technische Aspekte der Biomethaneinspeisung

Die rechtlichen Voraussetzungen für die Einspeisung von Biomethan in das Erdgasnetz wurden u. a. mit der Änderung der Gasnetzzugangsverordnung (GasNZV) gelegt. Die Neuauflage der GasNZV vom 09.09.2010, umfasst einige weitere Änderungen, vor allem hinsichtlich der anfallenden Kosten für den Netzanschluss. Hierdurch reduziert sich der Kosten für den Anschlussnehmer nun deutlich auf durchschnittlich nur noch 25%.

Die wichtigsten Punkte in der GasNZV Teil 6 – Biogas - sind:

- Die Netzbetreiber müssen Anlagen auf Antrag eines Anschlussnehmers vorrangig an das Gasversorgungsnetz anschließen. Die Kosten für den Netzanschluss sind vom Netzbetreiber zu 75 Prozent zu tragen. Der Anschlussnehmer trägt die verbleibenden 25 Prozent der Netzanschlusskosten, bei einem Netzanschluss einschließlich Verbindungsleitung mit einer Länge von bis zu einem Kilometer jedoch höchstens bis 250.000 Euro. Soweit eine Verbindungsleitung eine Länge von zehn Kilometern überschreitet, hat der Anschlussnehmer die Mehrkosten zu tragen. Der Netzanschluss steht im Eigentum des Netzbetreibers. Kommen innerhalb von zehn Jahren nach dem Netzanschluss weitere Anschlüsse hinzu, so hat der Netzbetreiber die Kosten so aufzuteilen, wie sie bei gleichzeitigem Netzanschluss verursacht worden wären, und Anschlussnehmern einen zu viel gezahlten Betrag zu erstatten. Der Netzanschluss besteht aus einer Verbindungsleitung, der Gasdruck-Regel-Messanlage, der Verdichtungsanlage und der Anlage zur eichgerechten Messung des einzuspeisenden Biomethans.
- Der Netzbetreiber hat die Verfügbarkeit des Netzanschlusses dauerhaft, mindestens aber zu 96 Prozent, sicherzustellen und ist für die Wartung und den Betrieb des Netzanschlusses verantwortlich. Er trägt hierfür die Kosten. Soweit es für die Prüfung der technischen Einrichtungen und der Messeinrichtungen erforderlich ist, hat der Netzbetreiber dem Anschlussnehmer oder seinem Beauftragten Zutritt zu den Räumen zu gestatten [1-1].



- Netzbetreiber sind verpflichtet, Einspeiseverträge und Ausspeiseverträge vorrangig mit Transportkunden von Biogas abzuschließen und Biogas vorrangig zu transportieren, soweit diese Gase netzkompatibel im Sinne von § 36 Absatz 1 sind. Der Netzbetreiber meldet unverzüglich die Einspeisemengen in Energieeinheiten, die er vom Transportkunden übernommen hat, an den betreffenden Anschlussnehmer, den Bilanzkreisverantwortlichen sowie an vom Anschlussnehmer benannte Dritte. Der Einspeiser von Biogas hat ausschließlich sicherzustellen, dass das Gas am Einspeisepunkt und während der Einspeisung den Voraussetzungen der Arbeitsblätter G 260 und G 262 des Deutschen Vereins des Gas- und Wasserfachs e. V. (DVGW, Stand 2007/2) entspricht. Der Einspeiser trägt hierfür die Kosten. Der Einspeiser muss gegenüber dem Netzbetreiber zum Zeitpunkt des Netzanschlusses durch einen geeigneten, von einer staatlich zugelassenen Stelle erstellten oder bestätigten Nachweis für die individuelle Anlage oder den Anlagentyp belegen, dass bei regelmäßigem Betrieb der Anlage bei der Aufbereitung des Biogases auf Erdgasqualität die maximalen Methanemissionen in die Atmosphäre den Wert von 0,5 Prozent bis zum 30. April 2012 nicht übersteigen. Danach darf die maximale Methanemission den Wert von 0,2 Prozent nicht übersteigen. Abweichend von den Anforderungen nach Satz 1 kann das Biogas mit einem höheren Vordruck an den Netzbetreiber übergeben werden. Der Netzbetreiber trägt die angemessenen Kosten für die notwendige technische Anpassung der Anlage, die dem Einspeiser auf Grund einer Umstellung des Netzes auf eine andere Gasqualität entstehen. Der Netzbetreiber ist dafür verantwortlich, dass das Gas am Ausspeisepunkt den eichrechtlichen Vorgaben des Arbeitsblattes G 685 des Deutschen Vereins des Gas- und Wasserfachs e. V. (DVGW, Stand 2007/ 3) entspricht. Der Netzbetreiber trägt hierfür die Kosten. Der Netzbetreiber ist für die Odorierung und die Messung der Gasbeschaffenheit verantwortlich. Der Netzbetreiber trägt hierfür ebenfalls die Kosten.
- Die Auswirkungen der Sonderregelungen für die Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz nach Teil 6 werden von der Bundesregierung geprüft. Die Bundesnetzagentur legte hierzu erstmals bis zum 31. Mai 2011 und anschließend jährlich einen Bericht vor. Darin werden das Erreichen der Ziele nach § 31, die Kostenstruktur für die Einspeisung von Biogas, die erzielbaren Erlöse, die Kostenbelastung der Netze und Speicher sowie die Notwendigkeit von Musterverträgen untersucht (GasNZV) [1-1.]



2.1.1 Erzeugung von Biogas

2.1.1.1 Allgemeiner Überblick über mögliche Logistik Konzepte

Zur Erzeugung von Biogas sind große Mengen an Input- und Outputsubstrat zu bewegen. Die Logistik kann in einfacher Weise auf drei Prozessschritte im Verfahren aufgeteilt werden. Besonders bei landwirtschaftlichen Anlagen werden oftmals lediglich die Schritte Substratanbau mit Ernte, Aufbereitung, Transport und Konservierung, sowie die eigentliche Biomassevergärung mit Transport, Aufbereitung, Dosierung und Förderung sowie zuletzt die Gärrestverwertung mit Speicherung, Transport und Ausbringung unterschieden

In den großen, nicht landwirtschaftlich betriebenen Anlagen, die wir insbesondere bei der Biomethanproduktion aus Gründen der Kostendegression finden, wird ein effizientes Logistikkonzept benötigt, da hierbei die Substrate oftmals just-in-time angeliefert werden müssen. Dies erspart die Lagerung der Substratkonserven auf dem Betriebsgelände.

Hier trennen sich die Teilschritte der Verfahrensabfolge detaillierter auf. Auf Grundlage der nachfolgenden Darstellung (siehe *Abbildung 1*) können die verschiedensten Logistikkonzepte bzw. Anlagenkonzepte durch die Zusammenfassung eines oder mehrerer Verfahrensschritte erarbeitet werden.

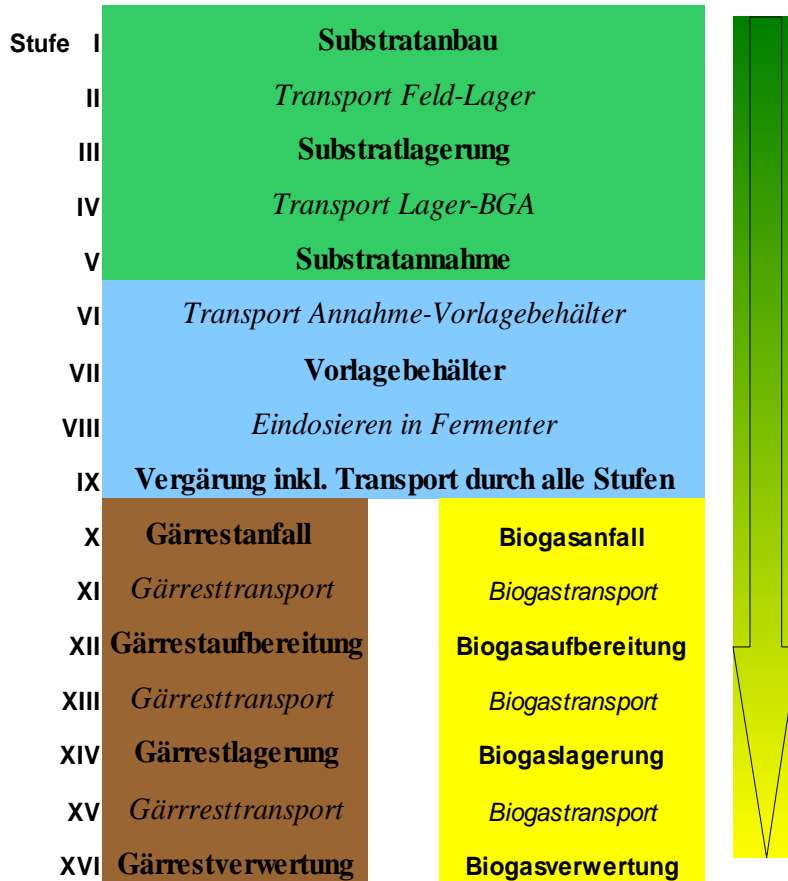


Abbildung 1: Darstellung der logistischen Verfahrensschritte einer BGA [eigene Darstellung]

Die Einflussfaktoren auf die Wahl des Anlagenkonzeptes sind vielfältig, die Folgen des gewählten Konzeptes entsprechend tief greifend. Die Anlagendimension bzw. der Substratbedarf an nachwachsenden Rohstoffen geben die Rahmenbedingungen und Möglichkeiten vor. Im Bereich der Substratversorgung haben sich beispielsweise alternativ zentrale oder dezentrale Lagersysteme entwickelt. Während sich bei kleinen bis mittleren Anlagen eine dezentrale Substratlagerung meist nicht anbietet, können aufgrund der größeren Substratmengen und damit des größeren Einzugsgebietes bei Großanlagen, die positiven Effekte der Logistikaufgliederung überwiegen. Als wichtige Einflussgröße kommt der Anlagenstandort hinzu. Soll die Anlage in einem Gewerbegebiet entstehen, können zum Einen die Kosten für die Lagerflächen, zum Anderen auch Akzeptanzprobleme bei den benachbarten Betrieben zu einem dezentralen Substratlagersystem führen. Neben der Anlagengröße kann auch die Substratversorgung für ein System ausschlaggebend sein. Werden beispielsweise lediglich Substrate eingesetzt, die auf den eigenen Flächen des Betriebes produziert wurden, so werden aufgrund der erhöhten Flexibilität meist zentrale Lagersysteme bevorzugt. Werden hingegen bei Anlagen von mehreren

Anteilseignern, Vertragspartnern, oder ähnlich eingebundenen Lieferanten die Substrate von außerhalb bezogen, können zur verbesserten Abrechnungsfähigkeit dezentrale Lagersysteme gebaut werden. Zu diesen Punkten kommt bei dezentralen Lagersystemen noch die Möglichkeit des Transports des separierten, festen Gärrückstands im Rahmen der Rückfracht. Somit können hier weitere Effizienzgewinne erzielt werden.

2.1.1.2 Verfahrenstechnik Übersicht

Die Abbildung 2 gibt einen Überblick über die möglichen Gärverfahren und die daraus resultierenden Verfahrensoptionen.

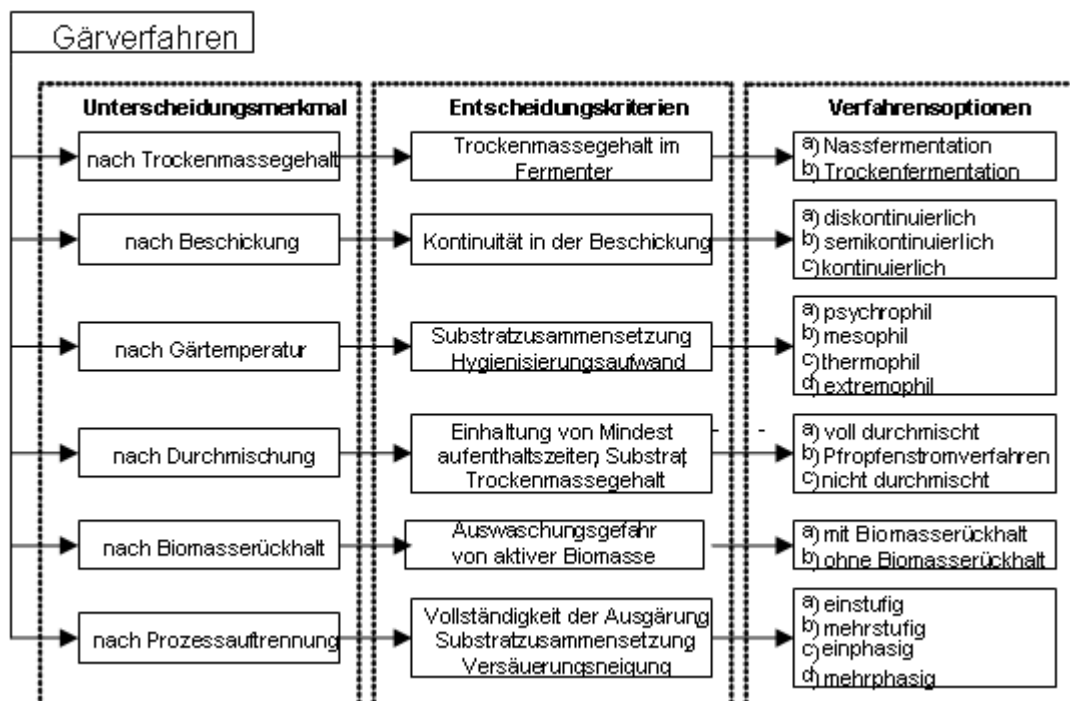


Abbildung 2: Einteilung der Gärverfahren [2-1]

Das erste mögliche Unterscheidungskriterium ist die Konsistenz des zugeführten Substrates in den Fermenter. Hier werden oft die Begriffe „Nass-“, bzw. „Trockenfermentation“ verwendet. Aus fachlicher Sicht sind diese Begriffe irreführend, da der anaerobe Abbauprozess in jedem Fall nur in der wässrigen Phase stattfinden kann. Besser geeignet sind deshalb die Begriffe Flüssig- und Feststoffvergärung. Bis ca. 15 % Feststoffmassegehalt ist das Material in der Regel noch pumpfähig. Hier wird oft die Grenze zwischen den beiden Vergärungsarten gezogen. Eine weitere Möglichkeit zur Unterscheidung ist, ob das Substrat bereits stapelbar (stichfeste Konsistenz) ist.

In der Biogastechnik wird je nach Beschickung des Fermenters in kontinuierliche und diskontinuierliche Prozesse unterteilt. Erstere finden beispielsweise hauptsächlich in Rohrreaktoren statt, die diskontinuierlichen z.B. in abgeschlossenen Rührkesseln, wie etwa in Batchreaktoren. Gesamtprozesse die auf einer Mischung der beiden Prinzipien beruhen werden als semi- oder halbkontinuierliche Prozesse bezeichnet.

Werden die anderen Unterscheidungsmerkmale hinzu addiert, ergibt sich eine Vielzahl von Ausstattungsvarianten der jeweiligen Fermentationstechnik.

In *Abbildung 3* steht den Gärverfahren die prozessbiologische Verfahrenskette gegenüber. Die Wahl der Gärverfahren hat großen Einfluss auf die Ausbildung der einzelnen Prozessschritte und damit auch auf die Leistungsfähigkeit der Biogassynthese.

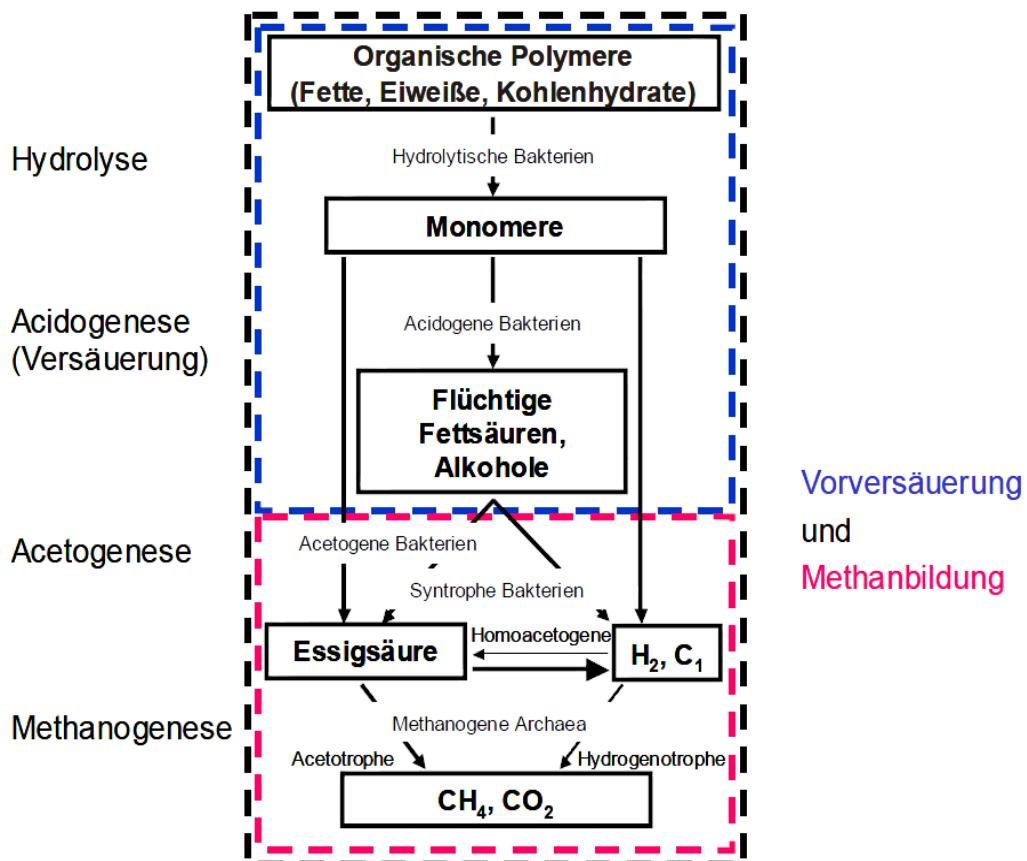


Abbildung 3: Phasen der Biogasentstehung [2-2]

2.1.2 Verfahren zur Aufbereitung von Biogas

Die Aufbereitung von Biogas geht mit einer Aufkonzentration des im Biogas dominierenden CH_4 einher (siehe *Abbildung 4*). Ziel der Aufbereitung ist es, die Energiekonzentration im Produktgas zu steigern, und damit die Verwendung als Austausch- oder als Zusatzgas im deutschen Erdgasnetz zu ermöglichen. Die Anforderungen als Austausch- oder Zusatzgas können in den mit Russischem Erdgas versorgten H-Netzen ab einem CH_4 -Gehalt von 96 Vol-% annähernd eingehalten werden.

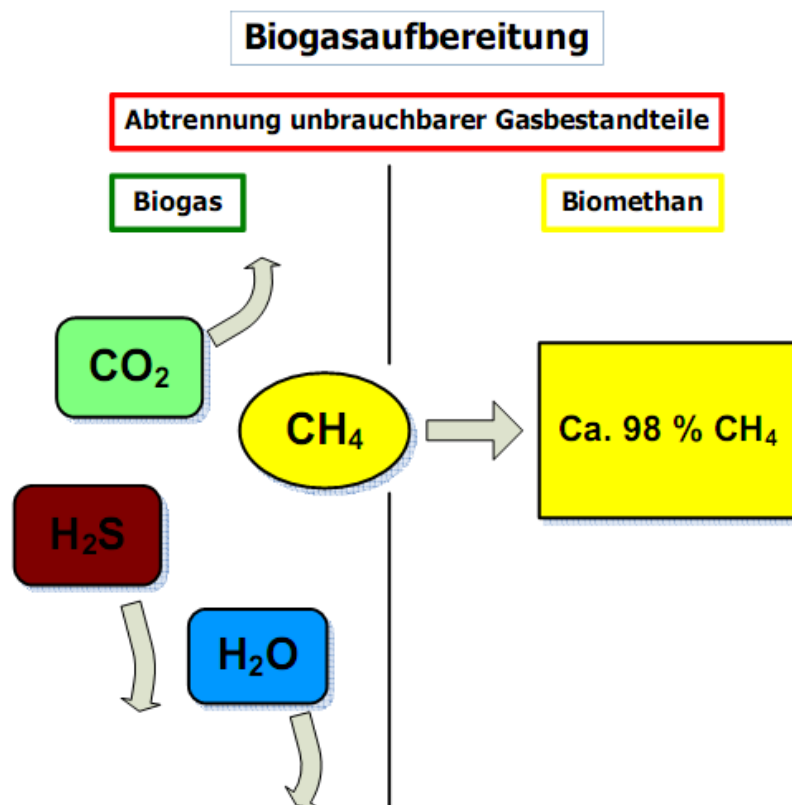


Abbildung 4: Schema der Biogasaufbereitung [eigene Darstellung]

2.1.2.1 Trocknung

Es sprechen mehrere Gründe für eine Trocknung des Biogases. Zum Einen um Korrosion durch die Gasbegleitstoffe CO_2 , H_2S , und O_2 in feuchter Umgebung zu verhindern. Zum anderen soll durch die Trocknung auch vermieden werden, dass anschließende Gasreinigungsprozesse in ihrer Wirkung negativ beeinflusst werden.



Absorptionstrocknung

Die Gastrocknung kann durch absorptive Verfahren vollzogen werden. Dabei werden ein oder mehrere Komponenten aus der Gasphase durch Zugabe einer Flüssigkeit (Absorbens) gelöst. Die Waschflüssigkeit und die absorbierten Stoffe werden bei diesem Prozess physikalisch absorbiert, sie gehen also keinerlei chemische Bindungen miteinander ein. Das zu trocknende Gas durchströmt die Kolonne im Gegenstrom zum Absorbens von unten nach oben.

Wenn das Absorptionsmittel gesättigt ist wird es einer zweiten Kolonne zugeführt. Dort wird es auf eine Temperatur von 200 °C erhitzt und regeneriert, indem die absorbierten Stoffe aus der Flüssigkeit verdampfen. Aus wirtschaftlicher Sicht ist die Absorptionstrocknung erst ab einem Gasvolumenstrom von mehr als 500 m³/h rentabel, da ein immens hoher apparativer Aufwand notwendig ist [2-4].

Adsorptive Gastrocknung

Als Adsorbentien des adsorptiven Gastrocknungsverfahrens eignen sich Molekularsiebe, Kieselgele und Aluminiumoxide. Der Festbettadsorber der mit den Adsorbentien in Granulatform gefüllt ist, wird von unten nach oben mit dem zu trocknenden Biogas bei Umgebungstemperatur und Drücken zwischen 6 und 10 bar durchströmt. Um einen kontinuierlichen Betrieb gewährleisten zu können müssen zwei Festbettadsorber vorhanden sein. Denn während der eine Adsorber regeneriert wird, trocknet der andere Adsorber weiter Biogas.

Die Regenerierung erfolgt in zwei unterschiedlichen Varianten, die sich in der Praxis durchgesetzt haben. Zu ihnen zählt das warm regenerierende Verfahren. Bei dieser Variante wird der gesättigte Adsorber nach Druckabsenkung im Gegenstrom entweder mit einem Heißgas bei Temperaturen von 120 bis 150 °C durchströmt oder der Desorber wird direkt beheizt und mit einem Spülgas beaufschlagt. Das adsorbierte Wasser wird aufgrund der hohen Temperaturen wieder desorbiert und mit dem Heißgas ausgetragen. Allerdings bleibt immer noch ein Restwassergehalt im regenerierten Adsorbens enthalten. Dieser ist abhängig von der Regenerierungstemperatur, der Spülzyklusdauer und den Wassergehalten des Regenerationsgases. Dieses Verfahren rechnet sich erst bei höheren Volumenströmen, da der hohe Energieaufwand bei kleinen Anlagen unwirtschaftlich ist.



Ein weiteres Verfahren ist die kalt regenerierende Variante (Heatless-Dryer-Prinzip). Der beladene Adsorber wird nach der Druckabsenkung und einer Spülung im Gegenstrom mit einem entspannten Teilstrom des zuvor getrockneten Gases getrocknet. Das zum Spülen verwendete Gas wird nicht mehr in den Kreislauf zurückgeführt. Die Vorteile dieses Verfahrens sind die kurze Gesamtzykluszeit von 2- 10 Minuten, die fehlende Notwendigkeit von Prozesswärme und damit von Energie zur Wasserdesorption und die Einfachheit des Verfahrens. Als Nachteil muss aufgeführt werden, dass das Heatless-Dryer-Prinzip nur bei kleinen Durchflussmengen wirtschaftlich arbeitet [2-10].

Kondensationstrocknung

Das Verfahren der Kondensationstrocknung beruht darauf, dass sich durch Abkühlung des Biogasstroms auf eine Temperatur unterhalb des Taupunktes Kondensat bildet. Dieses wird durch Phasentrennung aus dem Gas ausgeschieden. Die Temperaturabsenkung ist dabei der limitierende Faktor. Denn umso tiefer die Temperatur ist, desto mehr Kondensat kann ausgeschieden werden. Durch die Kondensationstrocknung wird eine Korrosion in nachfolgenden Anlagenteilen sicher vermieden. Dieses Verfahren wird bei Biogasaufbereitungsverfahren, wie der Druckwechseladsorption oder der adsorptiven Entschwefelung eingesetzt. Allerdings gelingt es mit diesem Verfahren nicht die hohen Anforderungen, die aus den DVGW-Arbeitsblättern G260 und G262 resultieren, einzuhalten [2-4, 2-10].

2.1.2.2 Sauerstoffabtrennung

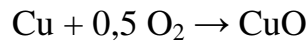
Bei einer Einspeisung von Biogas in Ferngasleitungen reicht das Regelwerk des DVGW nicht mehr aus. Um transnationale Vereinbarungen einzuhalten, gelten insbesondere hinsichtlich der maximalen zulässigen Sauerstoffkonzentration, die EASEE (European Association for the Streamlining of Energy Exchange) Spezifikationen. Diese Richtlinie lässt allerdings nur Sauerstoffkonzentrationen von höchstens 10 ppmv zu und macht damit eine Sauerstoffentfernung absolut notwendig [2-10].

Chemisorption am Kupferkontakt

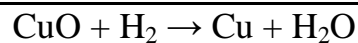
Um das Biogas nahezu vollständig von seinem Sauerstoffgehalt zu befreien, wird das Chemisorptionsverfahren angewandt. Dabei kommt es zur Reaktion zwischen dem Sau-



erstoff und dem Kupferkontakt, wodurch der Sauerstoff am Kupferkontakt gebunden wird.



Ist der Kontakt vollständig mit Sauerstoff beladen, so muss er durch Zugabe von Wasserstoff regeneriert werden.



Die optimale Prozesstemperatur liegt bei ca. 200 °C. Bei dieser Temperatur besitzt der Kupferkontakt eine sehr hohe Aufnahmekapazität, so dass der Sauerstoff möglichst vollständig aus dem Prozessgas entfernt werden kann. Damit ein kontinuierlicher Betrieb gefahren werden kann, werden zwei Reaktoren benötigt, von denen der eine den Sauerstoff des Gases am Kupferkontakt aufnimmt und der andere zeitgleich regeneriert wird. Da der Kupferkontakt nicht nur mit Sauerstoff, sondern auch mit Schwefel reagiert, sollte das zu behandelnde Gas frei von Schwefel sein um keine Kapazitätsverluste hinnehmen zu müssen.

Die Regeneration an sich wird mit Prozessgas durchgeführt, dem eine definierte Menge Wasserstoff zugegeben wird. Der Kupferkontakt wird beim Durchströmen mit Wasserstoff reduziert.

Eine andere Möglichkeit der Regenerierung des Kupferkontakts ist die in-situ-Regenerierung. Bei dieser Variante ist eine Regenerierung während der Beladung, durch Wasserstoffzudosierung möglich. Ein wesentlicher Vorteil dieses Verfahrens ist, dass nur ein Reaktor benötigt wird. Als Nachteil muss allerdings die aufwendige Prozessführung genannt werden.

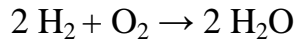
Kritisch am Chemisorptionsverfahren ist anzumerken, dass dieses Verfahren aufgrund der zwei notwendigen Reaktoren und der Wärmerückgewinnung teuer ist.

Positiv ist die hohe Reinheit des behandelten Gases von weniger als 1 bis 10 ppmv zu nennen. Ein weiterer Vorteil ist, dass in den eigentlichen Sauerstoffabscheidungsprozess kein Wasserstoff und kein Wasser eingetragen werden [1-10].



Katalytische Sauerstoffentfernung

Die katalytische Sauerstoffelimination basiert auf der Reaktion von Wasserstoff und Sauerstoff zu Wasser (Knallgasreaktion).



Als Katalysatoren werden fein verteiltes Palladium- oder Platin-Metall verwendet, die für eine Reaktion der beiden Stoffe bei Raumtemperatur sorgen. Bevor das Biogas in den Reaktor gelangt wird es mit Wasserstoff vermischt. Die Knallgasreaktion findet bei ca. 80 °C statt, da bei dieser Temperatur der Katalysator ausreichend aktiv ist.

Leider muss auch bei diesem Verfahren eine Feinstentschwefelung vorgeschaltet werden, da sonst der Palladium-Kontakt in Mitleidenschaft gezogen wird. Die maximale Schwefelbelastung von 1.000 ppmv darf über die gesamte Lebenszeit, laut Katalysatorhersteller, nicht überschritten werden.

Ebenso wie bei der Chemisorption am Kupferkontakt darf die Sauerstoffkonzentration nach der katalytischen Reinigung 10 ppmv nicht überschreiten. Nach der Sauerstoffentfernung ist das Gas mit ca. 500 bis 1.000 ppmv Wasserstoff, bei Anfangssauerstoffgehalten von < 1.000 ppmv angereichert.

2.1.2.3 Entschwefelung

Zur Entschwefelung von Biogasen gibt es eine Vielzahl von Verfahren. Dabei ist die Schwefelkonzentration im Biogas von großer Bedeutung, um eine geeignete Reinigungsmethode auszuwählen. Grundsätzlich kann nach dem Verfahrensprinzip und dem Anwendungsfall unterschieden werden.

Sorptionskatalytische Verfahren

Bei diesen Verfahren werden die zu entfernenden Schwefelverbindungen chemisch an der Oberfläche gebunden durch Zugabe von Stoffen, welche die chemische Reaktion beschleunigen. Als Katalysator wird mit Kaliumjodid, Kaliumcarbonat, Kaliumpermanganat oder Zinkoxid imprägnierte Aktivkohle eingesetzt.

In Abhängigkeit von der Biogaszusammensetzung und den zu erfüllenden Anforderungen an das Produktgas werden unterschiedliche Sorbentien verwendet. Bei geringen

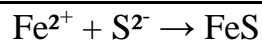


Schwefelbelastungen und höheren Reinheitsanforderungen von bis zu 5 ppb Schwefelwasserstoff werden vorrangig imprägnierte Aktivkohle und Zinkoxid verwendet [2-4, 2-6].

Sulfidfällung

Bei der Sulfidfällung werden Fe^{2+} -Ionen in Form von Eisensalzen oder als Salzlösung während des Vergärungsprozesses direkt in den Fermenter gegeben. Es benötigt keinen Lufteintrag ins Biogas und die Bildung von Schwefelwasserstoff wird weitgehend unterbunden.

Geeignete Eisensalze sind Eisenchlorid (FeCl_2) oder Eisen-(II)-sulfat. Die Zugabe erfolgt in der Regel als fertig gemischte Salzlösung in den Fermenter, kann aber auch bereits vor dem eigentlichen Prozess zu den Substraten erfolgen. Die Fe^{2+} -Ionen binden dabei die S^{2-} -Ionen an sich, so dass unlösliches Eisen-(II)-sulfid entsteht, das sich nach folgender Reaktionsgleichung in der Vergärungsmasse ansammelt:



Vorteile der Sulfidfällung sind die geringen Investitionskosten und die Prozessparameter wie etwa pH-Wert oder Temperatur müssen nicht angepasst werden. Als Nachteile sind die hohen Betriebskosten, die durch den hohen Verbrauch an Eisensalzen entstehen und die geringe Lastwechseldynamik hinsichtlich schwankender Schwefelgehalte aufzufassen. Typische Restkonzentrationen im Gasstrom nach der Sulfidfällung betragen ca. 100 bis 150 ppm Schwefelwasserstoff [2-4].

Biologische Verfahren

Sie basieren auf der Vermehrung der zur Aufrechterhaltung ihres Metabolismus Schwefelwasserstoff verzehrenden Mikroorganismen, den Thiobakterien. Sie können zur Grobentschwefelung von Biogasen eingesetzt werden und liefern für die Verwertung des Biogases in einem Gasmotor die ausreichende Reinheit [2-22].

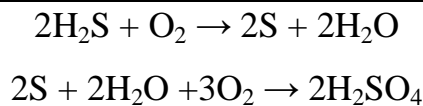
Die biologische Entschwefelung kann sowohl in den Fermenter integriert als auch nachgeschaltet werden. Die Schwefelwasserstofffraktionen aus dem Biogas werden dabei gelöst, mikrobiell in elementarem Schwefel überführt und dann oxidiert und aus dem Prozess ausgeschleust. Dies dient den Schwefel zehrenden Bakterien zur Energiegewinnung. Das Verfahrensprinzip wird wiederum in biologische bzw. absorptive,



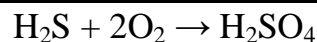
chemische und adsorptive oder auch sorptionskatalytische Verfahren untergliedert. Im Anwendungsfall wird in Grob- oder Feinentschwefelung unterschieden.

Bei der Biologischen Entschwefelung wird Schwefelwasserstoff in Wasser absorbiert. Anschließend kommt es zur biologischen Oxidation des in Wasser gelösten Schwefelwasserstoffs durch suspendierte bzw. auch immobilisierte Thiobacillen. Durch das Einblasen von Sauerstoff bilden sich schließlich elementarer Schwefel und Wasser.

Die beiden Schwefelbakterien - Thiobacillus und Sulfolobus – die in der Vergärungsmasse enthalten sind, wandeln dabei den im Vergärungsprozess gebildeten Schwefelwasserstoff zu elementarem Schwefel und weiter zu Sulfat um:



Eine direkte Oxidation von Schwefelwasserstoff zu Sulfat ist auch möglich:



Biologische Verfahren können zur Grobentschwefelung von Biogasen eingesetzt werden. Die Reinheit des Biogases reicht allerdings nicht für eine Einspeisung ins Erdgasnetz aus. Endreinheiten von bis zu 99% können in Abhängigkeit von der Reaktionszeit, der Temperatur, der spezifischen Oberfläche sowie auch von Einspeiseort und Menge der zugeführten Luft erzielt werden.

Diese Möglichkeiten der Schwefelreduzierung werden nun der Reihe nach näher betrachtet [2-4, 2-6].

Entschwefelung im Fermenter

Die Entschwefelung im Fermenter ist ein technisch sehr einfach auszuführendes kostengünstiges Verfahren und findet sich hauptsächlich bei kleinen Biogasanlagen. Bei diesem Verfahren wird der Schwefelanteil des Biogases direkt im Fermenter entfernt. Als sehr großer Nachteil dieser Entschwefelungsmöglichkeit müssen wohl die schlechten Abbauraten von Schwefelwasserstoff von höchstens 50 Prozent gesehen werden. Des Weiteren ist zu beachten, dass ein hoher Lufteintrag automatisch einen höheren Sauerstoffanteil im Biogas zu Folge hat und sich dies negativ auf den Brennwert des



Biogases und die Voraussetzungen für weitere Aufbereitungsprozesse auswirkt. Weiterhin kommt es zu keiner gezielten Ausschleusung des Schwefels aus dem Fermenter, sodass eine Remobilisierung nicht mit Sicherheit ausgeschlossen werden kann [2-4, 2-6].

Tropfkörperanlage

Beim Tropfkörperverfahren findet die mikrobiologische Reaktion im Gegensatz zur Entschwefelung im Fermenter in einer externen Kolonne außerhalb des Fermenters statt. Die Absorption von Schwefelwasserstoff und die Regenerierung des gesättigten Waschmittels mit Luftsauerstoff sind in einem Behälter integriert. Kurz bevor das Biogas in die Füllkörperkolonne gelangt wird dem Biogas, die für die Regenerierung benötigte Luft, zugegeben. Damit der Schwefelwasserstoff überhaupt abgebaut werden kann werden die benötigten Thiobacillen in der umlaufenden Nährlösung suspendiert und außerdem auf den im Reaktor in Schüttung liegenden Tropfkörpern immobilisiert. Bei diesem Verfahren können auch schwer lösliche Schadstoffe aus dem Biogas entfernt werden. Dabei können Abbauraten von bis zu 99 Prozent erreicht werden.

Aufgrund der kontinuierlichen Luftzufuhr von 2 bis 6 Vol.- % wird die Waschflüssigkeit permanent regeneriert. Die dabei entstehenden Oxidationsprodukte werden mit der Nährlösung ausgeschleust sodass diese teilweise ausgetauscht werden muss. Als optimale Waschmitteltemperatur wird ein Bereich von 28- 32 °C angegeben. Innerhalb dieses Temperaturbereichs können die Mikroorganismen optimal arbeiten. Im gereinigten Biogas sind Schwefelrestkonzentrationen von weniger als 50 ppm erzielbar. Als maximale Schwefelstoffkonzentration nach der Reinigung werden 500 mg/m³ angegeben und der Inertgaseintrag wird mit ca. 1,2 bis 2 Vol.- % zu Buche schlagen. Für die Aufbereitung von Biogas auf Erdgas H-Qualität ist die biologische Entschwefelung - sowie intern als auch als Tropfkörperanlage ausgeführt - eher ungeeignet, da von einem 6-prozentigen Lufteintrag ins Biogas ausgegangen werden kann [2-4,2-12]. Da Sauerstoff auf die Methanbildner toxisch wirkt, sollte auf dieses Verfahren nur bei externer Anordnung zurückgegriffen werden.

Biowäscher

Biowäscher bestehen aus zwei separaten Kolonnen und zwar aus einem Gegenstromabsorber und einem Bioreaktor. Das Biogas durchströmt im Gegenstrom eine Füllkörperkolonne und diese absorbiert dabei das zu entfernende H₂S. Als Waschmittel wird ver-

dünnte Natronlauge verwendet, da diese aufgrund der höheren Basizität im Vergleich zu Wasser die Wasserlöslichkeit von Schwefelwasserstoff deutlich steigert und dadurch folglich höhere Abscheideraten erzielt werden können.

Die mit Schwefelwasserstoff gesättigte Waschflüssigkeit wird einem zweiten Reaktor, dem Bioreaktor zugeführt. In dem Reaktor wird durch die Zuführung von Außenluft der Schwefelwasserstoff in Schwefel und Sulfat umgesetzt. Der abgetrennte Elementarschwefel wird kontinuierlich aus dem Reaktor ausgeschleust und sedimentiert in einem Schwefelabscheider. Aufgrund der teilweisen Durchoxidation des gelösten Schwefels zu Sulfat und durch den Schwefelaustrag in den Schwefelabscheider kommt es zwangsläufig zu Wasserverlusten. Deshalb muss permanent etwas Waschwasser bzw. Natronlauge nachgespeist werden. Die aufbereitete Waschlösung wird anschließend wieder zum Wäscher zurückgeführt.

Um einen optimalen Reinigungsablauf gewährleisten zu können muss die Luftzuführung genau gesteuert werden, um die Sulfatbildung weitestgehend zu vermeiden. Des Weiteren muss dem Bioreaktor kontinuierlich eine Nährlösung zugegeben werden um optimale Lebens- und Wachstumsbedingungen für die Mikroorganismen aufrecht zu halten.

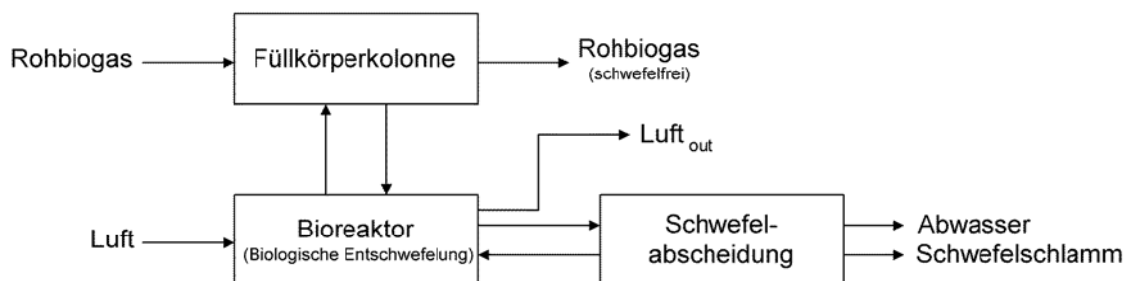


Abbildung 5: Fließdiagramm eines Biowäschers [2-4]

Ein wichtiger Vorteil des Biowäscher - Verfahrens ist, dass keine Luft in den Biogasstrom gelangt und sich deswegen das Verfahren zur Biogaseinspeisung ins Erdgasnetz eignet. Es kann zur Grob- und Feinentschwefelung verwendet werden, sodass Reinheiten von weniger als $5 \text{ mg H}_2\text{S} / \text{Nm}^3$ möglich sind und damit der Grenzwert laut DVGW G260 eingehalten werden kann. Ein wesentlicher Vorteil ist auch, dass damit auch noch sehr hohe Schwefelfrachten von über 30.000 mg/Nm^3 aus dem Gas entfernt werden können.

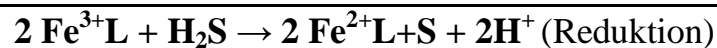


Als Nachteil ist anzuführen, dass zu niedrige Schwefellasten im Rohbiogas zu Problemen führen können. Endreinheiten von 100 ppmv können aber garantiert werden. Auch der etwas höhere apparative Aufwand im Vergleich zum Tropfkörperverfahren und die damit verbundenen Kosten dürfen nicht vernachlässigt werden [2-4, 2-11].

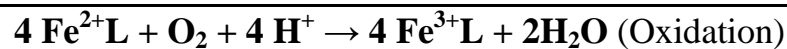
Chemische Verfahren basieren auf der Zugabe von Schwefel bindenden Reagenzien in den Vergärungsprozess. Im Wesentlichen können die Verfahren nach dem Prinzip der Fällung, der Adsorption und Absorption unterschieden werden

Entschwefelung mit Eisenchelat (LO-CAT-Prozess)

Die Entschwefelung mit Eisenchelat ist ein chemisches Verfahren bei dem Schwefelwasserstoff mittels einer Eisen-Redox-Reaktion zu elementarem Schwefel umgewandelt wird. Für diese Reaktion werden Eisen(III)-Ionen (Fe^{3+}) in wässriger Lösung in einem externen Behälter gehalten. Die Chelatbildner sorgen dafür, dass sich die Fe^{3+} -Ionen nicht zu Eisensulfid oder Eisenhydroxid verbinden. Die Fe^{3+} -Ionen werden durch den Schwefelwasserstoff zu Fe^{2+} -Ionen reduziert und bilden dabei elementaren Schwefel.



Eine erneute Absorption kann stattfinden, wenn parallel zur Reduktion die Fe^{2+} -Ionen mit Hilfe von Sauerstoff und Wasser wieder zu Fe^{3+} -Ionen, die mittels der Chelatbildner wieder in Komplexen festgehalten werden, oxidiert bzw. regeneriert werden.

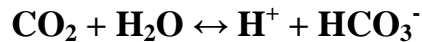


Der daraus entstandene Schwefel befindet sich in der Lösung und wird bei einem Schwefelanteil von ca. 10 bis 15 Gewichtsprozent durch Filterung von dieser abgetrennt.

Bei diesem Verfahren muss beachtet werden dass es bei hohen Sauerstoffgehalten im Rohgas zur Bildung von Thiosulfaten kommen kann. Thiosulfate reduzieren einerseits zwar den Chemikalienverbrauch, können aber andererseits auch den pH-Wert nachteilig verändern, was wiederum erhöhte Neutralisierungskosten nach sich ziehen kann.



Es kann zu Kohlensäure- und infolge dessen zur Karbonatbildung in Abhängigkeit vom pH-Wert im Absorber und dem CO₂-Wert im Rohgas kommen. Eventuell muss dann dem Wäscher Kalilauge zugeführt werden.



Mit diesem Verfahren können Schwefelwasserstoff - Entfernungsraten von über 99,9 Prozent erzielt werden. Rohbiogase mit einer Schwefelwasserstoff-Konzentration von 0,1 bis 3 Prozent können bei Volumenströmen von 1.000 m³/h gereinigt werden. Die Eisen(III)-Ionen-Konzentration in der Lösung liegt bei 0,01 bis 0,05 Gew.- %.

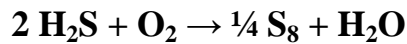
Die Entschwefelung mit Eisenchelat wird in zwei Ausführungen angeboten. Und zwar aerob und anaerob.

Bei der aeroben Variante wird das mit Schwefelwasserstoff beladene Gas in den Absorber geleitet und dann durch die Kontaktaufnahme mit der Eisenchelatlösung zu elementarem Schwefel umgewandelt. Während dessen wird die Lösung im Reaktor durch den im Gas vorhandenen Luftsauerstoff regeneriert. Bei der aeroben Ausführung kann die H₂S-Konzentration im Rohgas mehrere Tausend ppm betragen.

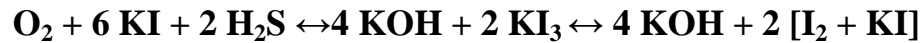
Beim anaeroben Verfahren werden sauerstofffreie Gase von Schwefelwasserstoff befreit. Die Eisenchelatlösung im Reaktor wird vom Rohgas durchströmt und bindet den Schwefel. Danach wird die reduzierte Lösung einem zweiten Behälter zugeführt in dem Luft durchströmt. Dabei oxidiert die Lösung und wird regeneriert wieder in den Kreislauf des Absorbers befördert [2-4].

Schwefelwasserstoffabtrennung durch Kaliumjodid (KI) imprägnierter Aktivkohle

Die Imprägnierung mit Kaliumjodid, die in einem Anteil von 1 bis 5 Gew.- % erfolgt, kann nur unter bestimmten Gegebenheiten verwendet werden. Dazu sollten gleichzeitig Sauerstoff und Wasserdampf mit einer relativen Feuchtigkeit von ca. 60 Prozent vorhanden sein. H₂S und O₂ lösen sich zunächst in einem auf der Aktivkohlen-Oberfläche gebildeten Wasserfilm. Nun reagiert der Sauerstoff bei Temperaturen von 50-70 °C und einem Betriebsdruck zwischen 7 und 8 bar mit dem Schwefelwasserstoff und es bilden sich dabei elementarer Schwefel und Wasser, entsprechend der folgenden Reaktionsgleichung:



Etwas präziser lässt sich dieser Vorgang durch folgende Reaktionsschritte beschreiben.



Das Kaliumjodid wirkt sich als Katalysator nicht nur positiv auf die Reaktionsgeschwindigkeit aus, sondern vermindert zusätzlich die Bildung von Schwefelsäure, da das Oxidationspotential von Jodid (I_2) bzw. von $[\text{I}_2 + \text{KI}]$ nicht ausreicht. Der dabei an der inneren Oberfläche der Aktivkohle entstandene Schwefel wird adsorbiert. Das Wasser desorbiert von der Katalysatoroberfläche. Bei diesem Verfahren können Reingaskonzentrationen von weniger als $5 \text{ mg H}_2\text{S/m}^3$ erreicht werden. Außerdem sind Beladungen von bis zu 150 Gew.-% Schwefel möglich.

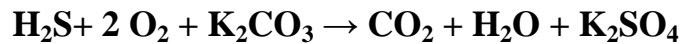
In der Regel wird die beladene Aktivkohle nicht mehr regeneriert, sondern ausgetauscht und deponiert. Eine Regenerierung kommt nicht in Betracht, da hierfür exorbitante Energiekosten anfallen würden.

Die Vorteile dieses Verfahrens sind die hohen Beladungskapazitäten, die hohen erzielbaren Endreinheiten und die niedrigen Betriebstemperaturen.

Als Nachteile sind vor allem die hohen Kosten für die imprägnierte Aktivkohle zu sehen, die deutlich höher liegen als die der konventionellen Aktivkohle. Des Weiteren ist nachteilig zu vermerken, dass Wasserdampf und Sauerstoff gemeinsam vorhanden sein müssen. Das Verfahren sollte aufgrund der hohen Aktivkohlekosten nur zur Feinentschwefelung eingesetzt werden.

Schwefelwasserstoffabtrennung mit Kaliumcarbonat (K_2CO_3) imprägnierter Aktivkohle

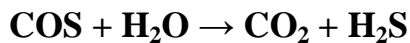
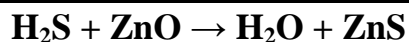
Unter der Voraussetzung, dass Wasserdampf und Sauerstoff vorhanden sind, kann bei Temperaturen über $50 \text{ }^\circ\text{C}$ zur Schwefelwasserstoffentfernung eine mit Kaliumcarbonat imprägnierte Aktivkohle verwendet werden. Das Kaliumcarbonat hat dabei einen Anteil von 10 bis 20 Gew.-% im Verhältnis zur Aktivkohle. Bei der Reaktion von Schwefelwasserstoff mit Kaliumcarbonat und Sauerstoff bilden sich neben Wasser und Kohlenstoffdioxid auch Kaliumsulfate, die an der Oberfläche der Aktivkohle adsorbiert wird:



Die Aktivkohle kann mit einer Wasserwäsche und Nachimprägnierung regeneriert werden [2-4, 2-10].

Schwefelwasserstoffentfernung mit Zinkoxid (ZnO)

Die Schwefelwasserstoffentfernung mit Zinkoxid als Adsorptionsmittel wird hauptsächlich zur Fein- und Nachentschwefelung von Gasen eingesetzt. Das Adsorbens (Adsorptionsmittel) liegt in Pelletform vor. Mit dem Zinkoxid können außer Schwefelwasserstoff auch Carbonylsulfid (COS) und Mercaptane abgetrennt werden, wenn diese zuvor zu Schwefelwasserstoff hydrolysiert werden. Dazu muss dem Zinkoxid Kupferoxid (CuO) oder Aluminiumoxid (Al₂O₃) beigemischt werden, dass die Hydrolyse katalysiert. Damit der Schwefelwasserstoff und das Zinkoxid miteinander reagieren benötigt man Temperaturen von 200 bis 400 °C. Die Endprodukte nach der Reaktion sind Wasser und unlösliches Zinksulfid.



Dabei können mit Zinkoxid Beladungskapazitäten von 17 bis 40 Gew.-% bezogen auf das kg Zinkoxid erzielt werden. Die Beladungskapazitäten sind abhängig vom jeweiligen Anwendungsfall und von der Temperatur des Adsorbens. Je höher sie ist, desto mehr abzutrennenden Schwefelwasserstoff kann das Zinkoxid aufnehmen.

Als Vorteil dieses Verfahrens ist anzumerken, dass sehr hohe Endreinheiten von weniger als 1 ppmv erzielt werden können.

Ein enormer Nachteil dieses Adsorptionsmittels ist, dass es nicht regeneriert werden kann. Folglich muss es, wenn es sein Beladungsmaximum erreicht hat ausgetauscht und deponiert werden, was wiederum sehr hohe Sorbenskosten mit sich bringt [2-4].



2.1.2.4 Kohlenstoffdioxid-Abtrennung

Druckwasserwäsche (DWW)

Das Verfahren der Druckwasserwäsche ist das im Augenblick am häufigsten eingesetzte Verfahren zur Biogasaufbereitung. Es ermöglicht die Biogasaufbereitung ohne den Einsatz von Chemikalien. Die CH₄-Konzentration im Produktgas kann als Differenz zu CO₂ für jeweils L- oder H-Gas in einem Bereich von 97-99 Vol. % eingestellt werden. Dabei ist das unterschiedliche Absorptionsverhalten (Löslichkeit von Gasen in Wasser) der beiden Hauptkomponenten Methan und Kohlendioxid von entscheidender Bedeutung (siehe *Tabelle 1*).

Tabelle 1: Löslichkeiten der Biogaskomponenten in Wasser bei unterschiedlichen Temperaturen [2-14]

Komponente	Löslichkeit in Wasser bei 1 bar Partialdruck des gelösten Gases [mmol/(kg*bar)]	
	0 °C	25°C
Ammoniak	53.000	28.000
Schwefelwasserstoff	205	102
Kohlendioxid	75	34
Methan	2,45	1,32

Die Absorption lässt sich definieren als die Verteilung eines Absorptivs (Komponente die abgetrennt werden soll) zwischen einer Gasphase und einer zusätzlichen Flüssigkeit, dem Aufnehmer. Die aufnehmende Flüssigkeit soll dabei mehrere gewünschte Gas-komponenten lösen.

Man unterscheidet zwischen der physikalischen und der chemischen Absorption. Bei Ersterer herrschen zwischen Absorptiv und dem physikalisch wirksamen Lösemittel LM allein physikalische Wechselwirkungskräfte. Die Komponenten werden ohne Veränderung ihrer stofflichen Eigenschaften in der Absorptionsflüssigkeit gelöst. Dagegen sind bei der chemischen Absorption chemische Bindungskräfte mit starken Wechselwirkungen vorhanden. Die löslichen Gasbestandteile gehen mit dem Lösungsmittel teilweise bis vollständig eine feste oder lockere chemische Bindung ein. Der Betrag der Absorptionenthalpie ist größer als bei der physikalischen Absorption.



Die Absorption von Gasen in Wasser ist abhängig vom Druck, vom Verhältnis Biogas/Waschwasser und von der Wassertemperatur.

Aufgrund des amphoteren Charakters des Waschmittels Wasser lösen sich neben den sauren Gasbestandteilen wie CO_2 und H_2S auch basische Komponenten wie Ammoniak weit besser als unpolare, hydrophobe Bestandteile wie Kohlenwasserstoffe.

Die biologische Vorentschwefelung kann, laut verschiedenen Herstellerangaben, entfallen da bei der DWW bis zu 5.000 ppm Schwefelwasserstoff im Rohbiogas enthalten sein darf, um den erforderlichen Grenzwert von 5 [mg/m^3] (Erdgasqualität) im Reinbiogas zu erreichen. Bei Rohgaskonzentrationen bis zu 10.000 ppm muss allerdings nach der Trocknung eine weitere Entschwefelung mit einer Aktivkohleschüttung erfolgen.

Prozess-Schritte der DWW:

Grundsätzlich erfolgt die Aufbereitung in vier Verfahrensschritten:

- Filterung
- Kompression
- Absorption
- Trocknung

Zunächst wird das Rohgas über einen Kiesfilter geleitet, an dem Feuchtigkeitstropfen und Schwebstoffe abgeschieden werden. Danach wird das Gas in einem Kompressor auf einen Druck von 3 bar verdichtet, wodurch es sich auf ca. 100 °C erwärmt. Nach Abkühlung des Gases und der Abscheidung von Kondensat wird das Gas in einer zweiten Kompressorstufe auf ca. 9 bar verdichtet. Nach abermaliger Abkühlung wird das Gas dem Boden der Absorptionskolonne zugeführt und durchströmt diese von unten nach oben.

In der Absorptionssäule kann der Druck des Gases zwischen 8 und 15 bar und die Wassertemperatur zwischen 10 und 25 °C variiert werden. Die Anlagenkapazität kann in etwa verdoppelt werden, wenn das Wasser von 25 auf 10°C abgekühlt wird.

Die Kolonne ist im Allgemeinen als Rieselbettreaktor ausgeführt. Das Wasser fließt im Gegenstrom zum Gas von oben nach unten. Damit die Kontaktfläche zwischen dem Waschwasser und dem Gas in der Kolonne möglichst groß ist, wird die Kolonne mit einer ungeordneten Schüttung gefüllt, durch die das Wasser herabrieselt.



Bei hohen Kolonnen ist es üblich Zwischenböden einzubauen, auf denen das Waschwasser gesammelt wird, um es über der darunter liegenden Schüttung wieder gleichmäßig zu verteilen.

Das gereinigte Gas verlässt die Absorptionssäule mit einem Methangehalt von bis zu 98 Vol. % und mit einer geringen CO₂-Restkonzentration von 1 bis 2 Vol. %. Das gereinigte Gas muss anschließend mit einer Kombination aus Druckwechsel- und Temperaturwechselabsorption mit Molekularsieben getrocknet werden. Die größten Reinheiten lassen sich erzielen, wenn als Waschwasser stets frisches Wasser verwendet wird. Dies ist aber aus wirtschaftlicher Sicht nur rentabel, wenn billiges Wasser zur Verfügung steht (z. B. Ablaufwasser aus einer Kläranlage). Steht nur wertvolles Trinkwasser zur Verfügung, muss dieses in einem mehrstufigen Verfahren regeneriert werden.

Zunächst wird das Absorptionswasser auf ca. 2 bar entspannt und gibt dabei fast alles Methan und etwas Kohlenstoffdioxid ab. Das freiwerdende Gas wird vor den Kompressor zurückgeführt, damit die Methanverluste auf unter 2% reduziert werden und eine Erhöhung der Methanausbeute auf mehr als 98% erzielt werden kann.

Als nächstes gelangt das noch leicht verunreinigte Absorptionswasser in die 2. Desorptionssäule (Stripper). Der Stripper ist prinzipiell genauso aufgebaut wie die Absorptionskolonne. Das Waschwasser wird von oben nach unten über die Packung geleitet. Von unten wird bei atmosphärischen Bedingungen Luft eingeblasen, die sich mit CO₂ und H₂S belädt. Die Abluft, welche mit ca. 30 Vol. % CO₂-Gehalt und einer H₂S-Konzentration von etwa 0,1 Vol. % belastet ist, gelangt über einen Biofilter in die Atmosphäre [2-3, 2-4, 2-5].

Nachfolgend ist das Fließbildschema in Abbildung 6 dargestellt.

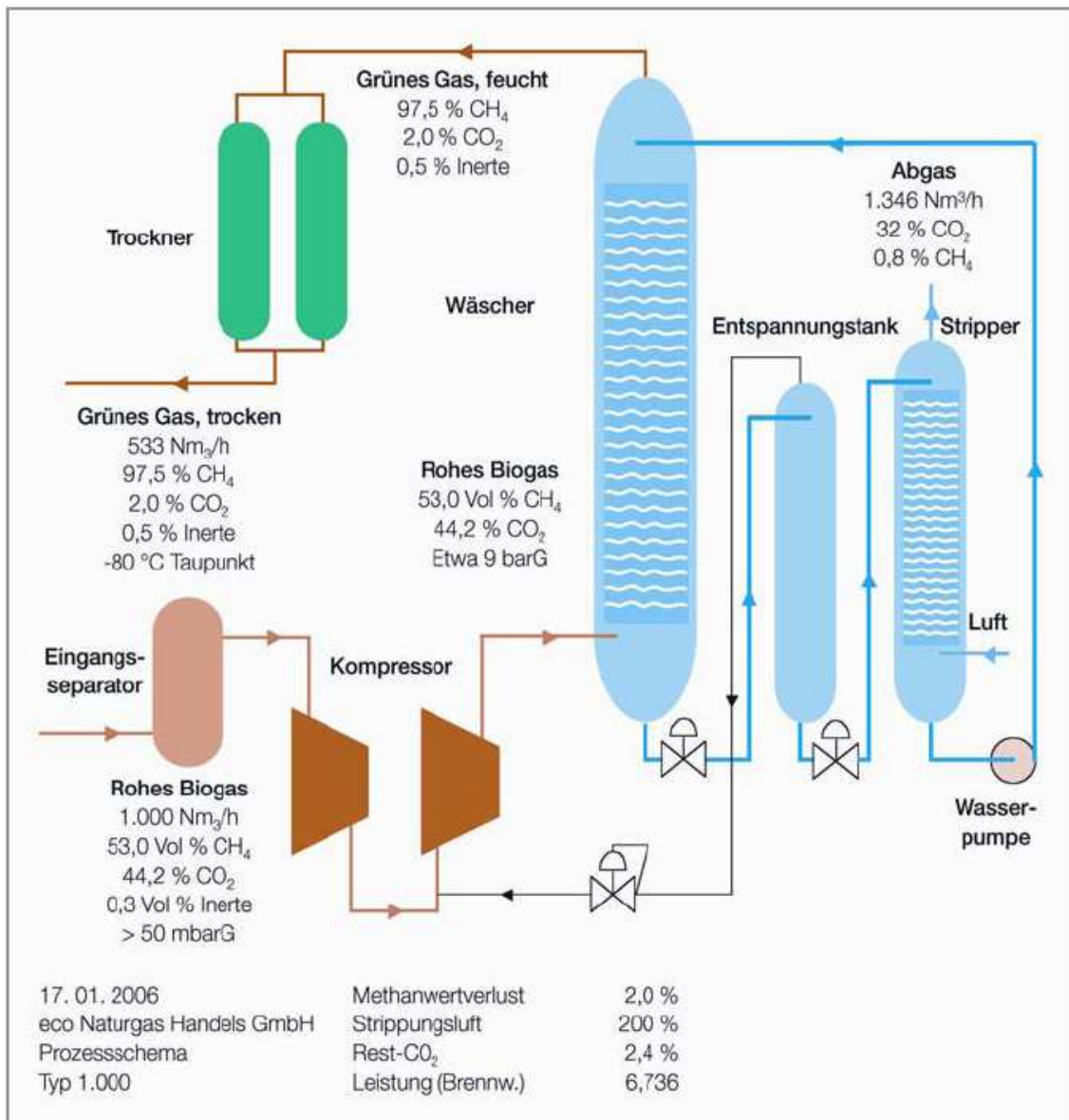


Abbildung 6: Fließbild der Druckwasserwäsche mit der Kapazität von 1.000 m³/h [2-3]

Vorteile der DWW sind, dass eine vorherige Feinentschwefelung des Rohgases entfallen kann und somit auch der Luftzusatz zur Entschwefelung. Die H₂S-Entfernung erfolgt kostengünstig im gestrippten CO₂-Gas durch einen Biofilter und nicht vor der Aufbereitung mit jodidbeschichteter Aktivkohle. Silane und Siloxane können ebenfalls weitgehend abgeschieden werden; NH₃ ein „Motorengift“, kann damit vollständig aus dem Gas entfernt werden.

Wichtige Tatsache ist auch, dass keine Vergiftung des Wassers möglich ist, z. B. durch Schwefelwasserstoff. Dadurch werden aufwändige Filterwechsel und gegebenenfalls das neuerliche Anfahren der Anlage vermieden.



Bei L-Gas-Produktion kann in der Biogasanlage Luft für die biologische Entschwefelung auch im Überschuss zugegeben werden, um einen hohen Grad an Vorentschwefelung zu erreichen. N_2 stört beim Anreicherungsprozess im Gegensatz zum Kohlenstoffmolekularsieb nicht und es ist keine abschließende Entsorgung der Chemikalien nötig. Ein weiterer Vorteil ist die gute Regelbarkeit sowohl beim Kompressor als auch beim Wasserkreislauf durch folgende Fakten:

- 50 bis 100 Prozent der Kapazität des Kompressors
- Veränderungen des Absorptionsdrucks zwischen 8 und 15 bar
- Schnelle Änderung des Absorptionswasserraten durch Umpumpen
- Austausch des Absorptionswassers bei Stoßbelastungen
- Temperatursteuerung des Absorptionswassers zwischen 10 und 25 °C

Nachteile sind der hohe Strom- und Wasserverbrauch, da das Absorptionswasser zur Rezirkulation umgepumpt werden muss.

Druckwechseladsorption (PSA)

Die Druckwechseladsorption ist ein weiteres höchst effizientes Verfahren zur Methan-anreicherung. Bevor der eigentliche PSA – Prozess beginnt, muss der im Biogas befindliche Schwefel-, Wasser- und Schwefelwasserstoffgehalt deutlich reduziert werden. Die Entfernung der oben genannten Stoffe ist notwendig da diese auf dem Kohlenstoffmolekularsieb adsorbieren und die Trennleistung erheblich beeinträchtigen bzw. sogar zum Erliegen bringen können. Vor dem Eintritt in die PSA soll das Biogas maximal 5 mg/m³ Schwefelwasserstoff und maximal 0,2 g/m³ (0,15 Vol. %) Wasser enthalten.

Als Ausgangsstoff für Kohlenstoffmolekularsiebe wird Steinkohle eingesetzt, da sie bereits ein Porensystem mit Porendurchmessern im Molekularbereich besitzt. Dieses Porensystem muss allerdings noch für den technischen Prozess aufbereitet werden, damit es systematisch variiert und die Porenradialverteilung in Verbindung mit einer genügend großen inneren Oberfläche entsprechend den Erfordernissen eingestellt werden kann.

Das Kohlenstoffmolekularsieb adsorbiert aufgrund der unterschiedlichen Größen alle sich im Biogas befindlichen Störstoffe aus, die kleiner sind als Methan (siehe *Abbildung 7*).

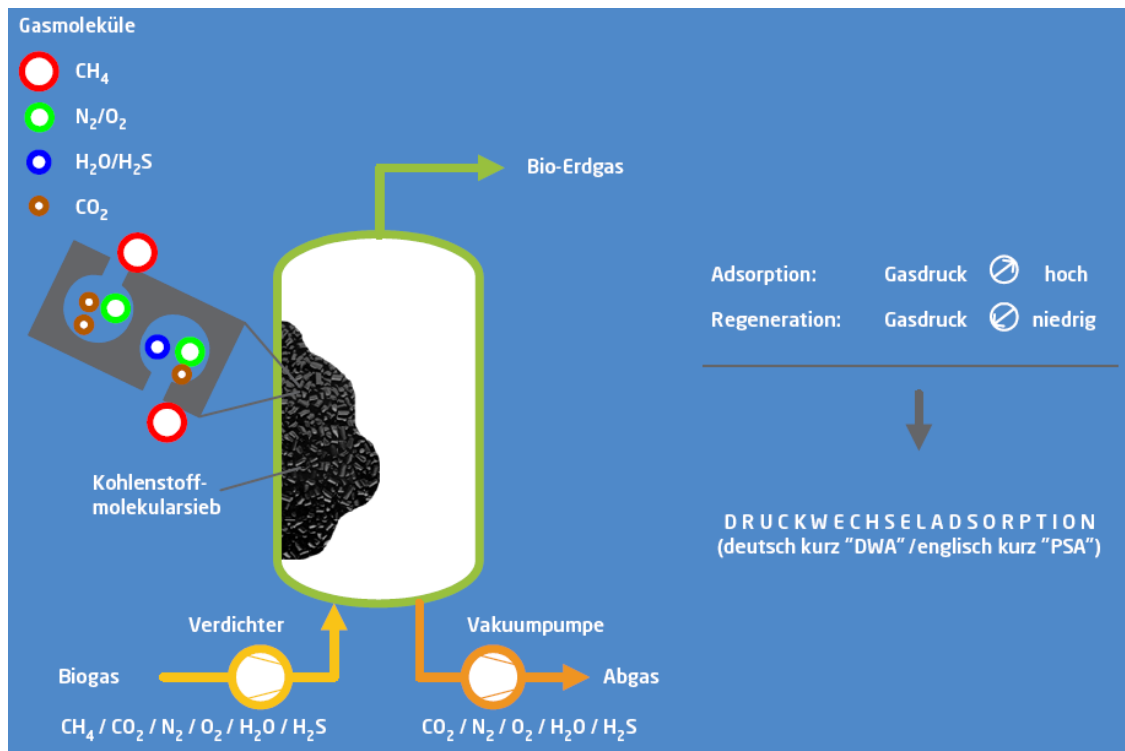


Abbildung 7: Grundprinzip der Druckwechseladsorption [2-7]

Neben dem Kohlenstoffmolekularsieb gibt es auch noch andere Adsorbentien wie z. B. das Molekularsieb aus Aluminiumsilikaten (Molekularsiebzeolithen). Bei der Auswahl der Adsorbentien ist zusätzlich zu beachten dass sich kohlenstoffhaltige Adsorbentien in bestimmten Parameterbereichen hydrophob (wasserunlöslich) verhalten und Zeolithe als hydrophil (wasserlöslich) gelten. Eine vorherige Gastrocknung ist also in bestimmten Fällen notwendig.

Die Einsatzzeiten von Kohlenstoffmolekularsieben sind nahezu unbegrenzt, wenn keine besonderen Inhaltsstoffe im Gas enthalten sind. Langkettige Kohlenwasserstoffe oder Öltröpfchen aus einem ölgeschmierten Verdichter könnten Probleme bereiten, wenn sie in die Adsorber gelangen, da sie die Poren verstopfen würden.

Prozess-Schritte der PSA

Grundsätzlich setzt sich die Druckwechseladsorption aus vier Teilschritten zusammen:

- Adsorption bei hohem Druck
- Desorption durch Druckabsenkung im Gegenstrom
- Desorption durch Spülen mit Roh- oder Produktgas
- Druckaufbau mit Roh- oder mit Produktgas



Zu Beginn wird das Rohgas auf einen Betriebsdruck von 5 – 10 bar verdichtet. Durch die Kompression wird dabei das Gas auf ca. 170 °C erhitzt. Danach wird das Biogas mit einem der in Kapitel 5 beschriebenen Verfahren entschwefelt und anschließend auf unter 40 °C abgekühlt. Die Adsorption läuft umso besser, je niedriger die Temperatur des Rohgases ist.

Jetzt beginnt das eigentliche Verfahren der Druckwechseladsorption. Das Biogas strömt von unten nach oben durch den Adsorber, in dem sich das Adsorptionsmittel, ein Kohlenstoffmolekularsieb, befindet. Im Molekularsieb werden die Begleitgase wie CO₂, H₂O, N₂, O₂ adsorbiert. Das gereinigte Gas (Produktgas) verlässt kontinuierlich den Adsorber mit nahezu gleich bleibendem Volumenstrom und fast konstanter Zusammensetzung. Es lassen sich Reinheiten von über 98 Vol. % Methan im Produktgas erzeugen.

Noch bevor das Molekularsieb vollständig mit den zu adsorbierenden Komponenten gesättigt ist, wird der verdichtete Rohgasstrom vom verbrauchten auf einen frisch generierten Adsorber umgeschaltet. Dies geschieht unterbrechungsfrei. Der gesättigte Adsorber wird im Gegenstrom auf einen mittleren Druck zwischen Adsorptionsdruck und Umgebungsdruck entspannt. Das Abgas das dabei auf dem Adsorptionsboden anfällt, enthält große Mengen an Methan und wird zur Erhöhung des Methangehaltes in einen gerade evakuierten Adsorber geleitet. Nun wird der Adsorber weiter im Gegenstrom bis auf Umgebungsdruck herab gefahren. Das entweichende Gas enthält nun hauptsächlich Kohlenstoffdioxid und Wasserdampf und wird an die Umgebung abgegeben.

Zur vollständigen Regenerierung der Adsorbentien wird im dritten Schritt der Adsorber mit einer Vakuumpumpe weiterhin im Gegenstrom evakuiert. Dabei wird der restliche Wasserdampf bei einem Evakuierungsdruck von ca. 100 mbar entfernt. Der Wasserdampf wird ebenfalls an die Umgebung abgeführt.

Jetzt ist der Adsorber wieder vollständig regeneriert und kann wieder zur Gasproduktion vorbereitet werden. Zuerst wird das methanhaltige Abgas aus dem ersten Entspannungsschritt eines anderen, gerade gesättigten Adsorbers im frisch regenerierten Adsorber aufgefangen. Es kommt also zum Druckaufbau. Anschließend wird parallel zur Gasproduktion eines anderen Adsorbers mit verdichtetem Rohgas ein vollständiger Druckaufbau bis auf Verdichter-Enddruck durchgeführt. Der Adsorber ist danach sofort wieder fertig einsetzbar [2-4, 2-5, 2-6, 2-8].

In *Abbildung 8* ist die Biogasaufbereitung nach dem Prinzip der Druckwechseladsorption dargestellt.

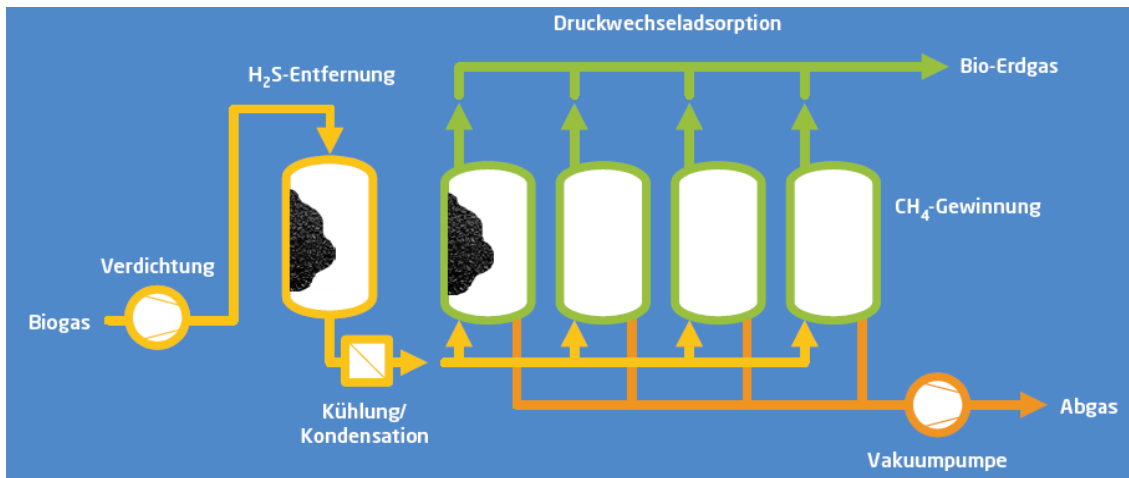


Abbildung 8: Biogasaufbereitung nach dem Prinzip der Druckwechseladsorption [2-7]

Vorteile der PSA sind der geringe Wartungsaufwand, die langen Lebenszeiten von Adsorbentien und eingesetzten Adsorbentien und die hohen Ausbeuten sowie die konstante Betriebslast auch bei Teillast.

Das Verfahren ist für kleine Kapazitäten prädestiniert. Es ist keine aufwendige Regelung erforderlich und die H-Gasqualität ist ohne Probleme zu erreichen.

Als Nachteile sind der hohe Stromverbrauch und die notwendige Entsorgung der Aktivkohle zu erwähnen.

Selexolverfahren

Das Selexolverfahren basiert auf dem Prinzip der physikalischen Adsorption. Als Lösungsmittel wird dabei Selexol verwendet. Selexol ist ein Mix aus Dimethylethern und verschiedenen Polyglykolen und besitzt weder giftige noch korrosive Lösungsmittelleigenschaften, wie Wasser. Besonders bei hohen Konzentrationen an Schwefelwasserstoff und Kohlenstoffdioxid im zu reinigenden Gasstrom, eignet sich dieses Verfahren hervorragend, um die beiden genannten Stoffe zu entfernen.

Wie bei der Druckwasserwäsche gibt es bei diesem Verfahren ebenfalls eine Absorptionsstufe - die im Bereich von 20 bis 30 bar liegt - und eine Regenerationsstufe, die Desorption. Es wird die unterschiedliche Löslichkeit der sauren Bestandteile im Vergleich zu den Kohlenwasserstoffen ausgenutzt.



Der Reinigungsprozess findet bei Temperaturen zwischen 40 °C und 0 °C (bei gekühlten Prozessen) statt. Allerdings gilt es bei gekühlten Prozessen, Temperaturen unter 0 °C zu vermeiden, da die Viskosität sonst zu groß werden würde und ein erheblich größerer Energieaufwand zum Umwälzen aufzubringen wäre.

Neben CO₂, H₂S und COS (Carbonylsulfid) werden auch organische Schwefelkomponenten wie NH₃ (Ammoniak), HCN (Cyanwasserstoff) und H₂O gelöst. Da sich COS und H₂S deutlich besser in Selexol lösen als CO₂ reicht die Regeneration der Waschflüssigkeit mit Strippen bei leichtem Unterdruck nicht mehr aus, um eine ausreichende Reinheit des Waschmittels zu erhalten. Um das Selexol für die Absorption von COS und H₂S zu regenerieren, muss es ausgekocht werden. Aufgrund des hohen Siedepunkts von Selexol zwischen 200 und 350 °C erfordert dies einen extrem hohen Energieaufwand [2-4, 2-5].

Als Vorteile des Selexolverfahrens sind die einfache Regeneration bei ausschließlicher CO₂ Entfernung sowie der Minderenergiebedarf durch den geringeren Bedarf an Waschmittel zu nennen. Außerdem ist die Entfernung von H₂S, CO₂ und H₂O in einem Schritt möglich.

Im Gegensatz dazu sind Methanverluste von bis zu 6,5 Vol %, hohe Betriebsmittel und Entsorgungskosten, sowie der hohe Energiebedarf der nötig ist um andere Komponenten als CO₂ aus dem Selexol zu lösen, zu berücksichtigen. Zusätzlich ist eine Nachbehandlung des Abgases notwendig. Eine wirtschaftliche Anwendung ist nur für sehr große Gasdurchsätze realisierbar. Für dieses Verfahren sind bislang nur wenige Erfahrungswerte vorhanden.

Aminwaschverfahren

Bei Aminwäschen findet eine chemische Absorption der Absorptive in geeigneten Lösungsmitteln wie wässrigen Monoethanolamin- (MEA) oder Diethanolamin (DEA) statt. Für die Biogasaufbereitung wurde die drucklose Aminwäsche entwickelt, deren Funktionsprinzip Abbildung 6 zeigt. Das Verfahren basiert auf der reversiblen Chemisorption von Kohlendioxid in einer DEA-Lösung. Das vom Nachgärer oder Fermenter gelieferte Rohgas besitzt einen leichten Überdruck, ist wassergesättigt und sollte weitgehend frei von Stäuben und Wassertropfen sein. In vielen Fällen muss eine Druckerhöhung stattfinden, um die Druckverluste in der Anlage zu überwinden. Zu diesem Zweck ist ein Gebläse vorgesehen, das den Gasdruck um etwa 110-150 mbar erhöht.



Vor der CO₂-Abtrennung muss das Rohgas mit Hilfe eines Wäschers weitgehend von Schwefelwasserstoff und anderen unerwünschten Komponenten wie Ammoniak befreit werden. Andere Aminwaschverfahren setzen hierzu Aktivkohleadsorber ein. Die CO₂-Abtrenneinheit besteht aus der drucklosen Absorptionskolonne, der Regenerationseinheit sowie Wärmeübertragern und Pumpen.

Prozess-Schritte der Aminwäsche

Grundsätzlich setzt sich das Aminwaschverfahren aus vier Teilschritten zusammen:

- Absorption in der Absorptionskolonne
- Desorption der Aminlösung durch Erhitzen
- Rückführung der Aminlösung
- Druckaufbau im Produktgas

In der Absorptionskolonne durchströmt das vorgereinigte Rohgas eine Füllkörperschüttung. Die DEA-Lösung wird von oben in die Kolonne eingesprüht und über Füllkörper im Gegenstrom zum Gas geführt. Dabei wird Kohlendioxid durch Chemisorption im Absorbens gebunden. Die CO₂-reiche Aminlösung verlässt die Kolonne im Sumpf und wird rezirkuliert. Das hochreine Methangas, das am Kopf der Kolonne anfällt, muss vor der Einspeisung komprimiert werden. Die Regeneration des Waschmittels wird im Gegensatz zur Absorption durch ein hohes Temperaturniveau begünstigt. Die beladene Waschlösung wird dabei in einer Regenerationseinheit erhitzt. Das Kohlendioxid trennt sich in einem Abscheider von der Aminlösung, die nach der Abkühlung wieder in die Absorptionskolonne zurückgeführt wird. Das abgetrennte CO₂, das Spuren von Wasserdampf enthalten kann, wird mittels Wärmerückgewinnung abgekühlt. [2-15]

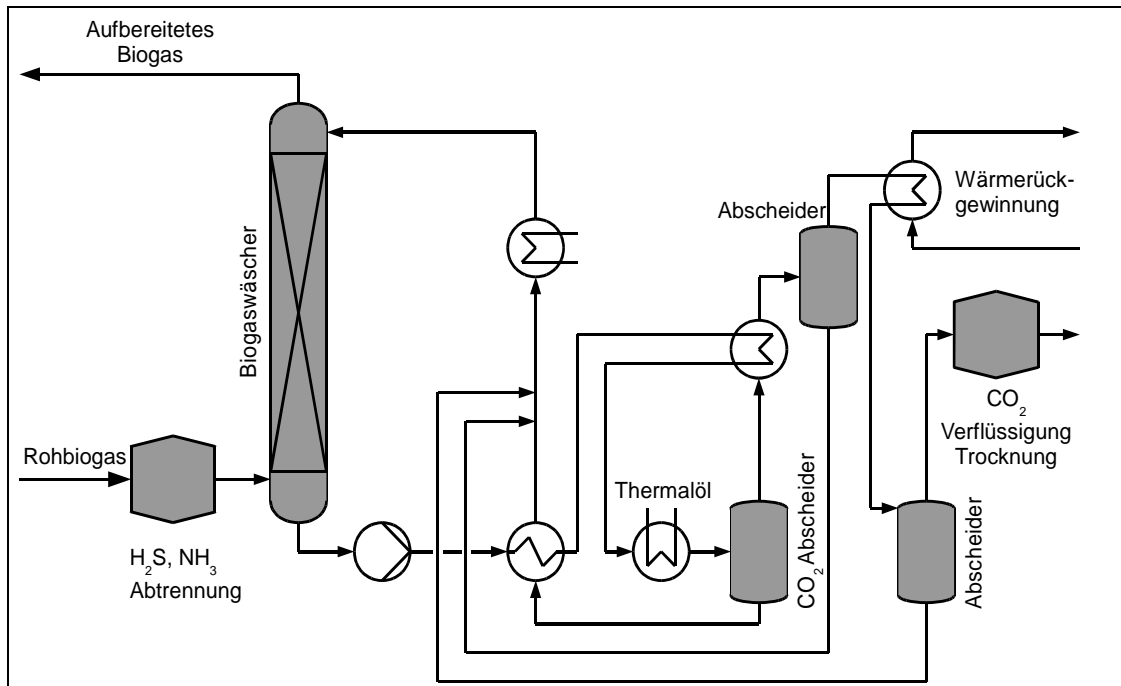


Abbildung 6: Prinzipieller Verfahrensablauf Aminwäsche [2-15]

Zu den Vorteilen der Aminwäsche, zählen der hohe Methangehalt, nach der Reinigung, von 99%, sowie die geringen Methanverluste von lediglich 0,1%. Weiterhin bietet dieses Verfahren den Vorteil einer möglichen Wiederverwendung des abgetrennten Kohlendioxids. Zusätzlich sind die niedrigen Betriebs- und Wartungskosten, die automatische Prozessführung sowie die kompakte Bauweise zu erwähnen.

Allerdings hat auch dieses Verfahren Nachteile, die man nicht außer Acht lassen sollte. Es ist eine zusätzliche Trocknung des Produktgases notwendig und die Regeneration der Aminlösung erfordert einen hohen thermischen Energieaufwand. Ebenfalls zu nennen, ist der niedrige Druck nach dem Aufbereitungsprozess, der daher vor der Einspeisung wieder erhöht werden muss.

Die Folge davon ist: Wenn günstige Wärme zur Verfügung steht und die Einspeisung in die unteren Netzebenen (v. a. bei kleinen Anlagenleistungen) erfolgt, kann das Verfahren seine Vorteile ausspielen. Wenn, auf beispielsweise 20 bar zur Einspeisung verdichtet werden muss und keine günstige Wärmequelle zur Verfügung steht schwinden jedoch die Vorteile. [2-16, 2-17, 2-18]



Kryogene Verfahren

Kryogene Verfahren nutzen die unterschiedlichen Kondensationstemperaturen von Kohlendioxid und Methan. Es wird zwischen zwei kryogenen Aufbereitungsverfahren unterschieden, der Rektifikation und dem Tieftemperaturverfahren. Bei der Rektifikation entsteht CO₂ in flüssiger Form, beim Tieftemperaturverfahren wird CO₂ ausgefroren. Beide Verfahren sichern eine hohe Methanreinheit von mehr als 98%.

Auch der CO₂-Strom besitzt eine hohe Reinheit, weshalb er sich ebenfalls für andere Zwecke eignet und daher auch Verwendung finden sollte. Aufgrund des enormen energetischen Aufwands, der zwischen 1,24 kWh und 1,98 kWh pro Nm³ liegt, und der technisch sehr anspruchsvollen Realisierung sind bisher keine kryogenen Verfahren zur Biogasaufbereitung im kommerziellen Einsatz. [2-4]

Deshalb werden die kryogenen Verfahren in der nachfolgenden, vergleichenden Zusammenstellung der verschiedenen Gasaufbereitungsverfahren (Tabelle 2), nicht beachtet.

Tabelle 2: Vergleich verschiedener Aufbereitungsverfahren für Biogas [2-13, 2-21]

	Druckwechsel-adsorption	Druckwasserwäsche	Seloxolverfahren	Aminwäsche	Membrantrennverfahren
Vorreinigung erforderlich	Ja	Nein	Ja	Ja	Ja
Betriebsdruck [bar]	5-14	7-15	20-30	1-1,5	25-40 (1*)
Methananteil im Reingas [Vol.%]	> 96	> 97	> 96	> 99	> 88(> 96*)
Methanverlust [%]	< 3	< 2	< 6,5	< 0,1	< 1,5
Strombedarf [kWh/Nm³ Rohbiogas]	0,22	0,30	0,30	< 0,15	0,50
Wärmebedarf bzw. Temperaturniveau [°C]	Nein	Nein	200 - 350	110 - 160	Nein

(*nasses Membrantrennverfahren)

Membrantrennverfahren

Die Membrantechnik und insbesondere die Verfahren der Gaspermeation kommen ebenfalls als Verfahren zur Gasaufbereitung und – konditionierung in Betracht. Bei der Biogasaufbereitung sind Membranverfahren derzeit nur selten anzutreffen.

Die entscheidende Triebkraft bei Membrantrennverfahren ist bei Porenmembranen ein Druckgefälle und bei Lösungs-Diffusionsmembranen eine unterschiedliche Löslichkeit und Diffusionsgeschwindigkeit von Gasen über der Membran, also zwischen Feedgas und Permeat. Dabei können beide Vorgänge, Diffusion und konvektiver Transport der Gasmoleküle, gleichzeitig stattfinden. Entscheidend ist letztlich, wie ein Potentialunterschied erreicht werden kann. Die Leistungsfähigkeit einer Membran wird im Wesentlichen durch ihr Permeabilität P (Produkt aus Löslichkeits- und Diffusionskoeffizienten) und ihre Trenncharakteristika (das Verhältnis der Permeabilität von Gasen zueinander) bestimmt, welche sich in der Regel nur experimentell ermitteln lässt.

Wesentliches Kriterium für die Permeation der jeweiligen Gaskomponente ist die Diffusion und das Lösevermögen der Gasmoleküle selbst. Da die Permeabilität von Kohlendioxid ca. 20-mal und die von Schwefelwasserstoff ca. 60-mal höher ist als die von Methan, wandern diese zwei Komponenten deutlich schneller durch die Membran als Methan. Wie in der nachfolgenden Abbildung 9 ersichtlich, können so CO_2 , H_2S und andere, schneller permeierende Gaskomponenten von Methan abgetrennt werden.

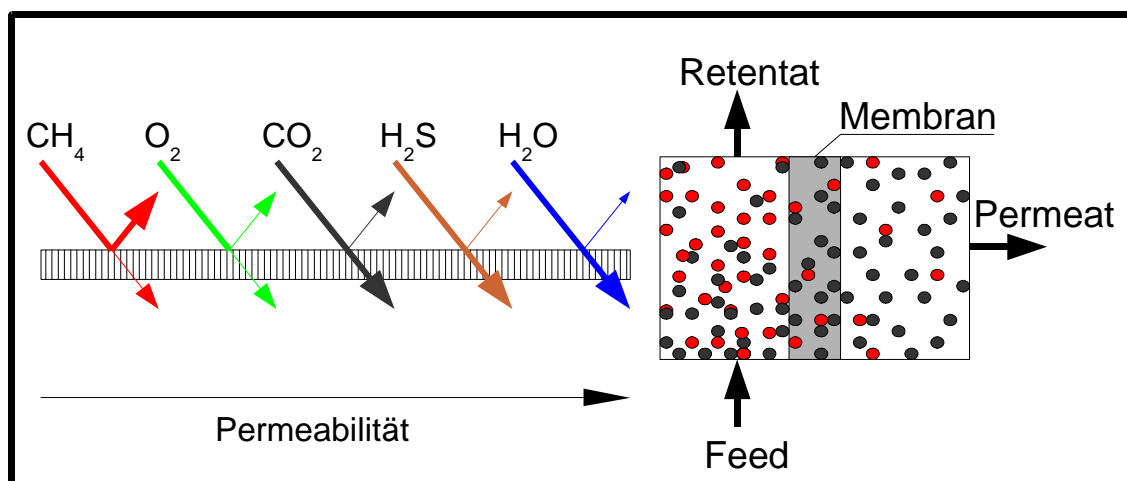


Abbildung 9: Membranpermeabilität, Grundprinzip der Membrantrennverfahren [2-4]

Für den Anwendungsfall der Gaspermeation hat sich im Wesentlichen die Lösungs-Diffusionsmembran durchgesetzt, deren Trenneffekt auf unterschiedlichen Sorptions- und Diffusionseigenschaften der verschiedenen Moleküle im Membranpolymer beruht.



Um den polymerspezifischen Transportwiderstand zu verringern und technisch interessante Flussleistungen zu erzielen, müssen dünne und gleichzeitig stabile Filme hergestellt werden. Verwertbare Membranen haben Materialstärken im Bereich von 0,2 bis 10 μm . Diese dünnen Schichten können nur durch einen geeigneten Membranaufbau realisiert werden. Durch einen Komposit- oder Integral-asymmetrischen Membranaufbau erhalten die dünnen Trennschichten einen stabilen Träger, der auch einen Einsatz unter hohen Drücken ermöglicht.

Übliche Bauarten sind Schlauchmembranen – als Rohr, Hohlfaser bzw. Kapillare konzipiert – oder Flachmembranen, die als Platten-, Wickel- und Kissenmodule konzipiert werden können.

Die Schlauchtypen bestehen in der Regel aus asymmetrisch aufgebauten Fasern, die je nach Anwendungsfall von innen oder außen mit dem Rohgas beaufschlagt werden. Mit dieser Modulbauweise lassen sich besonders hohe Packungsdichten erreichen. Sie erlauben eine kostengünstige Herstellung und Konfektionierung. Da die feinen Kapillaröffnungen leicht verstopfen, können diese Typen aber nur von reinen Fluiden durchströmt werden. Flachmembranmodule bestehen aus Membranblättern, die in Taschenform oder in Bahnen verklebt, verschweißt oder zwischen Dichtungen eingespannt werden. Derartige Membranen sind durch Spacermaterialien so voneinander getrennt, dass der Feed- bzw. Permeatstrom ungehindert die Membranoberfläche überströmen kann. Wickelmodule bestehen aus verklebten Membranbahnen, die um ein zentrales Permeatsammelrohr gewickelt werden. Nachteilig an dieser Bauform sind die langen Permeatwege, die zu erheblichen Druckverlusten, besonders auf der Permeatseite, führen. Vorteile dieses Typs sind aber die kostengünstige Fertigung und relativ hohe Packungsdichten. Die Auswahl des geeigneten Modultyps richtet sich nach dem jeweiligen Anwendungsfall, der durch das Trennverfahren, die Volumenströme, die Betriebsdrücke und die Produktreinheiten bestimmt wird. Unterschiedliche Modulverschaltungen und die Auswahl verschiedener Betriebsparameter ermöglichen zahlreiche Verfahrensauslegungen. Einen entscheidenden Einfluss auf die Trennleistung haben insbesondere die Modulbauform (Flach-, Wickelmodul usw.), die Modulverschaltungen (Reihen- und Parallelschaltung mit Rückführung), der Wertstoffstrom (Permeat, Retentat) und die Druckverhältnisse (Hochdruck, Vakuum).

Um die Trennleistung zu verbessern, können Modulschaltungen mit Rückführungen eingesetzt werden. Rückführungen erfordern jedoch jeweils Kompressoren oder Vakuumpumpen. Die Rückführung eines Stoffstromes vergrößert außerdem den Gesamtvo-

lumenstrom der Anlage, die dann größer dimensioniert werden muss. Der Investitionsaufwand und der Energiebedarf einer Anlage liegen damit deutlich über denen einer einfachen Trennstufe.

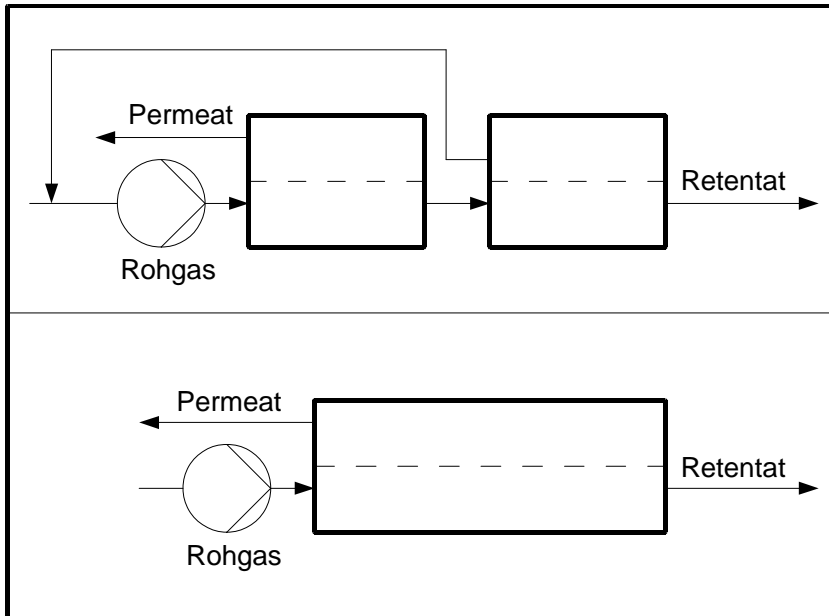


Abbildung 10: Schematische Darstellung der Membranverfahren - einfacher Prozess und mehrstufige Kaskade (oben) mit Rückführung [2-4]

Es sollte hierbei nicht vergessen werden, dass Biogas in der Regel bereits unter hohem Druck zur Verfügung steht und somit eine teure und aufwändige Verdichtung entfallen kann.

Da Kohlendioxid, Schwefelwasserstoff sowie Wasser wesentlich schneller als Methan durch Membranen permeieren, fällt der Produktstrom (Methan) hochdruckseitig als Retentat an. Demzufolge nimmt die Reinheit des Retentatstroms mit wachsender Membranfläche stetig zu, da die schneller permeierenden Komponenten durch die Membran abgezogen werden. Der Volumenstrom nimmt daher stetig ab. Die Reinheit des Permeatstroms hingegen ist bei kleinen Membranflächen am größten und nimmt mit wachsender Membranfläche ab, während der Volumenstrom zunimmt. Die Folge ist eine abnehmende Produktausbeute bei zunehmender Membranfläche, aber auch eine zunehmende Produktreinheit. In praktischen Anwendungen ist demzufolge nach einem Kompromiss aus Produktausbeute und Reinheit zu suchen.

Voraussetzung für die Möglichkeit, Gasmische zu trennen, ist eine Differenz der Partialdrücke auf beiden Seiten der Membran. Sie kann sowohl durch Druck auf der Feed-



seite, als auch durch ein Vakuum auf der Permeatseite erzeugt werden. Hohe Druckverhältnisse bedeuten hohe Triebkräfte und begünstigen das Verfahren.

Maßgeblich beeinflussend für die Wahl eines Vakuum- oder Hochdruckbetriebes sind hierbei auch die Konzentrationen der bevorzugt permeierenden Komponenten im Rohgas. Bei Konzentrationen der abzutrennenden Komponenten größer 20 - 50% erscheint eine Hochdruckpermeation günstiger, während im Falle eines geringer belasteten Rohgases ein Vakuumbetrieb vorzuziehen wäre. Der Grund hierfür liegt notwendigerweise in den zu verdichtenden Rohgasströmen. Ein Vakuumbetrieb führt aber zu geringeren Retentatreinheiten.

Hohe Produktreinheiten und Ausbeuten können, mit den Selektivitäten der heute verfügbaren Membranen, nur durch Kaskadenschaltungen mit Rückführungen erreicht werden. Bei mehrstufigen Anlagenkonfigurationen ist aber durch die erforderliche Rekompensation des Retentatstroms der Energiebedarf sehr hoch. Einstufige Anlagen könnten zwar auch ein zufriedenstellendes Trennergebnis liefern, jedoch muss man in Kauf nehmen, dass die Methanausbeute relativ gering ist. Das Permeat, also die abgetrennten Gaskomponenten, müssen weiter nachbehandelt werden (z.B. in Biofiltern).

Ein extra für die Biogasaufbereitung entwickeltes nasses Verfahren bereitet Biogas mit Hilfe mikroporöser, hydrophober Membranen auf. Aufgrund eines geringen Druckes (Atmosphärendruck bis Vakuum) auf der Permeatseite, diffundieren CO_2 und H_2S durch die Membran hindurch, um dann auf der anderen Seite von einer Flüssigkeit absorbiert zu werden. Als Absorbens werden Natronlauge für H_2S und Amin-Lösungen für CO_2 genutzt. Mit diesem Verfahren kann bei Temperaturen von 25°C bis 35°C , der Schwefelwasserstoffanteil von 2% im Rohgas auf unter 250 ppm im Reingas reduziert werden. Als Vorteil der Niedrigdruck- gegenüber der Hochdruckmethode können die geringeren Kosten durch die Einsparung der Verdichterleistung(auf Permeatseite muss aber Vakuum erzeugt werden) genannt werden. Andererseits muss die Membranoberfläche jedoch aufgrund der geringeren Triebkraft erhöht werden, um eine vergleichbare Trennleistung zu gewährleisten, was diesen Kostenteil wieder ansteigen lässt.

Die Vorteile des Verfahrens sind der sehr einfache Aufbau, die nahezu wartungsfreie und unkomplizierte Handhabung und die damit verbundene hohe Betriebssicherheit. Dies ermöglicht auch eine Reinigung kleiner Gasvolumenströme, ohne dass die spezifischen Kosten überproportional steigen.

Nachteilig sind, die meist nur geringe Standzeit der Membranen von ca. 3 Jahren und die kaum vorhandene Betriebserfahrung bei der Aufbereitung von Biogas. [2-4]



2.1.3 Biomethaneinspeisung

Voraussetzungen für eine Biogaseinspeisung

Bevor Biogas in das Erdgasnetz eingespeist werden darf, müssen verschiedene Anforderungen erfüllt werden, die nachfolgend erläutert werden.

Um die Unterschiede bei den einzelnen Brenngasen deutlich zu machen, werden diese vier Gasfamilien zu Beginn anhand ihrer brenntechnischen Kenndaten verglichen (Tabelle 3: Einteilung der Brenngasfamilien [2-8]). Soweit es aus gerätetechnischen Gründen erforderlich ist, werden die einzelnen Gasfamilien in Gruppen unterteilt [1-8].

In nachfolgender Tabelle sind die vier Gasfamilien dargestellt.

Tabelle 3: Einteilung der Brenngasfamilien [2-8]

		BRENNGASE									
		1. Gasfamilie		2. Gasfamilie		3. Gasfamilie		4. Gasfamilie			
		Wasserstoffreiche Gase nach Wobbe-Indices unterteilt in		Methanreiche Gase ² nach Wobbe-Indices unterteilt in		Flüssiggase nach DIN 51622		Kohlenwasserstoff/Luft-Gemisch			
Brenntechnische Kenndaten $p_n=1013,25 \text{ hPa}$, $T_n=273,15 \text{ K}$		Einheit	A Stadtgas	B	L (Low) Erdgas L	H (High) Erdgas H	1. Propan C_3H_8	2. Butan C_4H_{10}	1. Flüssiggas/Luft	2. Erdgas/Luft	
W _{s,n}	Gesamtbereich/Gesamtwert	kW h/m ³	6,4...7,8	7,8...9,3	10,5...13,0	12,8...15,7	Propan nach DIN 51622/95 Massen% ($C_3H_8 + C_3H_6$) überwiegend C_3H_8	Butan Gewichtsanteil von C_4	Gemisch für Haushaltszwecke mit höchstens 60% Gewichtsanteil von C_4	6,8...7,0	7,0
	Nennwert	kW h/m ³	*)	*)	12,4	15				24,5...25,2	25,2
	Zul. Örtliche Schwankung	kW h/m ³	*)	*)	+0,6/-1,2	+0,7/-1,4				*)	±0,2
H _{s,n}	Gesamtbereich/Gesamtwert	kW h/m ³	4,8...5,5	5,0...5,9	8,4...13,1					7,5	6,0...6,4
	Nennwert	kW h/m ³	4,9	5,5	*)					27,0	21,6...23,0
	Zul. Örtliche Schwankung	kW h/m ³	±0,3	±0,3	*)					±0,2	*)
d	relative Dichte ¹		0,4...0,6	0,32...0,55	0,55...0,70				1,15...1,22	0,75...0,85	

Zahlenwerte aus DVGW AB G260 I und II
 *) keine Festlegung
 1) Bei der 1. und 2. Gasfamilie darf der obere Wert bei Austausch - oder Zumischgas aus Flüssiggas/Luft-Gemisch überschritten werden.
 2) Gruppe L entspricht den Erdgasen, Gruppe H den Erdölgasen.

Biogas zählt zur Gasfamilie 2 (Methanreiche Gase). Es muss daher soweit aufbereitet werden, bis es nahezu die gleichen Brenneigenschaften aufweist wie die methanreichen Gase der 2. Gasfamilie und mit ihnen jederzeit ausgetauscht werden kann.

Wobbe Index



Der Wobbe-Index (W_s) wird zur Beurteilung der Austauschbarkeit von Brenngasen verwendet. Er wird als Qualitätsmaß bzw. als stoffliches Vergleichsmaß für die Austauschbarkeit zweier verschiedener Gase für einen Brenner benutzt. Der Wobbe-Index nimmt in der Gasfeuerung eine sehr wichtige Rolle ein und kann zudem relativ einfach bestimmt werden [2-13].

Er ist der Quotient aus dem Brennwert oder Heizwert und der Quadratwurzel aus der relativen Dichte. Die relative Dichte ist der Quotient aus der Dichte des Brenngases und der Dichte trockener Luft unter gleichen Druck- und Temperaturbedingungen.

Die Formel für den oberen Wobbe-Index:

$$W_s = \frac{H_s}{\sqrt{\frac{\rho}{\rho_0}}} \quad [\text{kWh/m}^3]$$

Die Formel für den unteren Wobbe-Index:

$$W_i = \frac{H_i}{\sqrt{\frac{\rho}{\rho_0}}} \quad [\text{kWh/m}^3]$$

Anforderung des DVGW-Regelwerks an die Biogasaufbereitung

Neben den wichtigsten DVGW- Arbeitsblättern wie G260 „Gasbeschaffenheit“, G262 „Nutzung von regenerativ erzeugten Gasen“ und G685 „Gasabrechnung“, die auf die Zusammensetzung und verbrennungstechnischen Kenndaten abzielen, sind bei der Einspeisung von Biogas einige Randbedingungen einzuhalten, die nachfolgend etwas näher erläutert werden. Außerdem muss auch noch weiteren DVGW- Arbeitsblättern wie G280 „Gasodorierung“, G491 „Gas-Druckregelanlagen“, G492 „Gas-Messeinrichtungen“ und anderen Regelwerken wie z. B. der TA Luft Beachtung geschenkt werden. Im DVGW-Arbeitsblatt G260 werden die Anforderungen an Brenngase der öffentlichen Gasversorgung und die Rahmenbedingungen für die Gaslieferanten spezifiziert. Es werden dabei das Brenn-, Grund-, und Konditionierungsgas als Gasstandards definiert [2-10]:

- **Brenngas:** Hierunter sind Gase der öffentlichen Gasversorgung zu verstehen, die über ein Netz geliefert werden, wobei die Brenngasspezifikation gleich die Netzspezifikation ist, siehe DIN 1340.
- **Grundgas:** Dieses ist das Gas, das im Versorgungsgebiet üblicherweise verteilt wird.



- **Konditionierungsgas:** Wird zur Einstellung von brenntechnischen Kennwerten verwendet, wie z. B. Luft, Stickstoff, Gase der 1. Gasfamilie, Erdgase anderer Beschaffenheit oder Flüssiggase.

Bei der Gaseinspeisung werden zwei mögliche Fälle definiert:

Austauschgas: Dies ist bei konstantem Druck gleichartig im Brennverhalten wie das Grundgas. Das Austauschgas ist in seinen brenntechnischen Grunddaten und in seiner Zusammensetzung allerdings verschieden im Vergleich zum Grundgas. Als Austauschgase sind Propan-Luft-Gemische, Klärgas und Biogas zulässig. Sie müssen die Anforderungen nach G262 und G260 (Tabelle 3) erfüllen.

Zusatzgas: Es kann begrenzt zum örtlich verteilten Grundgas dazu gemischt werden. Die maximale Beimischung wird von der Forderung nach einem gleichartigen Brennverhalten bestimmt. Als Zusatzgase sind Gase der 1. Gasfamilie im Gemisch mit Flüssiggas, Flüssiggas/Luftgemische, Austauschgase nach G260 und sonstige methanreiche Gase gegebenenfalls im Gemisch mit Flüssiggas zulässig.

Die Anforderungen an die Gasfamilien werden im DVGW-Arbeitsblatt G260 näher spezifiziert um die erforderliche Gasqualität zu erhalten.

Wobbe-Index:

H-Gas 12,8 - 15,7 kWh/m³

L-Gas 10,5 - 13,0 kWh/m³

Der obere Wert des angegebenen Bereiches einer Gasfamilie darf dabei in keinem Fall überschritten werden. Es ist jedoch eine zeitlich begrenzte Unterschreitung zur Vermeidung von Versorgungsengpässen erlaubt:

Bei **Erdgas-H** Qualität vom oberen Wobbe-Index $W_{S,N}$ 12,8 auf 12,0 kWh/m³.

Bei **Erdgas-L** Qualität vom oberen Wobbe-Index $W_{S,N}$ 10,5 auf 10,0 kWh/m³.

Brennwert: 8,4 - 13,1 kWh/m³

Relative Dichte: 0,55 - 0,7



Bei Zumischung eines Flüssiggas/Luftgemisches als Austausch- oder Zusatzgas kann die relative Dichte eines Brenngases der 2. Gasfamilie überschritten werden. Der Gehalt an Gasbegleitstoffen wie höheren Kohlenwasserstoffen ist zu begrenzen da eine mögliche Kondensation sicher ausgeschlossen werden muss. Die relative Feuchte darf in Hochdruckleitungen (HD) bzw. Mitteldruckleitungen (MD) 60 Prozent nicht überschreiten. Darüber hinaus muss das Gasgemisch den Anforderungen "Erdgas getrocknet" entsprechen. Der CO₂-Gehalt darf hierbei 6 Vol. -%, der Sauerstoffgehalt in trockenen Netzen 3 Vol. -% und in feuchten Gasnetzen 0,5 Vol. -% nicht übersteigen. Außerdem muss der Gesamtschwefelgehalt kleiner als 30 mg/m³ sein und es muss Ölfreiheit gewährleistet sein. Weitere Festlegungen hinsichtlich von maximal zulässigen Stäuben, Nebel oder anderen Schadstoffen können den Tabellen 2 bis 4, Kapitel 3 des DVGW-Arbeitsblatt G260 entnommen werden.

Im DVGW-Arbeitsblatt G262 werden noch weitere Festlegungen getroffen. Demnach wird der maximale CO₂-Gehalt im Brenngas auf 6 Vol. -% und die maximale Zumischrate für Wasserstoff im Brenngas auf 5 Vol. -% begrenzt. Eine Einspeisung kann daher entweder als Austauschgas oder als Zusatzgas zur Konditionierung erfolgen.

Bei einer Austauschgaseinspeisung muss das Gas auf den erforderlichen Netzdruck gebracht werden und die eingespeiste Energiemenge gemessen werden, die Einspeisung ist also unproblematisch. Die DVGW-Arbeitsblätter G280 und G685 sind bei der Einspeisung auf Niederdruck (ND)- Ebene zu berücksichtigen.

Bei einer Zusatzgaseinspeisung muss das Zusatzgas auf Netzdruck verdichtet, die Energiemenge des eingespeisten Gases bestimmt und das Biogas mit Erdgas -H (High) oder -L (Low) so gemischt werden, dass die Anforderungen der öffentlichen Gasversorgung im nachgeschalteten Netz hinter dem Mischpunkt hinsichtlich Gasverwendung und Abrechnung erfüllt werden (siehe DVGW G262). Die Mischerstation muss das Gas homogen und ohne Strähnenbildung vermischen. Dabei sind die Anforderungen an Gasmischanlagen nach G213 und die Forderungen einer Odorierung nach G280 zu beachten. Außerdem sind die Gasanforderungen am Einspeisepunkt mit dem Netzbetreiber nach der ATV-DVWK-Richtlinie M 363 abzustimmen [2-9,2-10].



2.1.4 Netzstrukturen

Grundsätzlich gilt es, die ortsüblichen Kennwerte sowie die Gasqualität (Erdgas L, Erdgas H, Zusatzgas, Austauschgas) einzuhalten und das Reingas auf den jeweils erforderlichen Netzdruck (MD; HD) zu verdichten. Der Druck des aufbereiteten Biogases muss wegen Druckverlusten beim Transport höher sein, als der entsprechender Leitungsdruck des Gasnetzes, da pro Kilometer mit einem Druckabfall von durchschnittlich 0,1 bar zu rechnen ist. Deshalb sind nach 80 bis 130 km Verdichterstationen notwendig. Der Druck im Leitungsnetz ist ein wesentlicher wirtschaftlicher Aspekt zur Auswahl des Aufbereitungsverfahrens, da eventuell die Verdichtung vor der Einspeisung vermieden werden kann. Bei einer Einspeisung in das Niederdrucknetz ist darauf zu achten, dass im Fall der „Sommernacht“ die Abnahmemengen sehr gering sind und unter Umständen eine Einspeisung nicht mehr oder nur teilweise möglich ist. Das eingespeiste Gas muss bei geringer Abnahme in der Sommernacht komplett an die Verbraucher abgegeben werden können („zeit- und wärmeäquivalente Übernahme“).

Die Anschlussleitungen gelten als Netzerweiterung und müssen einen kleineren Durchmesser haben als die Leitung, in die eingespeist werden soll. Die örtlichen Begebenheiten sind hierbei zu beachten. Durch Druckverlust in den Rohrleitungen kühlt sich das Gas ab. Damit das Rohgas nicht unter die Temperatur des Taupunktes von Wasser gelangt, muss zur Verhinderung von Korrosion in den Rohrleitungen das Gas entsprechend vorher erwärmt werden.



3 Material und Methoden

3.1 Anlagenbeschreibung

3.1.1 Biomethananlage in Graben/Lechfeld

Tabelle 4: Auslegungsdaten der Biomethananlage Graben/Lechfeld

Einspeiseleistung	500 Nm ³ /h, 42 Mio. kWh p.a.
Aufbereitungstechnik	PSA der Firma Carbotech Engineering GmbH
Gasnetz	H-Gas der Druckstufe 4
Rohstoffinput	Maissilage 28.000 t/a Grassilage 5.000 t/a Getreide 2.000 t/a

Die Biogasanlage und die Biogasaufbereitungsanlage in Graben/Lechfeld wurden im Mai 2008 in Betrieb genommen. Die Anlage ist ausgelegt für eine Aufbereitungsleistung von ca. 1.000 m³ Rohbiogas pro Stunde auf Erdgasqualität und speist jährlich Biomethan mit einem Energiegehalt von ca. 42 Mio. kWh_{th} ins Netz der schwaben netz gmbh ein.

Die Biogaserzeugung wird von einer privaten Betreibergesellschaft, der Biokraftwerk Lechfeld GmbH betrieben, an der ca. 60 Landwirte aus der Region beteiligt sind.

Die Biokraft Lechfeld verkauft an definierter Stelle das Rohbiogas an die erdgas schwaben gmbh, den regionalen Erdgasversorger. Diese errichtete und betreibt die eigentliche Biogasaufbereitungsanlage. Für die Aufbereitung wird die PSA-Technik der Firma Carbotech eingesetzt.

Das aufgereinigte Biomethan hat nach der Aufbereitung einen Brennwert von ca. 10,6 kWh/m³ und einen Druck von ca. 4 bar, und wird in das örtliche Gasnetz eingespeist.

Für die Einspeisung ins Erdgas-Verteilnetz (DP 4) ist keine zusätzliche Druckerhöhung



mehr erforderlich. Der Brennwert muss allerdings noch durch Beimischung von Flüssiggas (Propan) angehoben werden.

Das Abgas aus der PSA-Anlage hat einen Methangehalt von ca. 4 Vol.-% und wird in einem nachgeschalteten „Floxbrenner“ (Schwachgasbrenner) verbrannt. Die daraus gewonnene Wärme wird unter anderem auch zur Fermenterbeheizung genutzt.

Abbildung 11 gibt einen Überblick über die Gesamtanlage in Lechfeld. Farblich hervorgehoben sind die Bestandteile der PSA-Aufbereitungsanlage und die leitungsgebundene Ein- und Anbindung.

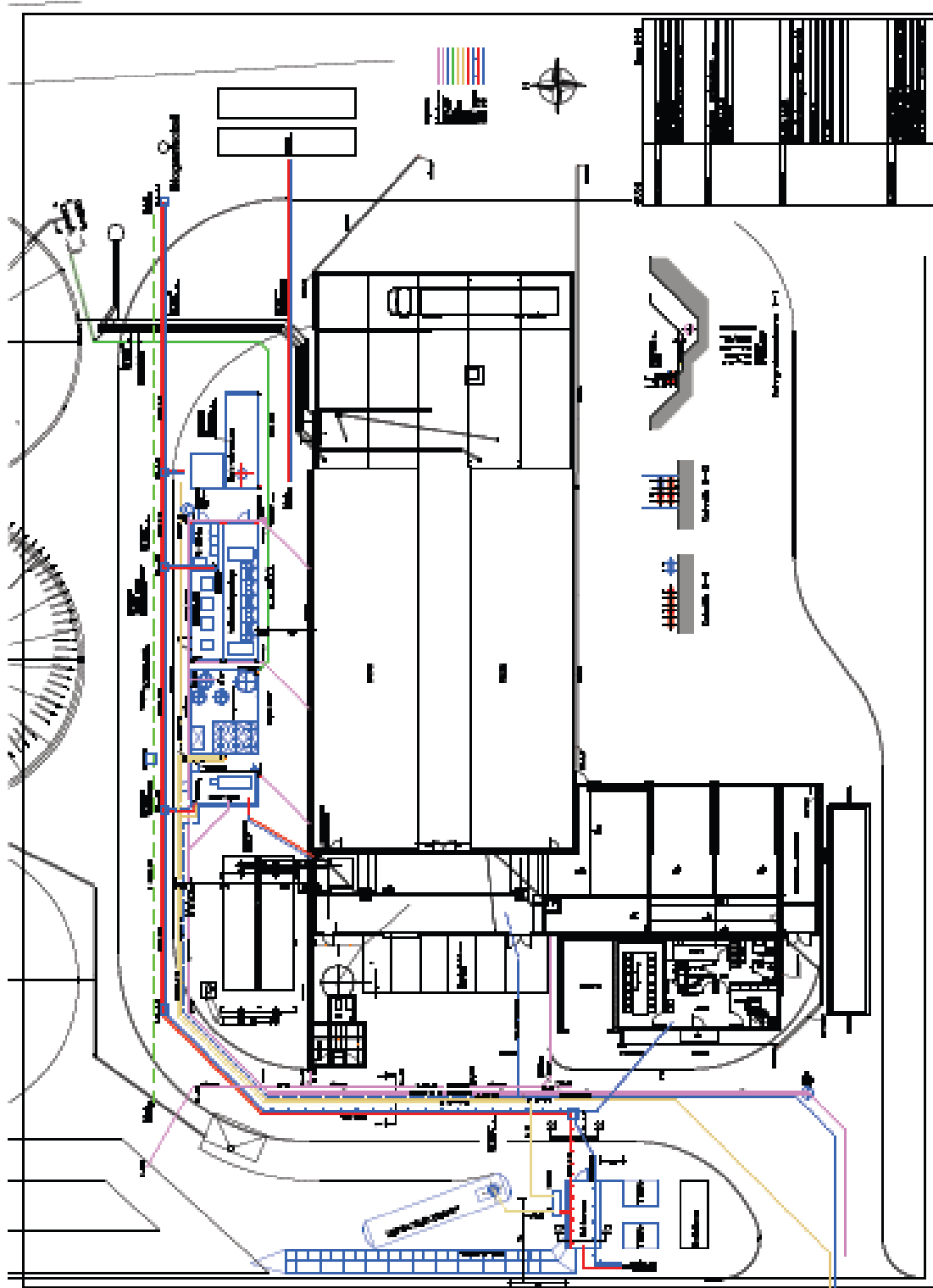


Abbildung 11: Einbindung der PSA-Aufbereitung in die Gesamtanlage [3-1 verändert]



3.1.1.1 Carbotech

Die detaillierten Fließschemata bei der PSA-Aufbereitung lassen sich aus Abbildung 11 erkennen. Weiter sind hier auch die mehrmals wechselnden Eigentums Grenzen zwischen Biokraftwerk Lechfeld, erdgas schwaben gmbh und der schwaben netz gmbh dargestellt. Neben den eigentumsrechtlichen Auswirkungen hat dies auch Konsequenzen in Form von Bau- und Prüfgrenzen, die ebenfalls dargestellt sind. Zusätzlich zur eigentlichen Biogasaufbereitung wird hier auch die Einbindung der Flüssiggasanlage deutlich. Hier ergeben sich unterschiedliche Prozessschritte, je nachdem ob die Gasphase oder Flüssigphase aus dem Tank verarbeitet wird. Nachdem die Flüssigphase zunächst in einer Aufwärmstation mit (ca. 25 kW thermische) für die Expansion vorbereitet wird, werden beide Gasphasen ins Netz der schwaben netz gmbh übergeben. Dieses Netz führt bis zur Aufbereitungsanlage von Carbotech. Hier wird das LPG gemessen und in Abhängigkeit der Biomethanmessung und einer weiteren Produktgasanalyse mit insgesamt drei Messstellen, einem statischen Mischer zugeführt. Die eingestellte Gasqualität wird mit einer Mischgasmessung kontrolliert und protokolliert. Die abschließende Gasodorierung findet beim Gasnetzbetreiber schwaben netz gmbh statt.

3.1.1.2 Biogaserzeugung

In der Biogasanlage werden stündlich ca. 1.000 Nm³ Biogas produziert. Die Silage hierfür wird von dezentralen Silos bei landwirtschaftlichen Erzeugern abgeholt und per LKW (meist als „Walking-Floor“ Großraumtrailer ausgestattet) an die Biogasanlage geliefert, die sich im Gewerbegebiet Graben bei Augsburg befindet.

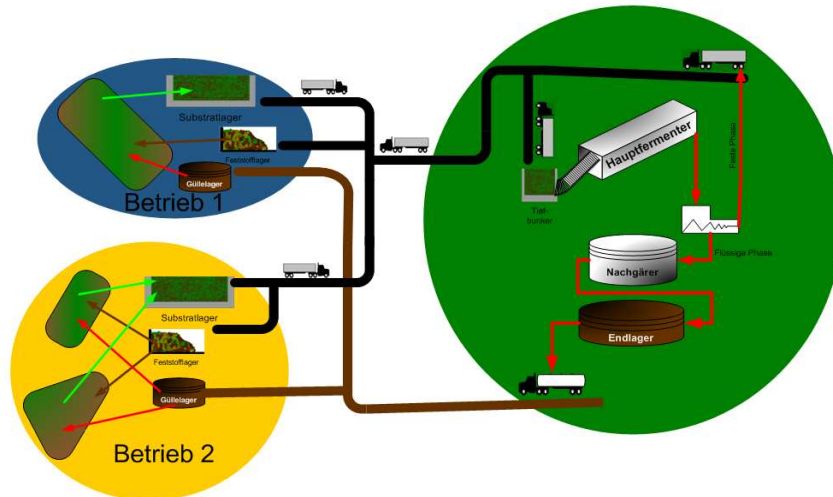


Abbildung 12: Grundfließbild Biokraftwerk Lechfeld [eigene Darstellung]

Die Biogasanlage besteht aus zwei parallel arbeitenden rechteckigen Pflropfenstrom-Fermentern in Fertigbetonbauweise mit je 2.000 m³ Arbeitsvolumen. Die Wärmeenergie für den Prozess wird mittels Fußboden- und Wandheizung in den Fermenter eingebracht. Neben der Wärme, die mit einem Biogas-Heizcontainer der erdgas schwaben GmbH erzeugt wird, ist auch eine Kühlstrecke mit Wärmetauschern für die Sicherstellung der gewünschten Prozesstemperatur bei der Rohgaserzeugung installiert. Beschickt werden die beiden Fermenter nach einer Verwiegung und intensiven Vermischung der Inputkomponenten vollautomatisch über eine stationäre Anlage mit Schubböden und Förderschnecken aus den beiden Annahebunkern für Silomais und dem dritten Tiefbunker für Grassilage. Das eingesetzte Getreide wird ebenfalls in den Mischbehälter eingetragen, wovon beide Fermenter versorgt werden. Die Durchmischung der Fermenter-inhalte findet mit jeweils sechs quer liegenden und hintereinander geschalteten Paddelrührwerken statt. Das vergorene Substrat wird nach den Pflropfenstrom-Fermentern einer Schnecken-Filterpresse zugeführt. Die LKW's, welche die Inputsubstrate anliefern, transportieren nach Entladung der Inputsubstrate die festen Gärrückstände nach Separation mit einer FAN-Pressschnecke direkt zurück zu den Substrat liefernden landwirtschaftlichen Betrieben. Der flüssige Gärrest wird nach der Separation dem Nachgärbehälter zugeführt. Der Nachgärbehälter wie auch das Endlager sind mittels Tragluftdach gasdicht abgedeckt und dienen auch als Gasspeicher für die anschließende Gasaufbereitung.



3.1.2 Biomethananlage in Altstadt / Schongau

3.1.2.1 BGA

Die Biogasanlage in Altstadt/Schongau (Tabelle 5) ist 2001 in Betrieb gegangen. In der Anlage werden gewerbliche Bioabfälle zu Biogas vergärt. Zu den gewerblichen Abfällen zählen u.a. überlagerte Lebensmittel, Reststoffe aus Käsereien/Molkereien, Schlachtabfälle und Bioabfall aus kommunaler Herkunft. Die Abfälle werden von Unternehmen aus der Region angeliefert. Vor Einbringung der Abfallstoffe in die Fermenter, durchlaufen die Stoffe eine Hygienisierungsstufe, in der prozessschädliche und pathogene Bakterien und andere Mikroben und Parasiten durch Hitze abgetötet werden. Das Rohbiogas hat einen Methangehalt von ca. 65 % und einen Ammoniakgehalt von ca. 200 ppm. Die Anlage steigerte ihre Produktion von 700 m³/h Rohbiogas, welches von Beginn bis zum Jahr 2009 im BHKW vor Ort verstromt wurde bis zum Ende des Jahres 2009 auf ca. 1200 m³/h.

Mit Inbetriebnahme der Aufbereitungsanlage in 2009 wurde die BHKW-Anlage außer Betrieb gesetzt; die Wärme für die Fermenter und die Hygienisierung wird daher durch einen mit Biomethan betriebenen Brennwertkessel erzeugt.

Tabelle 5: Auslegung der Biomethananlage Altstadt/Schongau

Einspeiseleistung	690 Nm ³ /h, 66 Mio. kWh p.a.
Aufbereitungstechnik	DWW der Firma Ros Roca
Gasnetz	H-Gas der Druckstufe 4
Rohstoffinput	Bioabfälle 33.000 t/a

3.1.2.2 Ros Roca

In Altstadt wurde Ende 2009 die Biogasaufbereitungstechnik der Firma YIT Vatten & Miljöteknik AB aus Schweden, die über die Firma Ros Roca vertrieben wird, errichtet. Das hier genutzte Verfahren der Druckwasserwäsche kommt ohne eigenen Wärmebedarf zur Regenerierung des Waschwassers aus. Nach Angaben von Ros Roca kann



Wärme, die bei der Verdichtung des Biogases entsteht, ausgekoppelt werden. Der spezifische Stromverbrauch soll nach Herstellerangaben bei 0,26 kWh/Nm³ liegen. Der Methanverlust liegt im Bereich < 2 %.

Die erdgas schwaben gmbh errichtete diese Aufbereitungsanlage nach dem Druckwasserwäsche Prinzip und nahm sie Ende 2009 in Betrieb. Um den Ammoniakgehalt im Rohbiogas zu senken, wurde vor der Aufbereitungsanlage ein NH₃-Wäscher installiert. Nach der Aufbereitungsanlage hat das Biomethan einen Methangehalt von ca. 98 % und einen Druck von ca. 7 bar. Das Biomethan wird in das Erdgas-Verteilnetz (DP 4) der schwaben netz gmbh eingespeist. Das Abgas aus der DWW enthält Reste von Methan und Schwefelwasserstoff, diese werden mittels thermischer Oxidation nachbehandelt.

3.1.3 Biogasanlage ohne nennenswerte KWK in Neuburg/Donau

Die Biogasanlage von Heinrich Bauer in Neuburg a. d. Donau (Tab. 6) stellt eine klassische landwirtschaftliche Biogasanlage dar. Die Anlage wurde im Jahr 2003 errichtet, nachdem auf dem Vieh haltenden Betriebsteil die dort bereits bestehende Biogasanlage nur noch die Verwertung der anfallenden Rindergülle bestreiten konnte, jedoch nicht erweiterungsfähig war.

Tabelle 6: Anlagedaten BGA Heinrich Bauer, Neuburg/Donau [Quelle: eigene Erhebungen]

Einspeiseleistung	380 kWel
Aufbereitungstechnik/Gasnetz:	Keine Biomethaneinspeisung
Anlagebesonderheiten	Gasrührwerk, Hydrolysestufe
Rohstoffinput	Maissilage, Grassilage, Festmist, Getreide

Schwachpunkt der jetzigen Anlagenkonstellation mit einer installierten Leistung von 380 kWel ist eindeutig die fehlende Wärmenutzung. Hierfür wurde jedoch Anfang 2010 eine Trocknung für Getreide und separierte Gärreste gebaut. Eine verfahrenstechnische Besonderheit bei dieser Anlage stellt das bereits von Anfang an installierte Gasrührwerk dar. Dieses Rührwerk homogenisiert im Zusammenwirken mit je einem relativ klein



dimensionierten Tauchrührwerk jeweils abwechselnd die beiden Rührkesselfermenter. Zudem interessant ist die Verwendung einer semikontinuierlichen Hydrolysevorstufe interessant. Neben der kaskadischen Schaltung der jeweils zwei Fermenter und Nachgärer/Endlager, ist im Fermenter eine räumliche Trennung von Zu- und Ablauf durch eine bis zur Mitte des Behälters reichende Trennwand realisiert, was zu einer effektiveren Vergärung der Substrate beiträgt. Dies wird auf die dadurch erzielte Vermeidung von Kurzschlussströmen zwischen Substrateinlass und –auslass erreicht.

3.1.4 Biogasanlage mit KWK in Kühbach

Die Gemeinschaftsanlage der Bioenergie Kühbach GbR wird von zwei Landwirten betrieben. Planungsintention bei der Biogasanlage war unter anderem die Beibehaltung der bewährten vielgliedrigen Fruchtfolge, die durch die Produktionsschiene Biogaserzeugung nicht zu sehr belastet werden sollte. Vor diesem Hintergrund wurden maximal 30% der zur Verfügung stehenden Fläche für die Biogasanlage eingeplant. Die zweite Zielsetzung war die Realisierung und möglichst optimale Einbindung der entstehenden Biogasanlage und deren Abwärme in ein Nahwärmenetz.

Tabelle 7: Anlagedaten BGA Kühbach [Quelle: eigene Erhebungen]

Einspeiseleistung	625 kW _{el} , 698 kW _{th} , 5.300 MWh _{el} , 3.277 MWh _{th}
Aufbereitungstechnik/Gasnetz	Keine Biomethaneinspeisung
Anlagenbesonderheit	Fernwärmenetz mit angeschlossener Brauerei, Pfropfenstromfermenter
Rohstoffinput	Maissilage, Grassilage, Getreide-GPS

Dieses Wärmenetz versorgt in Kühbach öffentliche Einrichtungen, unter anderem die Schule, den Kindergarten, das Rathaus, sowie das Altenheim und das Ärztehaus. Auch private Anlieger, zu denen das Schloss Kühbach und etliche private Haushalte gehören, werden ebenfalls wie die Brauerei und die Palettentrocknung mit der entstehenden Nahwärme versorgt. Als Substrate werden ausschließlich nachwachsende Rohstoffe verwendet. Mais hat hier die größte Bedeutung, weiterhin werden noch Kartoffeln,

Gerste, Weizen, Grünroggen, Gras, Triticale, Heu, Erbsen und Zuckerrüben eingesetzt. Zudem finden auch geringe Reste von Wirtschaftsdüngern, wie z. B. Hühnertrockenkot und Schweinegülle, Verwendung. Der Flächenbedarf des Substratanbaus beträgt ungefähr 327 ha. Die Flachsilos für die Substratlagerung nehmen eine Fläche von 7000 m² ein und haben damit ausreichende Kapazitäten, um die Anlage, während des ganzen Jahrs konstant mit Rohstoffen versorgen zu können. Das BHKW hat eine elektrische Leistung von 625 kW_{el}, bei einem Wirkungsgrad von 39,7% sowie eine Wärmeleistung von 698kW_{th} bei einem thermischen Wirkungsgrad von 44,4. Dementsprechend werden ca. 84% der eingesetzten Energie, vor allem bei vorhandenen Abnehmern für die entstehende Wärme, sinnvoll genutzt. Die Spitzenlast wird über den Holzhackschnitzelkessel, der auch die Dampferzeugung für die Brauerei übernimmt, bereitgestellt. Die Nutzung der noch überschüssig vorhandenen Energiemengen während der Sommermonate soll durch eine neu zu installierende Kälteerzeugung mittels KWKK zukünftig zusätzlich weiter verbessert werden.

Für die Erzeugung des Biogases wird ein 750 m³ fassender Pfpfenstromfermenter („System Schmack“) verwendet, dem ein 2.000 m³ fassender Nachgärbehälter angeschlossen ist. Das Gärrestlager umfasst ein Volumen von 5.000 m³, um die Zeit während des Ausbringungsverbots von Gärrestdünger auf landwirtschaftlichen Flächen, zu überbrücken.

In folgender Abbildung 13 ist der prinzipielle Aufbau der Biogasanlage in Kühbach („System Schmack“) anschaulich zu erkennen.

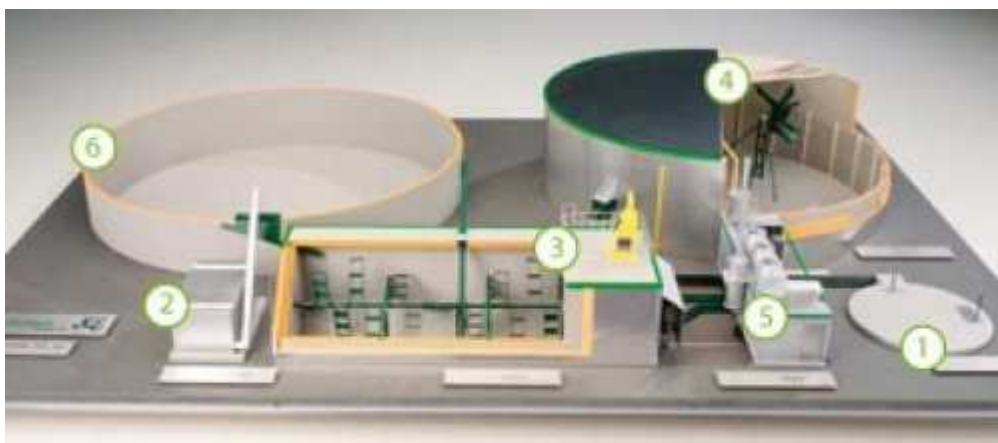


Abbildung 13: Prinzipieller Aufbau der Biogasanlage „System Schmack“ [3-3]

- | | |
|------------------------------|--------------------|
| 1. Vorgrube | 2. Einbringtechnik |
| 3. Pfpfenstromfermenter | 4. Nachgärer |
| 5. Blockheizkraftwerk (BHKW) | 6. Gärrestlager |



3.2 NIRS – Messungen

In Biogasanlagen wird aus wirtschaftlichen Gründen vorzugsweise eine Mischung verschiedener Substrate zur Erzeugung von Biogas verwendet. Der wirtschaftliche Erfolg wird maßgeblich durch die Gasausbeute pro kg Inputsubstrat bestimmt, die wiederum von den Mischungsverhältnissen und der Qualität der zugeführten Substrate abhängt. Die Qualitätskontrolle der zugeführten Substrate und des Fermenterinhalt erfolgt in den meisten Fällen noch konventionell und stichprobenartig, meist durch chemische Analyse. Dies ist jedoch wegen der zeitlichen und räumlichen Inhomogenität der Substrate im komplexen Biogasprozess kaum ausreichend und nur wenig repräsentativ. Insbesondere der Fermenterraum selbst und die in ihm ablaufenden Vorgänge werden somit immer noch als „Black – Box“ betrachtet, deren Effizienz und Leistung bislang lediglich durch eine Input- /Outputbilanzierung beurteilt werden konnte. Nun eröffnet sich mit der NIRS-Messtechnik erstmalig die Möglichkeit, neben den bisherigen Parametern auch noch die charakteristischen Parameter des Fermentationsprozesses selbst online zu verfolgen und zur prozesstechnischen Optimierung zu verwenden.

3.2.1 Messmethodik zur Onlinebestimmung von Prozessdaten

Die Vorzüglichkeit des NIRS-Verfahrens als integriertes Prozessanalyzesystem ergibt sich aus der berührungslosen, permanenten Messung direkt im Probenstrom, zur repräsentativen vollständigen Überwachung des Gesamtprozesses.

Die Entwicklung der Technologie erfolgte durch die TENIRS GmbH in Kiel, einem Unternehmen, das als Spin-Off aus Forschungsprojekten der Christian-Albrecht-Universität zu Kiel hervorgegangen ist. Kompetente Mitarbeiter mit langjähriger Erfahrung im Bereich Fermentation und Nahinfrarotspektroskopie gewährleisteten die Praxis empirischer und wissenschaftlicher Erkenntnisse auf dem Spezialgebiet der Optimierung von Biogasanlagen [3-2].

Das von TENIRS (Transflexive Embedded Near Infrared Spectroscopy) entwickelte Messsystem bestimmt mittels eines indirekten Messverfahrens zahlreiche prozessrelevante Parameter in Stoffströmen von Biogasanlagen. Gemessen wird mit der Nahinfra-

rotspektroskopie (NIRS), die als prozessanalytische Technologie zur kontinuierlichen Charakterisierung suspendierter organischer Substrate im Biogasprozess dient.

3.2.2 Physikalisch-chemische Grundlagen

Spektroskopie

Unter Spektroskopie versteht man eine Analysemethode, die auf der Wechselwirkung zwischen elektromagnetischer Strahlung und Materie basiert. Diese Wechselwirkung wird anhand des Spektrums von Lichtquellen hervorgerufen. Unter Materie versteht man hier die gesamt zu analysierende Probe. Dies können Atome, Moleküle oder Atom- und Molekülverbände sein. Unter elektromagnetischen Strahlungen, versteht man eine sich mit Lichtgeschwindigkeit bewegende Energieart. Diese Strahlungen haben einen elektrischen und einen magnetischen Anteil. Das gesamte elektromagnetische Spektrum besteht, nach zunehmender Wellenlänge geordnet, aus Gammastrahlung, Röntgenstrahlung, Ultraviolettstrahlung, sichtbarem Licht, Infrarotstrahlung, Mikrowellen und Radiowellen. Es wird unterschieden zwischen Methoden wie z. B. der Atom-, Molekül-, oder Festkörperspektroskopie die wiederum in mehrere Spektroskopieverfahren unterteilt werden. *Abbildung 14* zeigt eine kleine Auswahl an Methoden aus der ersichtlich wird, dass es sich bei der Infrarotspektroskopie um ein Verfahren der Molekülspektroskopie handelt.

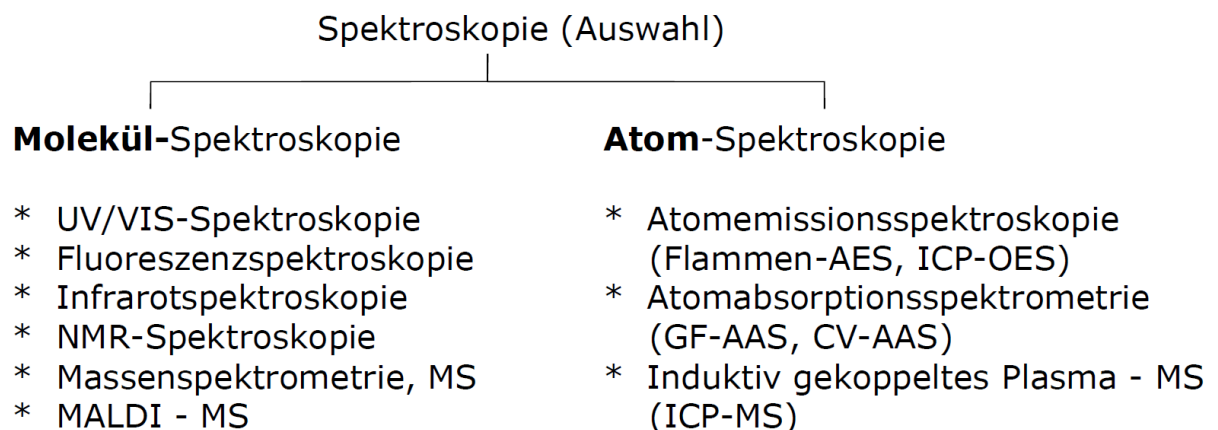


Abbildung 14: Bevorzugte spektroskopische Methoden in der Bio-Analytik [3-3]

Bei der Molekülspektroskopie wird die Wechselwirkung von Molekülen mit elektromagnetischen Feldern (resonante Absorption bzw. Emission von Photonen) untersucht.

Dadurch können molekulare Eigenschaften wie z. B. die Bindungslängen und -stärken bestimmt und auch die atomaren Bestandteile identifiziert werden.

Charakteristische Anregung von Molekülen:

Organische Moleküle können Strahlung nur in bestimmten diskreten „Portionen“ ($\Delta E = h \cdot \nu$) absorbieren. Diese „Portionen“ werden Quanten genannt. Die Moleküle werden durch die absorbierte Strahlung angeregt, was eine spezifische Veränderung des elektronischen oder mechanischen Zustandes bewirkt. Die dazu erforderliche Energie ist gequantelt. Die Anregung erfolgt nur, wenn die eintretende Strahlung exakt die für das betrachtete Molekül richtige „Portion“ Energie liefert.

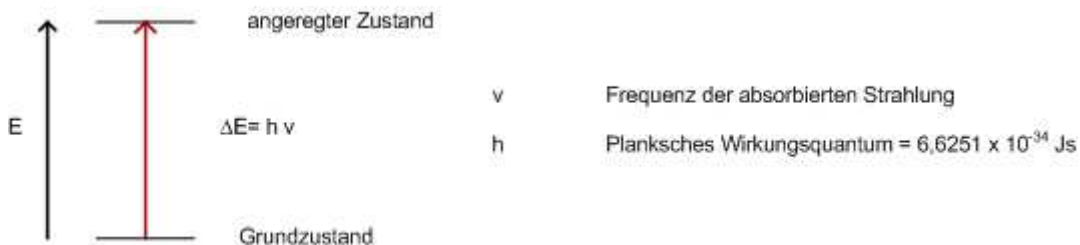


Abbildung 15: Energieunterschied ΔE zwischen Grund- und angeregtem Zustand [3-4]

Der Energieunterschied ΔE zwischen den Zuständen wird nur durch eintretende Strahlung der Frequenz ν überbrückt, die exakt dem Energieunterschied ΔE entspricht. Es gibt mehrere verschiedene Arten von Anregungen denen ein Molekül unterliegen kann. Abhängig von der Energie ΔE , die dem Molekül zugeführt wird, unterliegt es einer bestimmten Anregung. Sehr energiereiche Strahlung wie es z. B. die Röntgenstrahlung ist, bewirkt eine so genannte Elektronenanregung. So wird der Wechsel von Elektronen aus energieärmeren in energiereichere Orbitale bezeichnet. Infrarot-Strahlung hingegen bewirkt im Molekülgerüst einer Verbindung die Anregung von Schwingungen oder die Rotation ganzer Moleküle.

Spektrometer

Abbildung 16 zeigt den schematischen Aufbau eines Spektrometers. Eine Quelle sendet elektromagnetische Strahlung z. B. im Frequenzbereich von Infrarot. Das Gerät ist so aufgebaut, dass ein Strahl mit einer bestimmten Wellenlänge durch die Probe geleitet wird. Die Frequenz der Strahlung wird kontinuierlich über ein bestimmtes Spektrum verändert und die Intensität (Transmission) wird relativ zum Referenzstrahl gemessen und aufgezeichnet.

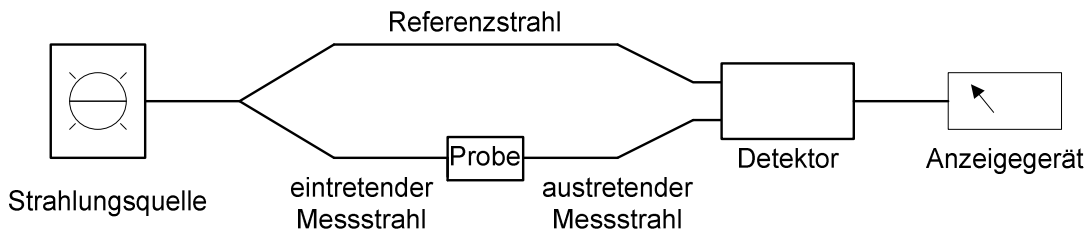


Abbildung 16: Schematischer Aufbau eines IR-Spektrometers [3-3]

Wenn keine Probe vorhanden ist, also auch keine Absorption, wird eine gerade Linie (Basislinie) aufgezeichnet. Durch Absorbieren der Strahlung einer Probe wird die Intensität verändert und eine Auslenkung („Peak“) zur Basislinie registriert und aufgezeichnet. Dadurch erhält man das Spektrum der Probe.

Infrarotstrahlung

Infrarotstrahlung ist vom menschlichen Auge nicht wahrnehmbar und wird beim Auftreffen auf die Haut als warm empfunden. Sie wird deshalb oft auch als Wärmestrahlung bezeichnet. Eine Einteilung des Spektralbereiches beruht auf den Arten der Molekülschwingungen. Aus spektroskopischer Sicht wird zwischen nahem Infrarot (NIR), mittlerem oder normalem Infrarot (MIR) und fernem Infrarot (FIR) unterschieden. In Tabelle 8 sind die Bereiche der verschiedenen Infrarotstrahlung mit ihren charakteristischen Wellenlängen, Wellenzahlen und Anregungen aufgelistet.

Tabelle 8: Bereiche der Infrarotstrahlung [3-4]

IR-Bereich	Wellenlänge λ in μm	Wellenzahl $1/\lambda$ in cm^{-1}	Anregungen
nahes Infrarot	0,8 - 2,5	12500 - 4000	Ober- und Kombinations-schwingungen
mittleres Infrarot	2,5 - 25	4000 - 400	Grundschiwingungen
fernes Infrarot	25 - 1000	400 - 10	reine Rotationsübergänge

Die Rotation ganzer Moleküle tritt überwiegend bei einer Absorption im FIR-Bereich auf. Im MIR- und NIR-Bereich wird die Schwingung von Atomen bzw. Atomgruppen an ihren Molekülbindungen angeregt, wobei im NIR-Bereich die so genannten Oberschwingungen des MIR-Bereich detektierbar sind. Es sind meist die funktionellen Gruppen der Moleküle, wie z. B. CH_3 -, $\text{C}=\text{O}$, OH - oder NH -, die charakteristische Schwingungen zeigen. Diese entsprechen Absorptionsbanden in ganz bestimmten Bereichen des Infrarotspektrums und können zur Identifizierung eines organischen Mole-



küls herangezogen werden. Man unterscheidet zwei Arten von Schwingungen. Die Deformationsschwingung (Biegeschwingung), die eine Veränderung des Bindungswinkels bei Molekülen verursacht und die Valenzschwingung (Streckschwingung), die eine Veränderung der Bindungslänge bei Molekülen bewirkt. Der Hauptgrund für die Komplexität von IR-Spektren liegt in der Vielzahl von möglichen Schwingungen und in der Tatsache, dass viele Schwingungen mechanisch gekoppelt sind. Die Oberton- und Kombinationsbanden werden bei der Analyse von Proben nicht direkt interpretiert, sondern mit Hilfe von statistischen Verfahren ausgewertet. Für quantitative Bestimmungen werden vorher Datensätze mit bekanntem Gehalt des zu untersuchenden Stoffes erstellt. Dadurch sind Rückschlüsse auf Bindungsformen und funktionelle Gruppen möglich.

NIRS-Spektren

Wie bereits beschrieben treten beim Auftreffen der Strahlungen auf die Moleküle Schwingungen auf. Diese Schwingungen absorbieren teilweise die Strahlung. Die Differenz aus eingestrahelter und in der Probe absorbierter Energie, kann als diffuse Reflexion aufgezeichnet werden. Daraus erhält man die charakteristischen Spektren für das jeweilige Substrat. Die sich aus der NIR-Spektroskopie ergebenden Spektren enthalten die gesamten, auswertbaren Informationen über die Messprobe. Zusätzlich zu den zu bestimmenden Inhaltsstoffen sind häufig auch andere Einflüsse, denen die Probe zum Zeitpunkt der Messung unterlag, in den Spektren festgehalten. Moderne NIRS-Geräte nehmen häufig mehrere Hundert Wellenlängen in Form diskreter Datenpunkte zu einer Probe auf. Dabei erstrecken sich Banden im NIR häufig über mehrere Wellenlängen, die entsprechend der Auflösung des Gerätes im Spektrum festgehalten sind.

3.2.3 Modellierung und Klassifizierung

Zur Modellbildung wird bei TENIRS mit der so genannten SVM (Support Vector Machines) gearbeitet. Es handelt sich um ein rein mathematisches Verfahren der Mustererkennung, das durch das jeweilige Computerprogramm umgesetzt wird. Ausgangsbasis für den Bau einer Support Vector Machine ist eine Menge von Trainingsobjekten, für die jeweils bekannt ist, welcher Klasse sie zugehören. Jedes Objekt wird durch einen Vektor in einem Vektorraum repräsentiert. Aufgabe der Support Vector Machine ist es, in diesen Raum eine Hyperebene einzupassen, die als Trennfläche fun-



giert und die Trainingsobjekte in zwei Klassen teilt. Der Abstand derjenigen Vektoren, die der Hyperebene am nächsten liegen, wird dabei maximiert. Dieser breite, leere Rand soll später dafür sorgen, dass auch Objekte, die nicht genau den Trainingsobjekten entsprechen, möglichst zuverlässig klassifiziert werden. Diese Methode wird regelmäßig mit klassischen Ansätzen wie PLS (Partial Least Square Regression) gegen gerechnet. Bei diesem Gegenrechnen hat sich die SVM-Methode immer als mindestens gleichwertig, häufig jedoch als besser erwiesen. Für den Einsatz der Daten wird meist eine Vorbehandlung durchgeführt. Diese besteht aus einer radialen Kernelfunktion, wahlweise kombiniert mit einer Standard Normal Variante.

Das TENIRS-System kann grundsätzlich die wesentlichen Parameter messen, die zur Charakterisierung der Prozessstabilität erforderlich sind. So kann der Zulauf der Substrate, der Fermenterinhalt und der Gärrest kontinuierlich, d. h. online überwacht werden. In den einzelnen Prozessstufen sind für die Prozessstabilität jeweils unterschiedliche Parameter relevant.

- **Rohsubstrate (Input):** TS, oTS, (CSB), Essigsäure, Propionsäure, Essigsäureäquivalent, Rohnährstoffe, Methanpotential, etc.
- **Fermenter (Gärprodukt):** TS, oTS, (CSB), Essigsäure, Propionsäure, Essigsäureäquivalent, FOS/TAC, pH, Ammonium-N, S, etc.
- **Gärrest (Gärprodukt):** TS, oTS, (CSB), Makronährstoffe (N, Ammonium-N, P, K), Restgaspotential, etc.

3.2.4 Kalibrierung und Schätzmodelle

Da es sich bei dem NIRS-System um ein indirektes Messsystem handelt, liefert dies zunächst ein sogenanntes Spektrum von der erfassten Probe des Substrates. Diese Spektren verändern sich immer mit Veränderungen der Probe, wie z. B. durch Variation der Verhältnisse der Einsatzsubstrate. Diese Beziehung wird zur Kalibrierung verwendet. Daher ist es erforderlich direkt bei den Messköpfen am Arbeitspunkt auch die Proben für die chemische Referenzanalyse zu entnehmen, um eine hinreichend genaue



Übereinstimmung von Spektren und Probe zu erreichen. Das für die Kalibration genutzte Probenmaterial muss die typischen Produktvariationen des Messortes widerspiegeln. Die entnommenen Referenzproben werden im Labor analysiert und anschließend mit den entsprechenden Spektraldaten anhand verschiedener multivariater statistischer Methoden zu NIRS-Schätzfunktionen verrechnet. Nach der Validierung werden diese im Messsystem hinterlegt und dienen dann den weiteren Messungen. Daraus ist ersichtlich, dass die Kalibrierung jeweils anlagen- und messstellenspezifisch und die wesentliche Voraussetzung für die NIRS-Messungen ist. Die Kalibrierung ist mit einem hohen analytischen Aufwand verbunden, weil Biogasanlagen in der Regel mit mehreren unterschiedlichen Substraten gefahren werden und zudem einige prozessbedingte Faktoren Einfluss nehmen. Die Genauigkeit des gesamten Messverfahrens hängt davon ab, wie genau die chemischen Referenzanalysen erstellt wurden. Fehler, die unter Umständen bei den Analysen entstehen, gehen implizit in die Kalibrierung ein. Voraussetzung für die Erstellung guter NIRS-Schätzmodelle ist daher eine hinreichend große Variation der zu schätzenden Parameter in den Referenzproben. Damit die NIRS-Schätzmodelle in bestimmten Messbereichen Gültigkeit haben, müssen die Referenzproben die gewünschten Spannweiten der Bereiche und diese auch möglichst gleichmäßig abdecken. Dies lässt sich entweder gezielt durch Variation des Biogasprozesses oder durch natürliche Schwankungen über längere Zeiträume erreichen. Das NIRS-Messverfahren muss grundsätzlich an jeden neuen Messparameter bzw. an jede neue Messsituation neu angepasst werden. Ein neuer und zukünftig vielversprechender Ansatz besteht darin, Kalibrierdaten von ähnlichen Anlagen in anlagenübergreifenden Modellansätzen zu verwenden. Dies ist möglich da die Variation von Substraten und Parametern für Biogasanlagen begrenzt ist. So können, auf längere Dauer gesehen, aussagekräftige Schätzmodelle entstehen, die unter Einbeziehung ergänzender lokaler Referenzdaten, eine allgemeine Gültigkeit haben. Tenirs hatte sich zum mittelfristigen Ziel gemacht, durch diese übergreifende Datennutzung global gültige NIRS-Schätzmodelle zu erstellen. [3-5, 3-6]

Kalibrationsentwicklung

Für die mit dem TENIRS-Analysengerät zu messenden Kenngrößen müssen mittels geeigneter statistischer Methoden Kalibrationsmodelle entwickelt werden. Das von TENIRS verwendete chemometrische Verfahren heißt Partial Least Squares Regression (PLSR). Die NIRS-Modelle werden mit der Software Unscrambler bzw. mit dem freien Statistikpaket R (www.r-project.org) entwickelt und daraufhin in der Program-



miersprache C++ geschrieben. Dabei werden alle Spektren, die zwischen 90 s vor und 180 s nach einer Referenzprobennahme aufgezeichnet wurden, extrahiert, gemittelt und der Referenzprobe zugeordnet.

3.2.5 Chemische Analyse als Referenzwerte für das TENIRS Verfahren

Die in Punkt 3.2.33.2.2 dargestellten Referenzanalysen, wurden vom Labor-Dienstleister AgroLab, Bruckberg, durchgeführt. Die Proben aus dem Inputgemisch wurden auf folgende Gehalts-Parameter untersucht:

- Trockensubstanz,
- Essigsäure,
- Propionsäure,
- Iso-Buttersäure,
- Valeriansäure,
- Iso-Valeriansäure,
- n-Caprionsäure
- Gesamt-N
- Ammonium-N

Hieraus wurde rechnerisch noch das Essigsäureäquivalent bestimmt. Bei den Proben aus dem Fermenterabzug waren die Säurewerte in den ersten Untersuchungen jeweils unter der Nachweisgrenze von 0,05 g/kg. Daher konnten in Folge für den Fermenter nur noch folgende Werte bestimmt werden:

- Trockensubstanz
- Wassergehalt
- Gesamt-N
- Ammonium-N

3.2.6 Auswertung der TENIRS-Messungen

Da das Tenirs-Messgerät im Normalbetrieb im Minuten-Takt misst, entsteht eine große Fülle an Messwerten. Die Firma TENIRS hat als Teil ihres Supports durch statistische Verfahren fehlerhafte Messwerte erkannt und ausgeschlossen. Die bereinigten gemittel-



ten Stundenwerte wurden anschließend übertragen. Bei der Firma m-u-t, war dies so nicht der Fall. Hier wurden die gesamten Rohdaten übertragen und von uns mittels gängiger PC-Software ausgewertet.

Dabei wurden im ersten Schritt jeweils die Messwerte einer Stunde gemittelt. Danach wurden alle Messwerte dieses Zeitintervalls mit dem erhaltenen Mittelwert verglichen. Alle Messwerte die um mehr als 80% von dem Mittelwert abwichen wurden aus der weiteren Betrachtung entfernt. Anschließend wurde von den übrigen Werten erneut ein Stundenmittelwert gebildet und der zweite Schritt wiederholt. Die nun übrig gebliebenen Werte wurden dann erneut gemittelt und mit dem jetzt entstandenen Mittelwert verglichen. Hierbei wählte man nun aber 500% erlaubte Abweichung, um möglichst viele Rohdaten in die endgültige Betrachtung einfließen zu lassen. Dabei wurde deutlich, dass es nach der zweiten Wiederholung mit erweiterter Toleranz kaum mehr Ausreißer gab.



4 Ergebnisse zur Vergärung

4.1 Praxisuntersuchungen

4.1.1 Messtechnikeinsatz in der BGA Neuburg

Der erste Einsatz der TENIRS-Messtechnik im Forschungsprojekt Biomethan fand in der Biogasanlage von Heinrich Bauer in Neuburg a. d. Donau statt. Ziel dieser Untersuchungen war es, neben der eigentlichen Datengewinnung, in einer konventionellen Nawaro – Biogasanlage mit direkter Verwertung des Biogases zur Stromerzeugung in einer KWK-Anlage, in erster Linie die Bearbeiter mit der neuartigen Technologie vertraut zu machen und sie in der Auswertung und Interpretation der Daten zu schulen.

4.1.1.1 Einbindung in Leitungsebene

Die Voraussetzungen für den Messtechnikeinsatz stellten sich als sehr gut dar. Durch den vorhandenen zentralen Verteilerbalken mit Drehkolbenpumpe konnten die verschiedenen Substratströme komfortabel erfasst werden. Die technische Einbindung in die Substrateleitungen konnte mit Hilfe von Kunststoffanbohrschellen kostengünstig vorgenommen werden. Die Einbauposition bei der Messung von flüssigen Substraten muss dabei stets im 45°-Winkel von unten erfolgen.

4.1.1.2 Installierte Messstellen

Abbildung 17 zeigt die Installation der beiden Messköpfe an der Messstelle I (Gemisch aus Hydrolysevorstufe) und Messstelle II (Fermenterablauf).



Abbildung 17: Einbindung der Messköpfe I und II (unten links) in den Verteilerbalken (oben) und die zentrale Auswerteinheit (unten rechts), Biogasanlage Bauer, Neuburg/Donau [eigene Darstellung]

Die zentrale Auswerteinheit, in dem sich das Spektroskop befindet, konnte ebenfalls in dem zentralen Technikraum angebracht werden.

In *Abbildung 18* ist ein Messkopf in aktiver Form dargestellt. Die Aufwärmphase eines Messkopfes beträgt bis zur Temperaturkonstanz der Lichtquelle ca. 20 Minuten. Nach dieser Aufwärmphase können theoretisch im Sekundentakt Online Messungen durchgeführt werden.



Abbildung 18: Aktiver Spektroskopie-Messkopf [eigene Darstellung]

4.1.1.3 Erkenntnisse aus Messtechnikeinsatz in der BGA Neuburg

Abbildung 19

Abbildung 19 zeigt verschiedene Spektren der beiden untersuchten Substrate. Die x-Achse gibt hierbei die Wellenlängen in mm, die y-Achse die Reflektion zwischen 0 und 1 bzw. zwischen 0 % und 100 % an. Die Streubreite bei den Ergebnissen des Fermenterinhalt ist optisch breiter angelegt. Die Gemisch-Untersuchungen bewegen sich dem gegenüber in einem sehr viel kleineren Bereich.

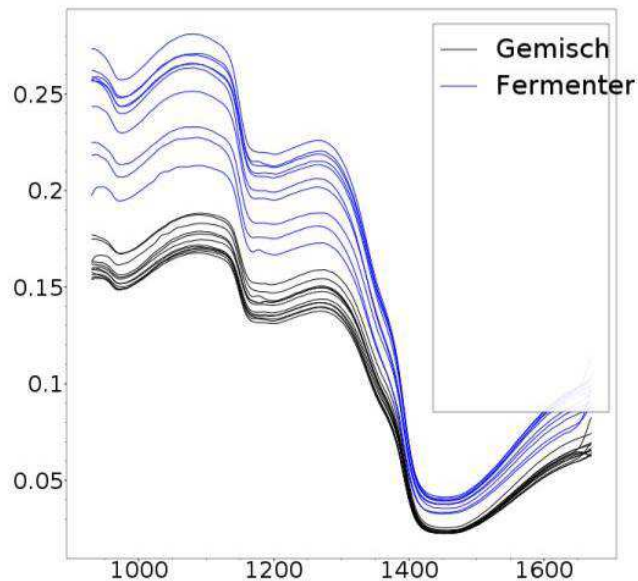


Abbildung 19 : Beispiel - Spektren aus dem TENIRS Einsatz [eigene Darstellung]

In den folgenden beiden Abbildungen (Abbildung 20 bzw. Abbildung 21) sind die oTS-Konzentrationen im Fermenterabzug dargestellt. Charakteristisch hierbei sind die Verläufe der Konzentrationen, wobei die Konzentrationen zwischen 2 und 4,5 % schwanken.

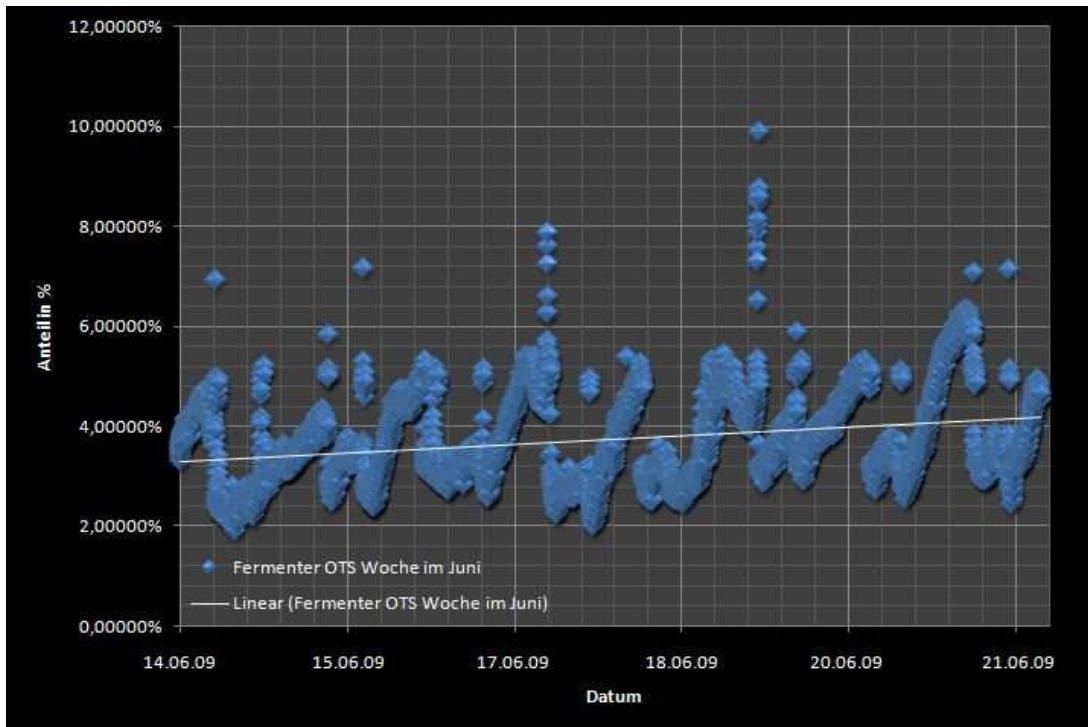


Abbildung 20 : Verlauf der oTS- Konzentrationen im Fermenter der Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung]

Betrachtet man die Schwankungen in *Abbildung 20* lässt sich schnell ein täglicher Rhythmus erkennen. Charakteristisch für einen Tagesgang ist die *Abbildung 21*. Hier kann ein langsames Ansteigen der oTS-Konzentration und ein anschließendes schnelles Absinken beobachtet werden. Vergleicht man die exakten Zeitverläufe mit den standardisierten Betriebsvorgängen so wird klar, dass nur die oTS-Werte von jeweils ca. 09:00 Uhr bis 10:30 praxisrelevant sind. Zu diesen Zeiten erfolgen die Pumpaktionen, wobei sich anschließend durch die Wärmeentwicklung des Messkopfes die direkt vor dem Sensor verbleibende, ruhende Biomasse im oTS- bzw. im TS-Gehalt stetig erhöht (einzelne Ausreißer sind auch dadurch begründet), bis frisches Substrat die Messung wieder repräsentativ macht. Die relevanten Werte befinden sich also im unteren gemessenen Bereich.

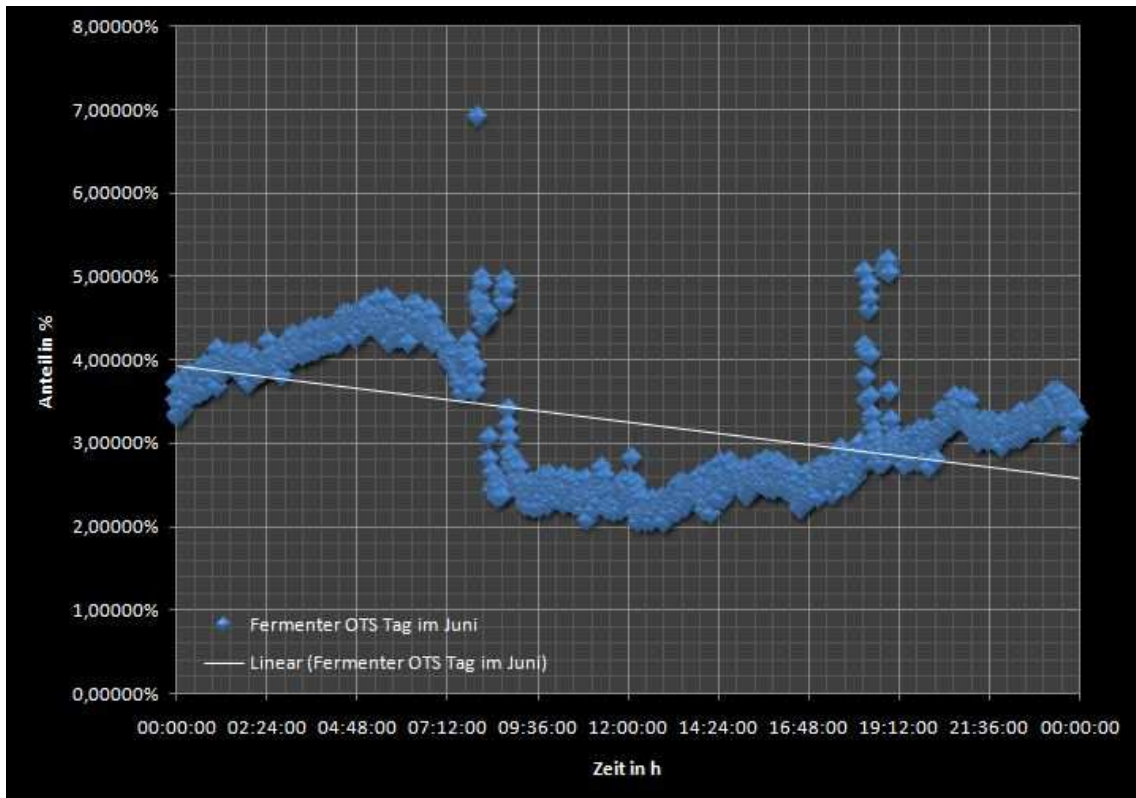


Abbildung 21: Tagesverlauf der oTS Konzentration im Fermenter der Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung]

Bei den oTS-Konzentrationen des Input-Gemisches (Abbildung 22 und Abbildung 23) ergaben sich wiederum Verlaufswerte. Hier ist jedoch durch die nicht vollständige Homogenität des Materials immer ein etwas gestreutes Konzentrationsband zu erkennen.

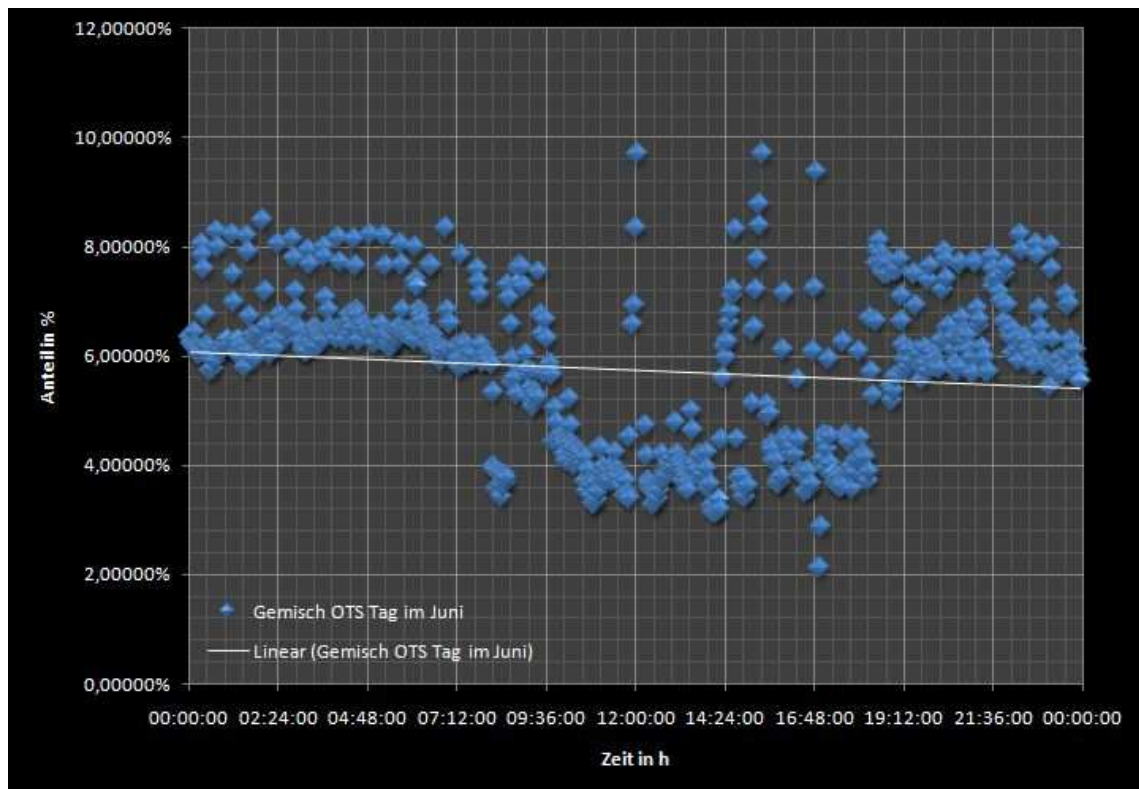


Abbildung 22: Verlauf der oTS-Konzentrationen im Input-Gemisch ohne internes Umpumpen Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung]

Auch hier lassen sich, wie bei beiden beispielhaften Tagen, wieder die Bedienungs- und Prozessabläufe deutlich erkennen. In *Abbildung 22* kann zum Beispiel nach der Neubeschickung der Vorhydrolyse um ca. 09:00 Uhr eine deutlich verminderte oTS-Konzentration beobachtet werden, die sich erst wieder bei der zweiten täglichen Beschickung gegen 19:00 Uhr auf dem anfänglichen höheren Niveau befindet. Da zum einen die Beschickungsmengen an Flüssigkeit für die Vorhydrolyse wie auch die feste Inputmengen (z.B. Silagen) nicht nach Masse dosiert werden, ergeben sich hier oftmals extreme Schwankungen der oTS-Konzentration bei der Beschickung.

Eine Ausnahme stellt hier der in *Abbildung 23* dargestellte Tagesverlauf dar. Hier sind lediglich kleine Ausreißer während der Beschickung der Vorhydrolyse (durch zusätzliches internes Umpumpen) erkennbar.

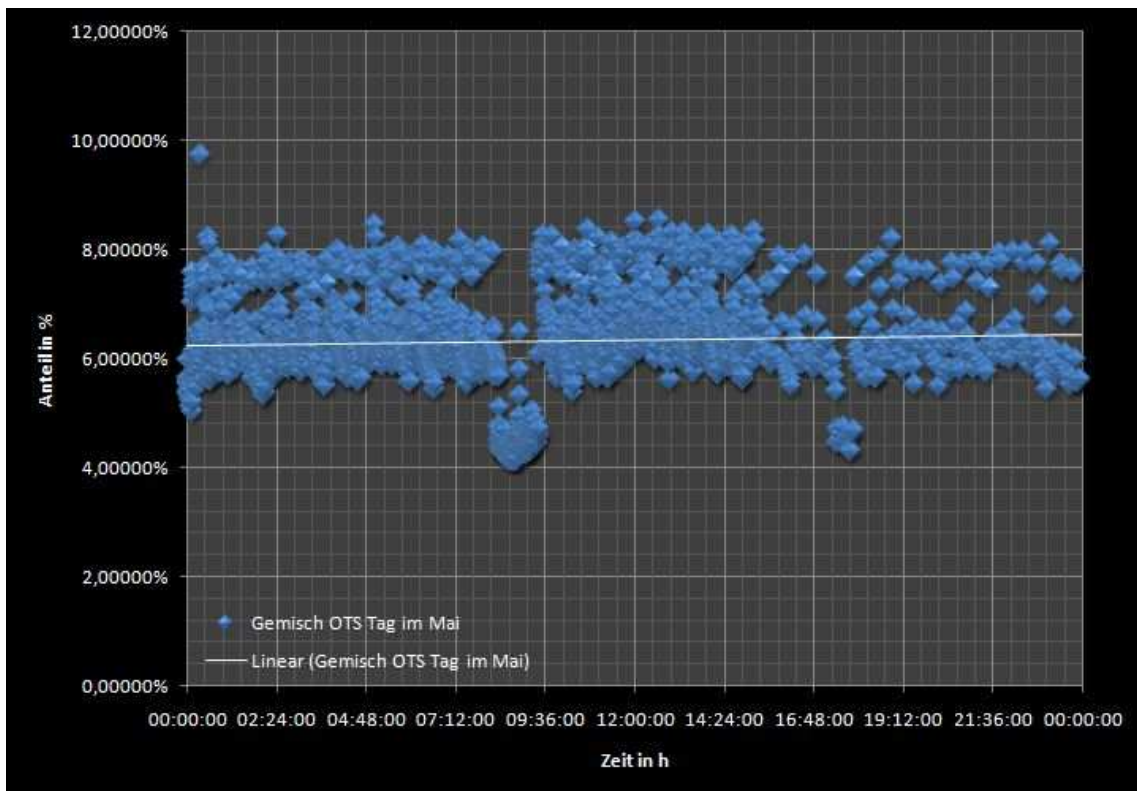


Abbildung 23: Verlauf der oTS-Konzentrationen im Input Gemisch mit internen Umpumpen Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung]

Wie bereits in Abschnitt 4.1.1.2 begründet, stellen die folgenden Abbildungen die Essigsäurewerte und die Essigsäureäquivalente des Input-Gemisches dar. In *Abbildung 24* werden die Werte und deren Spannweite deutlich. Die Mittelwerte steigen im Betrachtungszeitraum von ca. 5,2 g/kg auf 5,8 g/kg an. Die starken Ausreißer nach oben und nach unten dürften wieder in der mangelnden Homogenität des pumpfähigen Input-Substrates begründet sein. Die gerade für die Vergärung wichtige Einflussgröße Essigsäurekonzentration unterliegt hier einer mehrmaligen Schwankung.

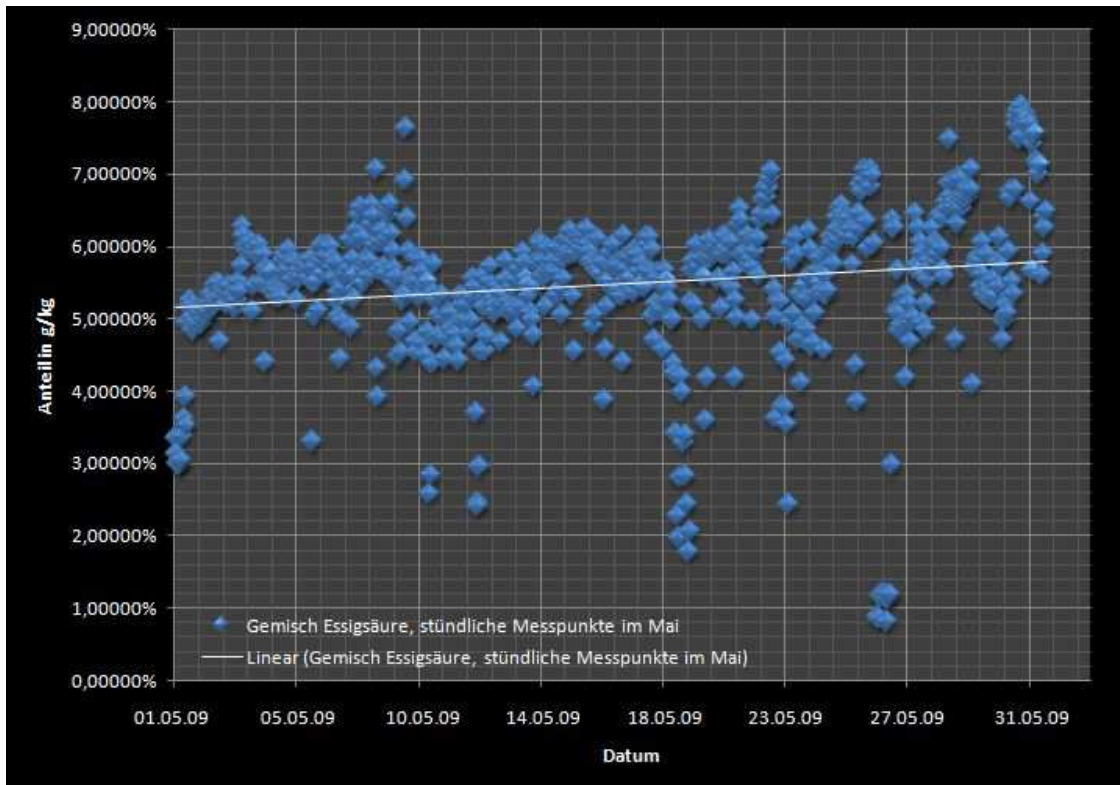


Abbildung 24: Essigsäurewerte Input- Gemisch Monat Mai, stündliche Messungen, Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung]

Abbildung 25 stellt die gleichen Werte dar, wie die vorherige Darstellung, lediglich mit einer Auswertung der gemittelten täglichen anstatt der stündlichen Messpunkte. Hier sind die ermittelten Schwankungsverläufe noch deutlicher erkennbar. Dies lässt direkte Rückschlüsse auf die eingesetzte Substratmenge und vor allen Dingen auf die Substratqualität und –zusammensetzung zu.

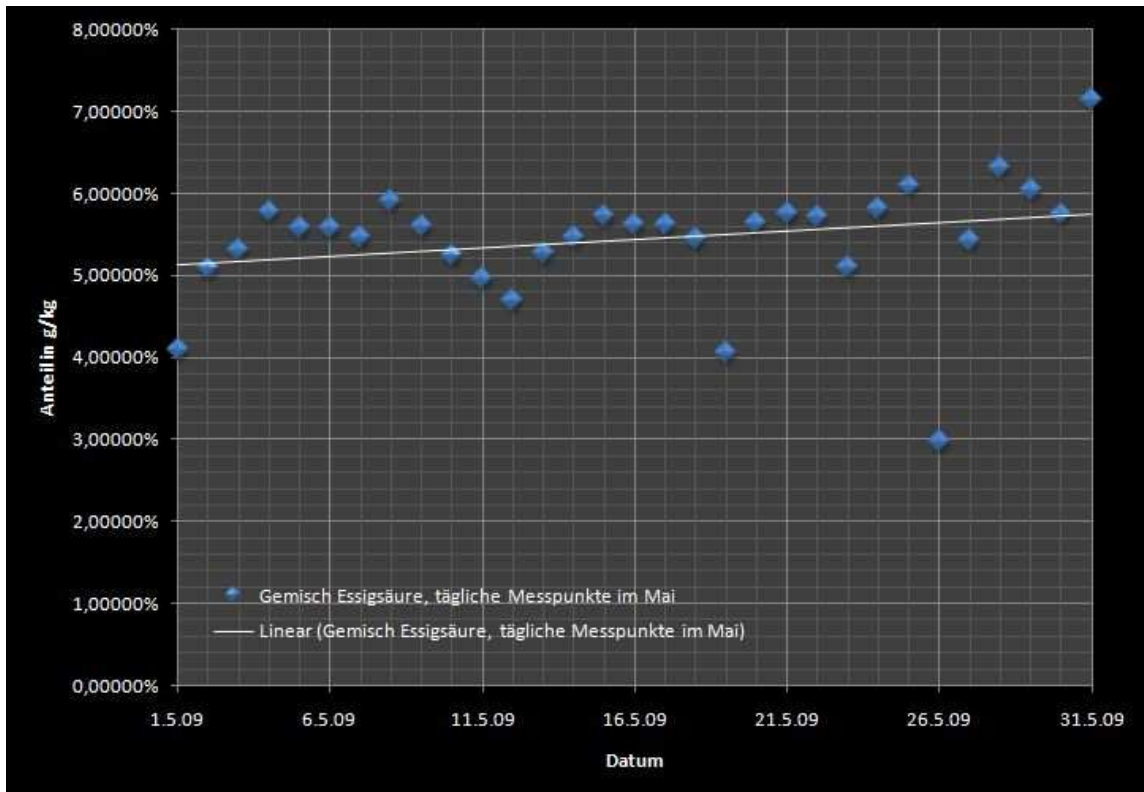


Abbildung 25: Essigsäurewerte Input-Gemisch Monat Mai, tägliche Messpunkte, Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung]

Die Gesamtsumme der flüchtigen Fettsäuren (VFA), dargestellt als Essigsäureäquivalent, ist in *Abbildung 26* und *Abbildung 27* für den Monat Mai aufgezeigt.

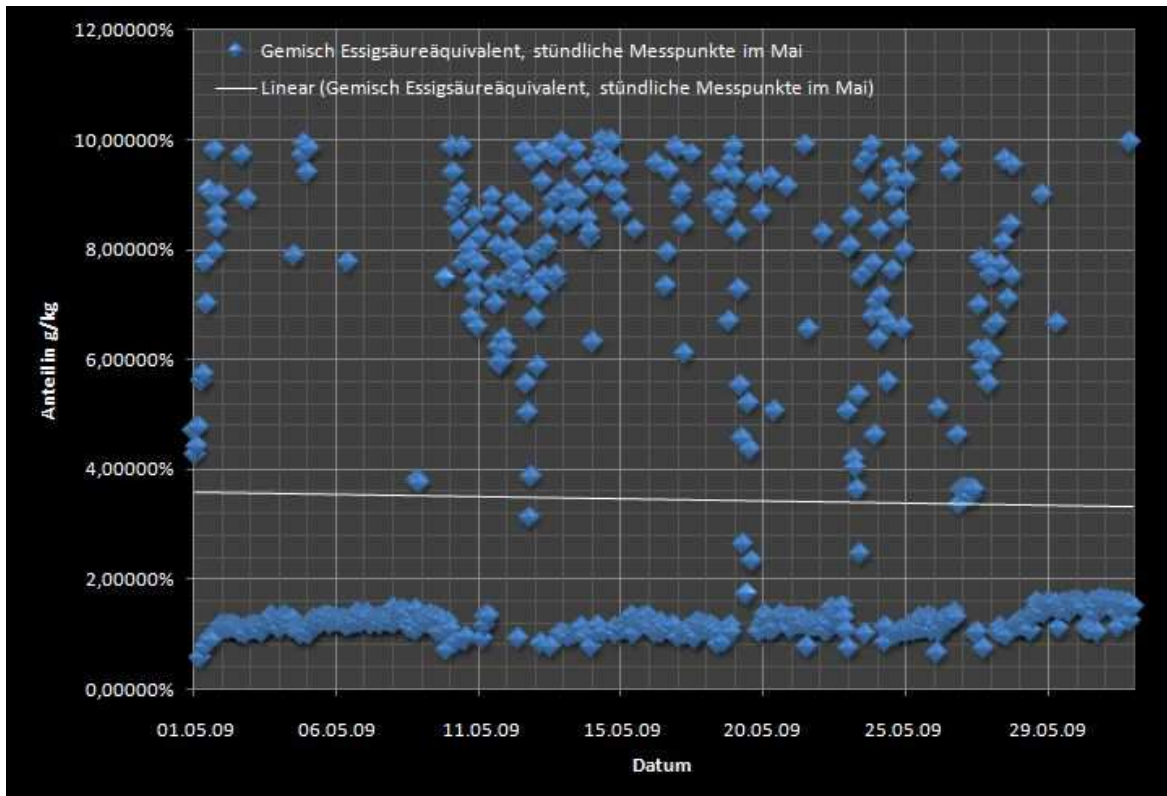


Abbildung 26: Essigsäureäquivalente Input-Gemisch Monat Mai, stündliche Messpunkte, Biogasanlage Neuburg. System TENIRS [eigene Darstellung]

Bei der hier ersichtlichen starken Streuung muss wie auch bei der oTS-Messung der Input-Menge von einer „Mehrphasigkeit“ des gemessenen Substrats ausgegangen werden. Wurden bei einer Messung extreme Werte mit bis zu 10 g/kg Essigsäureäquivalent gemessen, traten nur wenige Messungen später Werte mit nur noch ca. 1 g/kg Säureäquivalent zu Tage. Werte mit bis zu 10 g/kg Essigsäureäquivalent sind charakteristisch für die Vorgänge in einer vorgeschalteten semikontinuierlich betriebenen Hydrolysestufe, während die Werte mit einem Essigsäureäquivalent von etwa 1 g/kg eher den Werten eines Substrats entsprechen, das die Fermentation bereits durchlaufen hat.

Die unteren Werte könnten daher dem der Vorhydrolyse zugemischten Rezirkulat aus dem Fermenter entsprechen, das sich, ausgehend von einem nicht bestimmbar kleinen Essigsäureäquivalent kleiner 0,10 g/kg, in der Vorhydrolyse auf ein Niveau von etwa 1 g/kg mit den entsprechenden Säuren angereichert hat. Vergleicht man diese Messwerte mit den Ergebnissen für die Essigsäurekonzentrationen aus den *Abbildungen 23* und *24*, so müssen die oberen Extremwerte der Propionsäure, der Buttersäure oder der Valerian-/Capronsäure zugeordnet werden.

Es lässt sich zusätzlich ein gewisser tagesbezogener Trend erkennen. Hier scheinen die unterschiedlichen Mischungsverhältnisse der Vorhydrolyse und die Mehrphasigkeit des

erzeugten Input-Gemisches unabhängige Effekte zu erzeugen, die je nach Mischungsverhältnis mal stärker oder schwächer ausfallen.

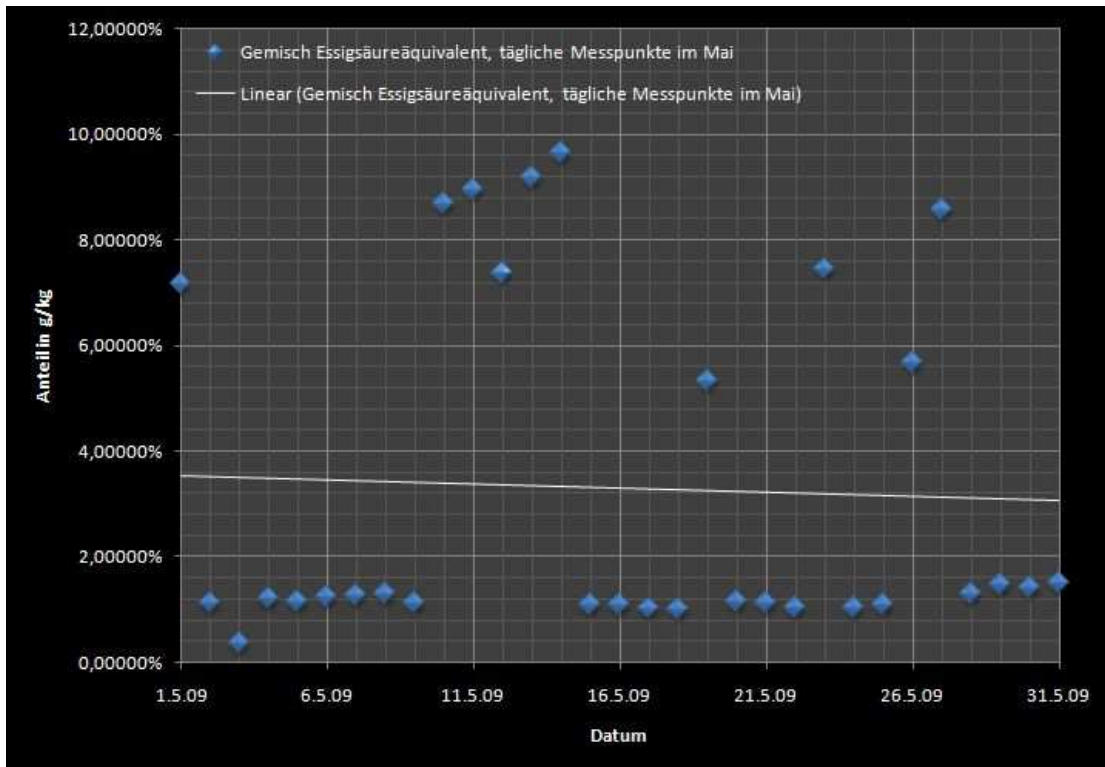


Abbildung 27: Essigsäureäquivalente Input-Gemisch Monat Mai, tägliche Messpunkte System TENIRS [eigene Darstellung]

4.1.2 Messtechnikeinsatz in der BGA Graben/Lechfeld

Der Messtechnikeinsatz auf der Biogasanlage in Graben verschob sich aufgrund vierwöchiger Lieferverzögerungen der Firma TENIRS. Nach der ersten Untersuchungsperiode auf der Biogasanlage in Neuburg konnte mit dem Umzug nach Graben erst mit Fertigstellung des neuen Vorlagemischbehälters auf der BGA Lechfeld gestartet werden. Der komplette Ersatz des ursprünglichen Feststoffmischers und Dosierers wurde aufgrund des hohen mechanischen Verschleißes in Verbindung mit dem chemischen Angriff bereits nach einer Betriebszeit von nur neun Monaten fällig. In den ursprünglichen Vorlagemischer konnte aufgrund des mehrfach durchgeführten Aufpanzerns mit zusätzlichen Stahlplatten im Inneren des Mixers kein Messkopf mehr vorschriftsmäßig eingebaut werden.

4.1.2.1 Einbindung in Leitungsebenen

Im Unterschied zur BGA Neuburg musste der Input-Sensor nicht in der flüssigen Phase, sondern in der gemischten Silage- und Getreideration messen. Zur Einpassung des Messkopfes wurde eine Spezialausführung für den Revisionsdeckel (siehe *Abbildung 28*) angefertigt werden.

4.1.2.2 Installierte Messstellen

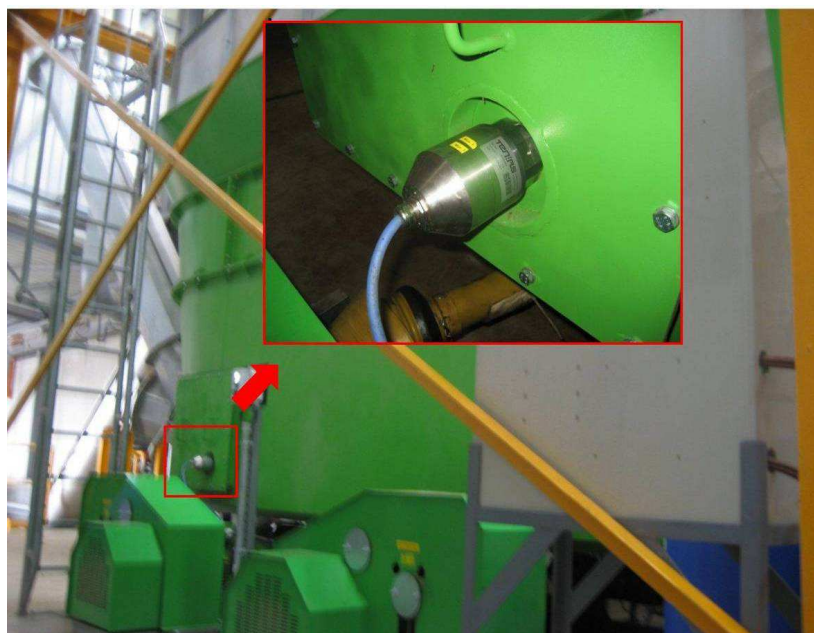


Abbildung 28: Messstelle im Vorlagemischer BGA Graben/Lechfeld [eigene Darstellung]

Für die Vermessung des Fermenterabzugs konnte in Zusammenarbeit mit der ibk Bioanalytik GmbH ein ca. 60cm langes Rohrstück kostengünstig eingebaut werden, in welchem beide Messsysteme Platz gefunden hatten (siehe *Abbildung 28*) und danach für Vergleichsmessungen zur Verfügung standen.



Abbildung 29: Installierter Messkopf im Abzug des Fermenters [eigene Darstellung]

Oben gezeigter Messkopf wurde zwischen Macerator und Exzentrerschneckenpumpe eingebaut (siehe *Abbildung 27*.) Dies stellt eine möglichst hohe Homogenität für die nachgeordnete Vermessung sicher. Die zentrale Auswerteeinheit konnte aufgrund der maximal zur Verfügung stehenden Lichtwellenleiterlänge von 50 m in der Vorlagehalle der Biogasanlage angebracht werden (siehe *Abbildung 28*). Abschließend wurde Fermenter I in der Vorlage und im Abzug gemessen. Dadurch war eine Bilanzierung des Inhalts von Fermenters I möglich. Zusätzlich zu den bereits eingebauten Sensoren wurde momentan ein zusätzlicher „Offline-Sensor“ eingesetzt. Mit diesem wurden die frisch angelieferten Silagen vermessen. Hierdurch sollten Aussagen zu den Lagerverlusten, hervorgerufen durch das Logistikkonzept, auf der Anlage möglich sein.



Abbildung 30: Auswerteeinheit mit Box für den „Offline – Messkopf“ [eigene Darstellung]



4.1.3 Messungen und Referenzproben Nahinfrarotspektroskopie System TENIRS

Der Start für die Messungen mit dem TENIRS Messgerät in Graben/Lechfeld, begann am 28.09.2009. Für erste detaillierte Betrachtungen der Messergebnisse wurde ein Messzeitraum von sechs Wochen gewählt. Dieser fand von Beginn der Messungen bis einschließlich den 08.11.09 statt. Dieser Zeitraum wurde so gewählt, weil die Exzentrerschneckenpumpe, die direkt im Anschluss an das Messgerät verbaut ist, nachfolgend technische Probleme aufwies und dadurch weitere ordnungsgemäße Messungen nicht mehrmöglich waren. Aufgrund von Problemen im Fermentationsprozess des Fermenters 1, musste dieser heruntergefahren und neu angefahren werden. Dadurch war eine neue Kalibrierung des Messgerätes mit neuer paralleler Probennahme erforderlich. Aufgrund der Insolvenz der Firma TENIRS GmbH, konnte dies jedoch nicht mehr stattfinden. Deshalb waren auch in dem nachfolgenden Zeitraum keine Messungen mehr durchzuführen.

Das TENIRS Messsystem ist so eingerichtet, dass die beiden Messköpfe an der Messstelle "Fütterung" und an der Messstelle "Fermenter1" kontinuierlich im Minutentakt eine Messung verrichten. Das erfasste Volumen beträgt durch die technischen Grenzen maximal 340 mm³ pro Messung. Da das zu messende Medium aber nicht kontinuierlich in Bewegung ist, müssen die redundanten bzw. ungültigen Messergebnisse aussortiert werden. Dies geschieht mittels einer digitalen Filtereinrichtung. Bei stehendem Medium wird ständig das gleiche Messergebnis erzielt, außer beim Wassergehalt. Aufgrund der Wärme, die von der Glühlampe der Messköpfe ausgeht, sinkt der Wassergehalt kontinuierlich. Dies macht sich der Filter zu Nutzen, um diese Werte auszusortieren. Das Messergebnis wird direkt an der Zentraleinheit bzw. in der Schaltzentrale angezeigt. Die Messungen werden dann intern zu stündlichen Mittelwerten verrechnet. Anhand einer grafischen Ausgabe sind dann die Tendenzen der jeweiligen Parameter erkennbar. Folgende Parameter hat das TENIRS Messsystem an der Messstelle "Fütterung" bestimmt:

- TS und oTS sowie
- ADF und NDF

An der Messstelle "Fermenter 1" wurden die flüchtigen organischen Säuren sowie der TS- und oTS-Gehalt bestimmt:



- Essigsäure,
- Propionsäure,
- Buttersäure,
- iso-Buttersäure,
- Valeriansäure,
- iso-Valeriansäure,
- Essigsäureäquivalent, sowie
- TS und oTS.



4.1.3.1 Referenzproben TENIRS

Wie bereits im Abschnitt Kalibrierung und Schätzmodelle beschrieben, mussten für die Kalibrierung des TENIRS Messsystems, Referenzproben gezogen werden. Diese wurden zusätzlich zum normalen Messprogramm der BGA Graben/Lechfeld erfasst. Hierfür wurden zwei Mal wöchentlich Substratproben an den beiden Messstellen parallel zur NIRS-Datenerfassung gezogen. Diese Proben wurden in Flaschen mit ca. 0,5 l luftdicht versiegelt und zur AGROLAB Labor GmbH zur Analyse geschickt. Während der Probeentnahme wurde die Messfrequenz auf 10 s herabgesetzt, um genug Referenzspektren für die jeweilige Substratprobe zu erhalten. Die gezogene Probe wurde mit einem Barcode-Etikett versehen und der Barcode an der Zentraleinheit eingescannt. Dies ermöglicht nachträglich die resultierenden Laborwerte der Probe, den Referenzspektren zuzuordnen zu können.

Die Probeentnahme erfolgte während insgesamt sechs Wochen, wodurch dann letztendlich zwölf Referenzproben je Messstelle zur Verfügung standen. Die Analyse der Proben war unterschiedlich. Je nach Messstelle wurden sie den entsprechend benötigten Parametern nach geprüft.

Nach Beendigung der Probennahme und Vorliegen der Ergebnisse wurde das Messgerät von der TENIRS GmbH abschließend kalibriert. Erst ab diesem Zeitpunkt lieferte das TENIRS Messsystem fortan tatsächliche Messwerte, allerdings rückwirkend seit Beginn der Messungen mit dem Messsystem. Somit ließen sich auch die bereits erfassten Spektren nachträglich auswerten.

Die Abbildung 31 stellt die erfassten Werte für ADF und NDF dar. In der Abbildung 32 sind die Ergebnisse für die Trockensubstanz- und organische Trockensubstanzgehalte für die Messstelle „Fütterung“ abgebildet. Die TENIRS Messungen stützen sich auf diese Werte.

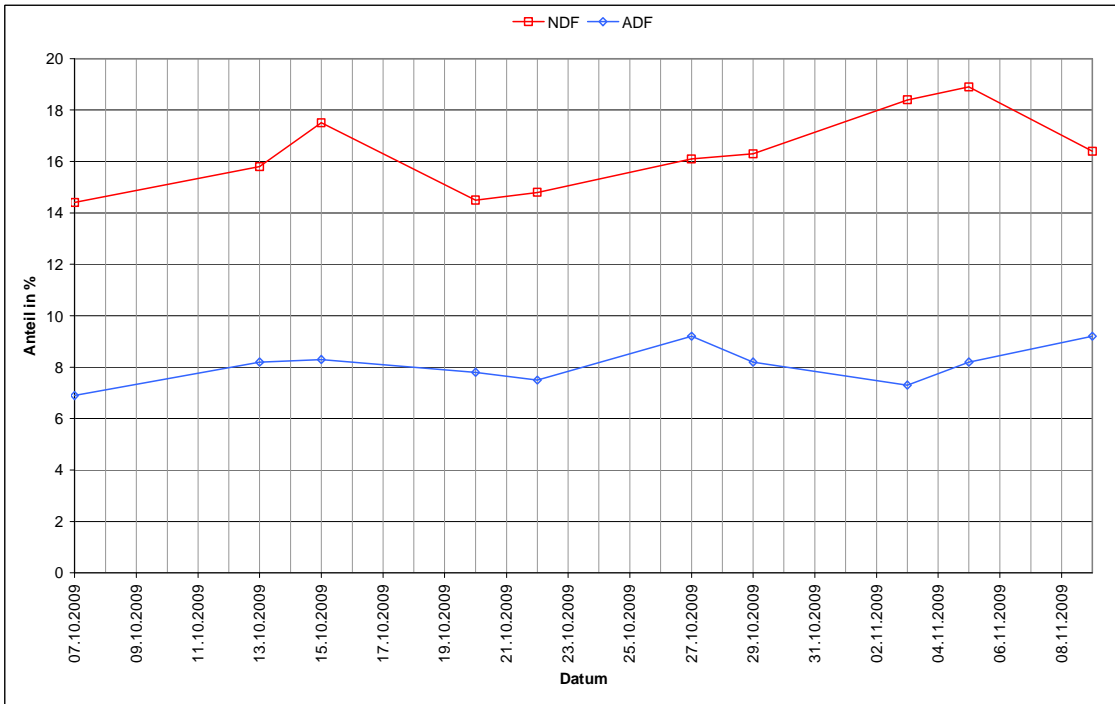


Abbildung 31: Ergebnisse der Laboranalysen für ADF und NDF Messstelle „Fütterung“ [AGRO-LAB Labor GmbH]

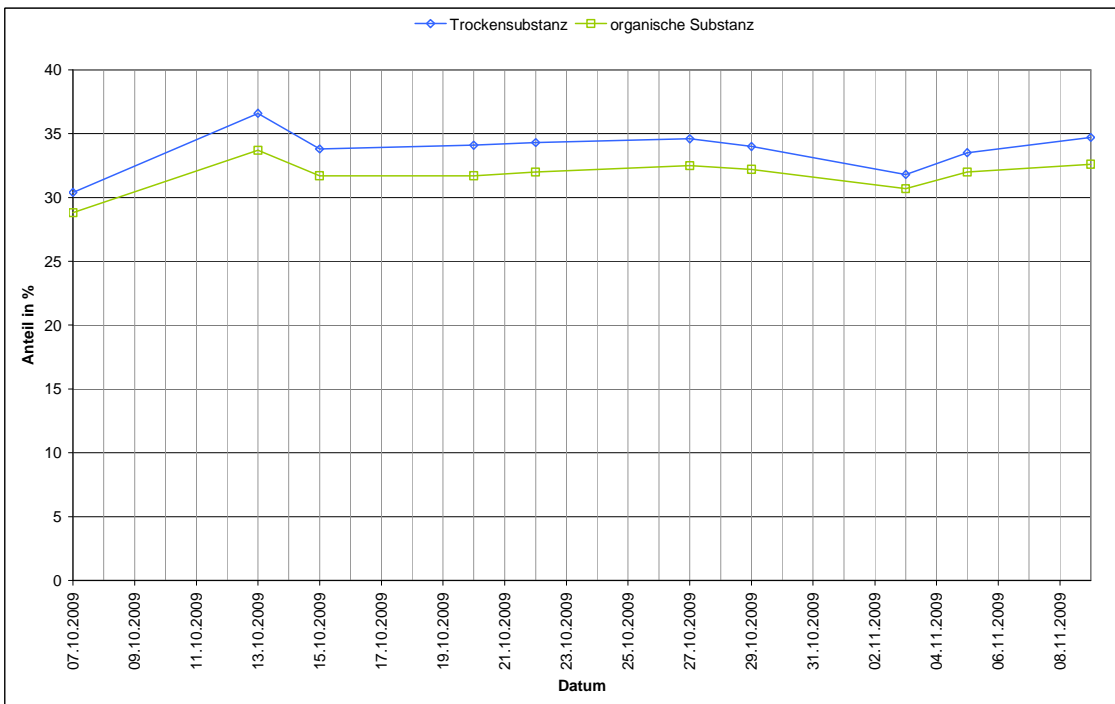


Abbildung 32: Ergebnisse der Laboranalysen für TS und oTS Messstelle „Fütterung“ [AGROLAB Labor GmbH]

In der Abbildung 33 sieht man die Werte für TS und oTS an der Messstelle „Fermenter 1“, sowie in Abbildung 34 die Werte für die flüchtigen organischen Säuren und das Essigsäureäquivalent.

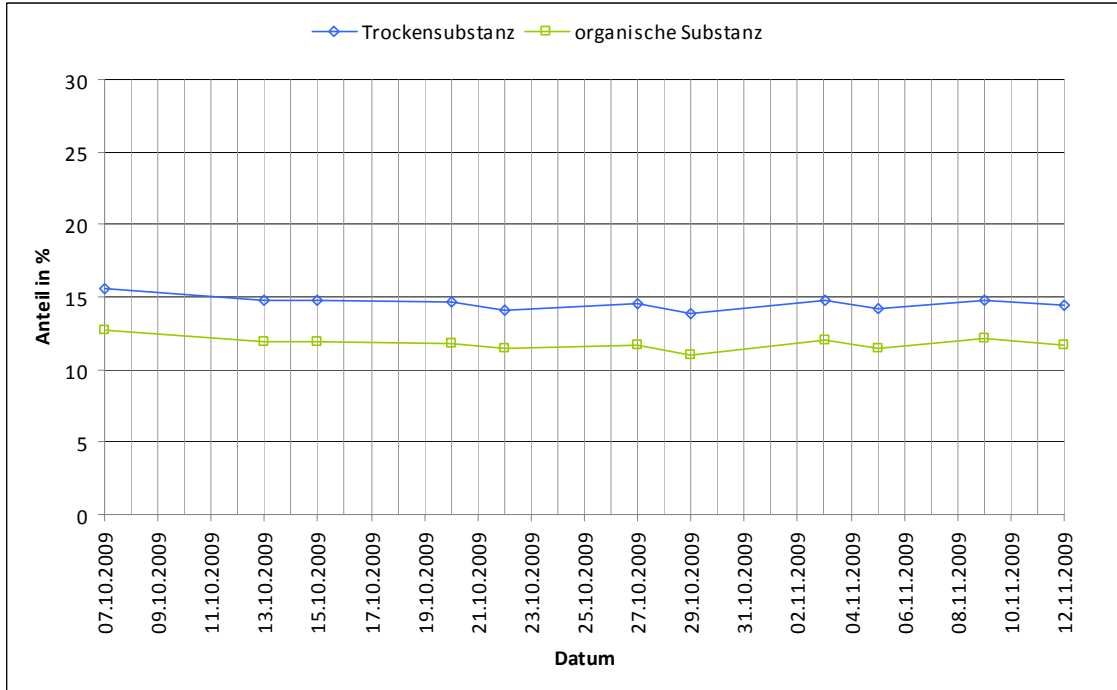


Abbildung 33: Ergebnisse der Laboranalysen für TS und oTS Messstelle „Fermenter 1“ [AGRO-LAB Labor GmbH]

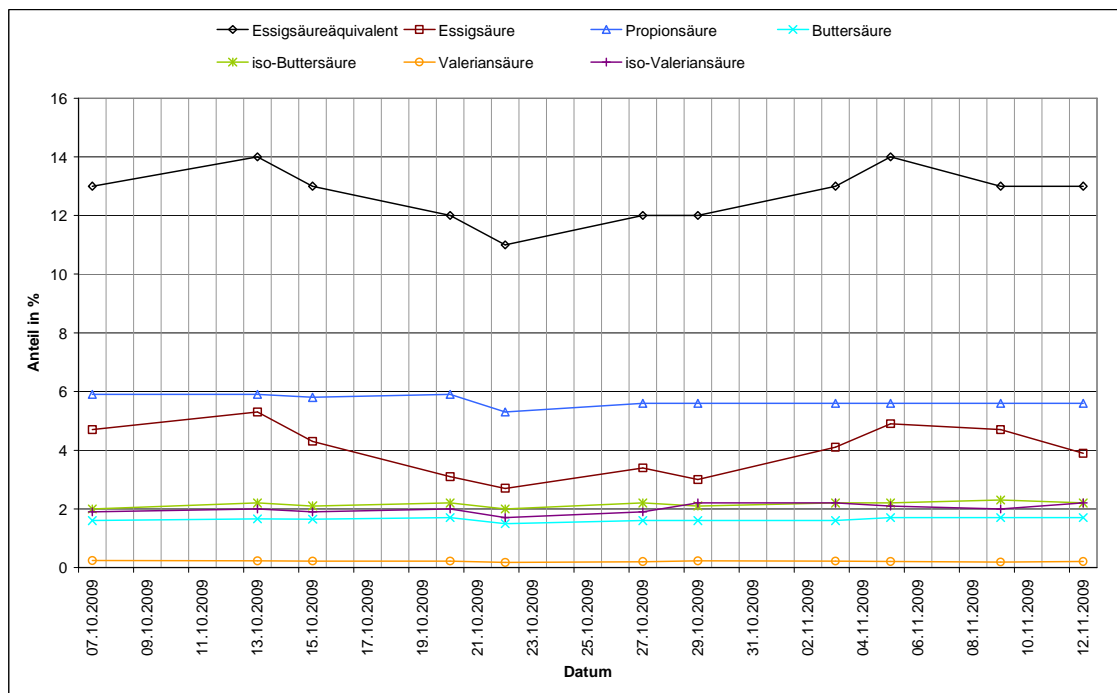


Abbildung 34: Ergebnisse der Laboranalysen für die FOS an „Fermenter1“ [AGROLAB Labor GmbH]

4.1.3.2 Ergebnisse TENIRS - Messsystem

Die folgenden Ergebnisse der TENIRS Messungen sind sämtlich in Tagesmittelwerten abgebildet. Die Messungen der Inputsubstrate am Vorlagenmischbehälter, an der Messstelle "Fütterung", die mit einem der beiden TENIRS Messköpfe erfolgte, wurden durchgeführt um Rückschlüsse auf die Qualität der eingesetzten Substrate zu erhalten, da die verwendeten Gras- bzw. Maissilagen der unterschiedlichen Lieferanten nicht immer die gleichen Eigenschaften aufwiesen. Die Kontrolle und Dokumentation der Substrate, ermöglicht damit direkt Einfluss auf die Biologie im Fermenter nehmen zu können. In der Abbildung 35 sind die gemessenen TS- und oTS-Gehalte prozentual zu sehen. Sie unterliegen, je nach Substrat, ständigen Schwankungen, wobei sie voneinander abhängig sind.

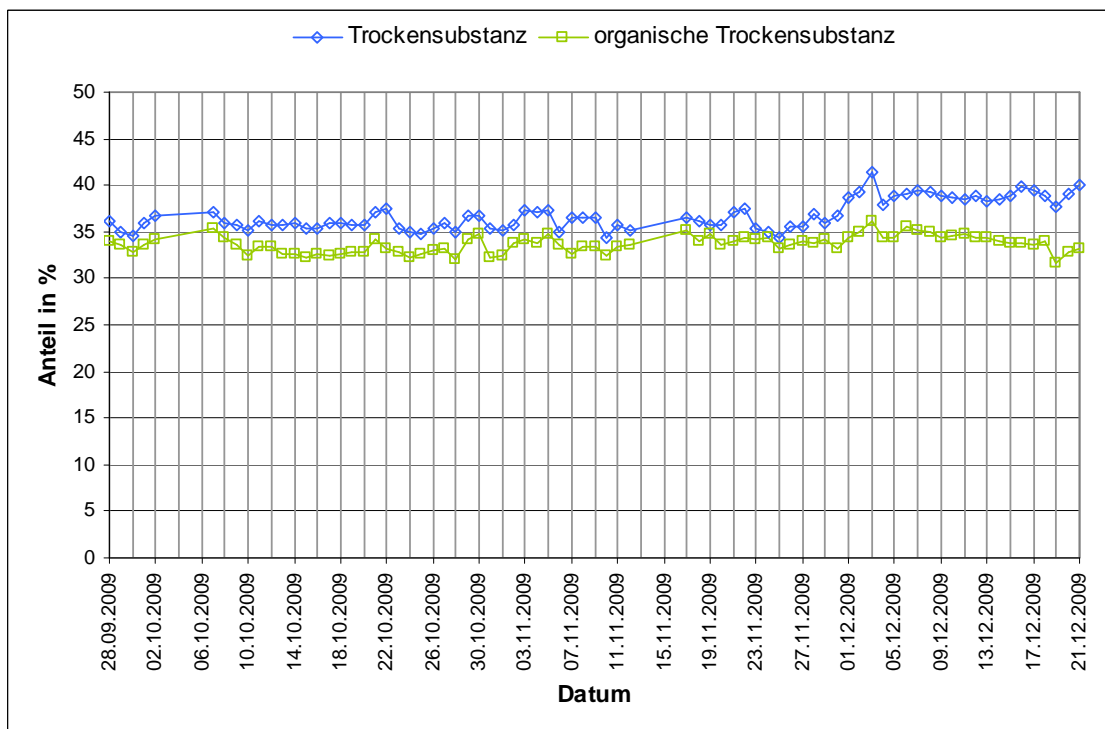


Abbildung 35: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fütterung" [TENIRS-Messungen]

Zwischen dem 03.10.09 und 06.10.09 sowie dem 13.10.09 und 16.10.09 sind keine Messdaten vorhanden, weil an dem Vorlagenmischbehälter bzw. dem Grasbunker Wartungsarbeiten durchgeführt wurden. Dies erklärt die Lücken in den Abbildungen 35 und 36 für diesen Zeitraum. Die Abbildung 36 zeigt den gemessenen Anteil von ADF und NDF der Substrate in dem Vorlagenmischbehälter. Sie zeigen den Anteil an bedeuten-

den Strukturkohlenhydraten auf. Daran ist erkennbar, ob die verwendeten Substrate mehr oder weniger gut im Fermenter abbaubar sind.

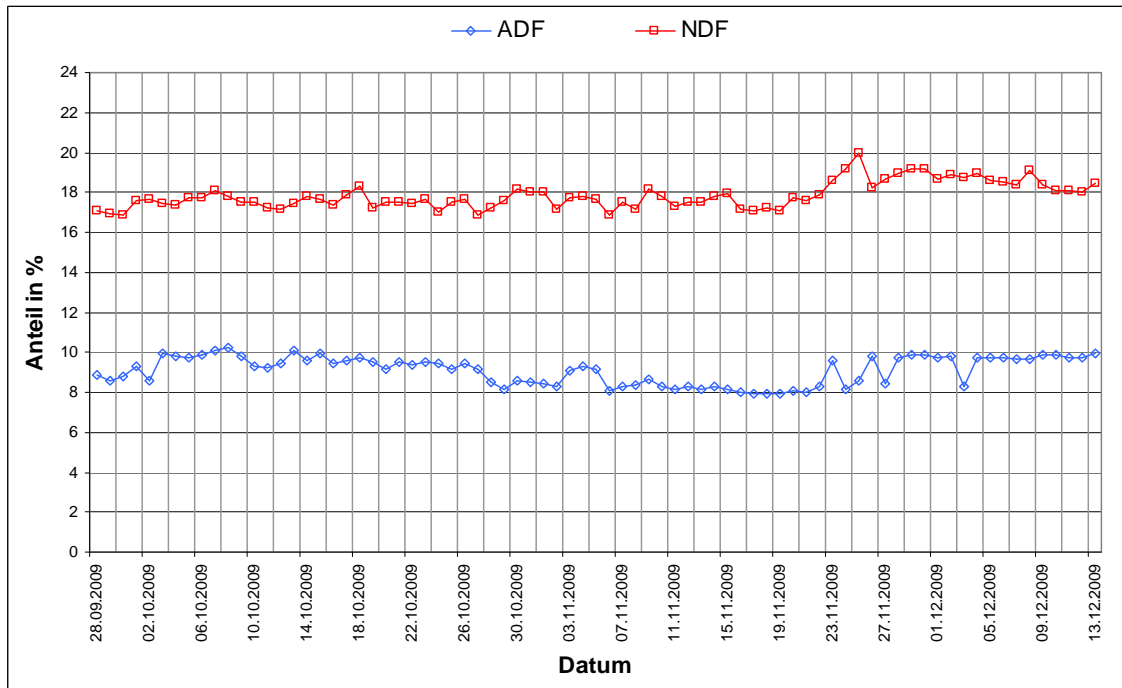


Abbildung 36: ADF und NDF an der Messstelle "Fütterung" [TENIRS-Messungen]

Wie bereits an der Messstelle "Fütterung" wurden auch an der Messstelle "Fermenter 1", mit dem zweiten TENIRS-Messkopf, der TS- und der oTS-Gehalt erfasst. In der Abbildung 37 ist zu erkennen, wie stark diese im Vergleich zu den erfassten Werten bei der Fütterung, in Bezug zu der Verweilzeit, gesunken sind. Hieraus lassen sich Rückschlüsse auf den Abbaugrad der Substrate ziehen.

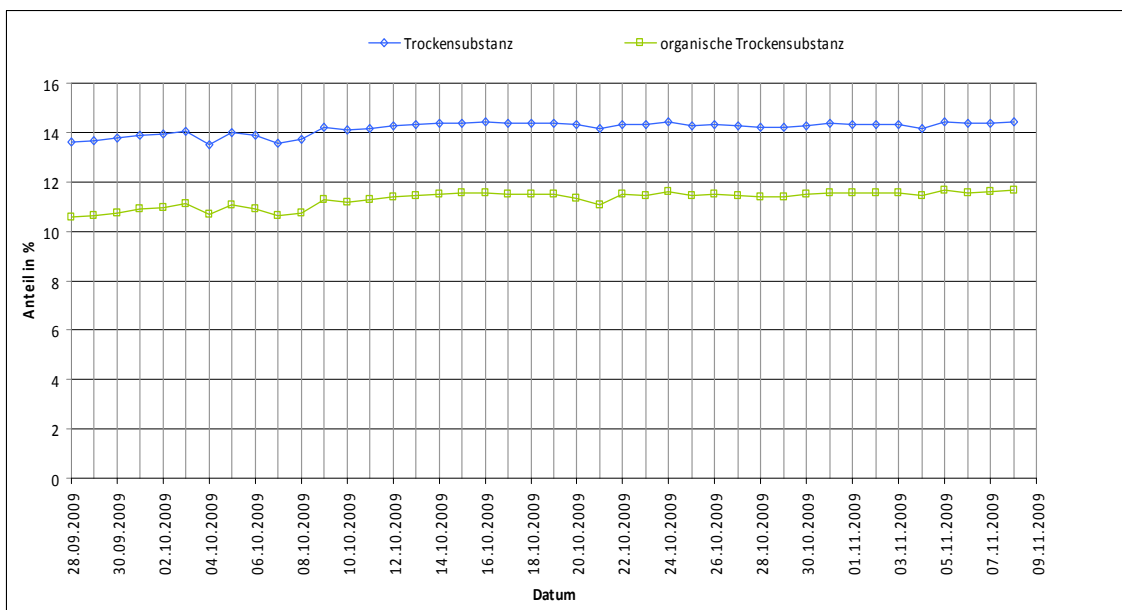


Abbildung 37: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fermenter 1" [TENIRS-Messungen]

Außer den TS- und oTS-Gehalten wurden mit dem TENIRS-Messkopf an der Messstelle "Fermenter1" die flüchtigen organischen Säuren, sowie das Essigsäureäquivalent bestimmt (Abbildung 38). Ziel ist es über die jeweiligen Mengen bzw. mit Hilfe der Verhältnisse bestimmter Säurekonzentrationen zueinander, die biologischen Abbauprozesse beurteilen zu beurteilen.

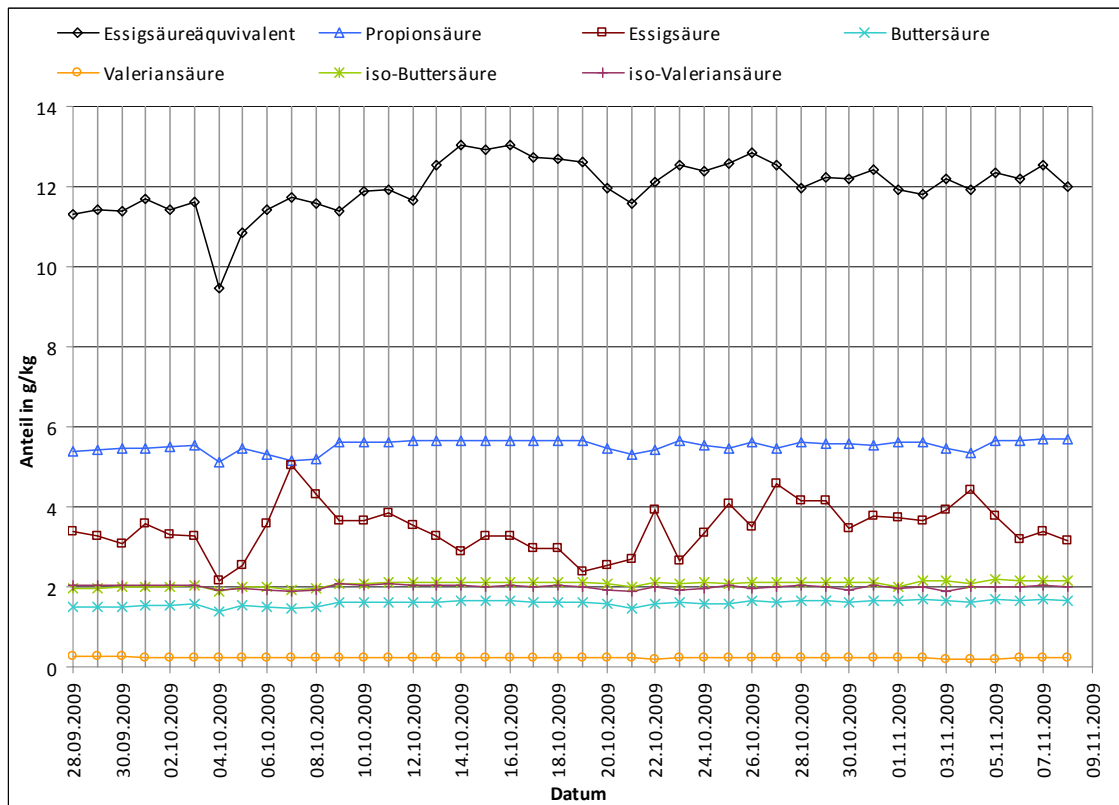


Abbildung 38: Flüchtige organische Säuren (FOS) an der Messstelle "Fermenter 1" [TENIRS-Messungen]

Wenn man die graphisch Darstellungen der Messungen des TENIRS-Messsystems mit denen der Laboranalyse vergleicht, fällt auf dass die absoluten täglichen Einzelwerte nicht identisch sind. Sie weicht teilweise ab, obwohl das Messsystem anhand dieser Werte kalibriert worden ist. Dies ist damit zu erklären, dass es sich bei den Labormessungen um Einzelproben handelt, jedoch bei dem TENIRS-System um eine Tagesmittelwertbildung. Dies geschieht anhand von mehreren Proben, die von dem System im Minutentakt erfasst werden. Dadurch wird die Heterogenität des Gemisches deutlich.

Anhand der Richtwerte der Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (siehe Tabelle 9) und den mit dem TENIRS Messsystem bestimmten Messwerten aus der Abbildung 38, lässt sich der Zustand der Fermenterbiologie beurteilen.



Tabelle 9: Organische Säuren und ihre Richtwerte [2-19]

Parameter	Definition	Eignung als Indikator	Richtwert im Fermenter
Flüchtige organische Säuren (FOS)	Gesamtkonzentration der Isomere der flüchtigen organischen Säuren (FOS), meist Essigsäure bis Valeriansäure	für sich alleine eingeschränkt, ein erhöhtes Niveau ist nicht zwangsläufig Indikator für eine Hemmung des Abbauprozesses	< 4000 mg/l
Essigsäure	Konzentration an Essigsäure	gut, kann eine Hemmung der Methanbildung anzeigen	< 3000 mg/l
Propionsäure	Konzentration an Propionsäure	gut, kann eine Hemmung der Acetogenese anzeigen	< 1000 mg/l
Verhältnis Essigsäure zu Propionsäure	Quotient der molaren Konzentrationen an Essigsäure und Propionsäure	gut	< 2:1
Buttersäure, Valeriansäure	Konzentration der Butter- und Valeriansäure-Isomeren	gut, schon geringe Konzentrationen der iso-formen zeigen i. a. eine Hemmung der Acetogenese an	möglichst abwesend
FOS/TAC	Verhältnis der Gesamtkonzentration an flüchtigen Fettsäuren zur Pufferkapazität als Maß für die Versäuerungsgefahr	gut bei reiner Vergärung nachwachsender Rohstoff, aber anlagenspezifisch, daher Trend beachten	< 0,8

Sowohl das Essigsäureäquivalent, das die Gesamtkonzentration der FOS repräsentiert, als auch die einzelnen Säuren, wie z. B. Essigsäure und Propionsäure, überschreiten die vorgegebenen Richtwerte deutlich. Des Weiteren ist klar erkennbar, dass das vorgegebene Verhältnis von Essigsäure zu Propionsäure (Richtwert: <2:1) ebenfalls deutlich überschritten wurde. Außerdem ist zu sehen, dass relativ hohe Konzentrationen, von schwer abbaubarer Valerian-, Butter-, Isobutter- und Isovaleriansäure vorhanden sind. Daraus lässt sich i. A. eine Hemmung der Acetogenese erkennen.



4.1.3.3 Modellstatistik TENIRS

In der Tabelle 10 ist die Modellstatistik für die bisherigen Messungen des TENIRS Messsystems zu sehen. Die Leistungsparameter geben Aufschluss über die Güte der Kalibrierung sowie über die Güte der Vorhersagen.

Tabelle 10: TENIRS-Modellstatistik Februar 2010 [Quelle: TENIRS]

Kanal	Parameter	RMSEP	RMSEC	Range/SEP	RPD	numsam
Fütterung	ADF	0,660539	0,516616503	12,31651607	2,736074046	106
Fütterung	NDF	1,12857	0,916970663	11,39611684	2,642778897	103
Fütterung	OTS	1,72928	1,240650335	19,56635965	3,070539078	150
Fütterung	TS	1,56676	1,019118962	22,06122265	3,590513143	152
Fermenter-1	Buttersäure	0,115067	0,075787818	14,79710589	6,199093945	69
Fermenter-1	Essigsäure	0,434683	0,121280275	17,77549901	3,431172084	192
Fermenter-1	Essigsäureäq.	0,658383	0,381826439	22,6225529	7,244543054	146
Fermenter-1	ISO-Buttersäure	0,0931989	0,070505229	23,47531151	10,14289779	50
Fermenter-1	ISO-Valeriansäure	0,146427	0,084024457	15,29975379	5,828776805	54
Fermenter-1	OTS	0,461284	0,197001585	23,5039015	5,204453755	163
Fermenter-1	Propionsäure	0,334619	0,191995238	19,91348585	6,927687766	95
Fermenter-1	TS	0,484817	0,251417057	23,82497955	5,677221583	172
Fermenter-1	Valeriansäure	0,0174504	0,007813392	18,50434448	4,04436346	46

Als repräsentatives Maß für den Methodenfehler gilt u. a. der RMSEP, der sowohl den systematischen als auch den zufälligen Fehleranteil enthält. Er gibt die Abweichung des vorhergesagten Wertes zum Referenzwert im Stadium der Vorhersage oder Validierung an. Die Eignung dieser Werte wurde durch interne Kreuzvalidierung überprüft. Der RMSEP bzw. RMSEC hat jeweils dieselbe Einheit wie der jeweils bestimmte Parameter. Wie in Abbildung 38 zu sehen ist, sind die abgebildeten Messwerte der flüchtigen organischen Säuren in g/kg angegeben. Für diese Parameter hat der RMSEP ebenfalls die Einheit g/kg. Bei dem Essigsäureäquivalent beispielsweise, welches im Bereich zwischen 9 und 13 g/kg liegt, ist der Modellfehler (RMSEP) 0,43 g/kg. Bei den TS- und oTS-Gehalten sowie auch der ADF/NDF werden die RMSEP ebenso wie die Parameter selbst in Prozent angegeben. Z. B. hat der oTS-Gehalt aus Abbildung 37, dessen Messergebnisse im Bereich von 10 bis 12 % liegen, einen RMSEP von 0,46 %.

Der Quotient Range/SEP gibt das Verhältnis der Spannweite zu dem Standardfehler der Vorhersage (SEP) an. Der SEP berechnet sich als Standardabweichung aller NIRS-Schätzwerte von den Referenzwerten der Validierproben. [25]

Einen Leistungsvergleich verschiedener Methoden unabhängig von der betreffenden Maßeinheit ermöglicht der RPD, durch Quotientenbildung aus der Standardabweichung



der Referenzwerte der Validationsproben und dem Standardfehler der Vorhersage. Die durch WILLIAMS [1-20] herangezogene Bewertung der Leistungsfähigkeit entwickelter Kalibrierung für landwirtschaftliche Produkte anhand der RPD Werte ist in Tabelle 11 aufgeführt:

Tabelle 11: Charakterisierung der Leistungsfähigkeit anhand von RPD Werten [26]

RPD	Vorhersageleistung	Anwendungsbereich
0,0 - 2,3	ungenügend	nicht zu empfehlen
2,4 - 3,0	schlecht	grobes Screening
3,1 - 4,9	zufrieden stellend	Screening
5,0 - 6,4	gut	Qualitätskontrolle
6,5 - 8,0	sehr gut	Prozesskontrolle
über 8,1	exzellent	jegliche Anwendung

Aus den RPD-Werten, an der Messstelle "Fütterung", für die Parameter ADF und NDF lässt sich schließen, dass die Vorhersageleistungen nur schlecht bzw. zufriedenstellend sind. Sie erlauben lediglich ein grobes Screening der Parameter. Für die Parameter Essigsäure und Valeriansäure an der Messstelle "Fermenter 1" gilt, dass sie bereits für Screening und nicht nur für grobes Screening geeignet sind. Das bedeutet, dass die Vorhersagen für Aussagen über den Trend geeignet sind. Die RPD-Werte liegen im Bereich zwischen 3,1 und 4,9, für die laut WILLIAMS [1-20] eine zufriedenstellende Vorhersageleistung vorliegt und diese zum Screening geeignet sind. Eine Prozesskontrolle wird bisher im Anwendungsbereich Biogas meist über Screening / Trendauswertung durchgeführt. Der TS- und oTS-Gehalt an dieser Messstelle ist bereits zur Qualitätskontrolle geeignet. Die RPD-Werte liegen im Bereich von 5,0 - 6,4 und besitzen eine gute Vorhersageleistung. Die Parameter Propionsäure, Buttersäure und allen voran Essigsäure-äquivalent haben eine sehr gute Vorhersageleistung, da die RPD-Werte im Bereich zwischen 6,5 und 8,0 liegen. Sie sind daher sogar zur Prozesskontrolle geeignet.



4.1.4 Messungen und Referenzproben Nahinfrarotspektroskopie System MUT

Wie bereits erwähnt, konnten aufgrund der Insolvenz der Firma TENIRS ab Dezember 2009 keine weiteren Messungen mit dem TENIRS-System mehr erfolgen, da die Betreuung und Erstellung der Schätzfunktionen damit beendet war. Durch die Übernahme der Firma TENIRS GmbH durch die Firma m-u-t AG (die bereits vorher die Messköpfe für das TENIRS-System hergestellt hatte) konnten dann wieder die Messungen aufgenommen werden. Die Integration der bisherigen Software in das neue Unternehmen zog sich über ein Jahr hin, so dass erst wieder ab Mai 2011 mit den Messungen begonnen werden konnte. Der zweite Messzeitraum wurde aufgrund des Projektabschlusses vom 09.05.2011 bis zum 18.06.2011 gelegt.

Da an der Hardware keinerlei Veränderungen stattfanden, wurden die gleichen Messstellen wie auch bei der TENIRS GmbH verwendet. Die gewählten Parameter wichen jedoch ab. Diese Änderung erfolgte aufgrund gemeinschaftlicher Absprache, inklusive einer neuen vertraglichen Regelung, mit der m-u-t AG. Weshalb die Wahl der Parameter anders ausfiel, wird im folgenden Kapitel genauer betrachtet.

An den Messstellen wurden grundsätzlich die flüchtigen organischen Säuren sowie der TS- und oTS-Gehalt bestimmt:

- Essigsäure,
- Propionsäure,
- Buttersäure,
- iso-Buttersäure
- Valeriansäure
- iso-Valeriansäure,
- Essigsäureäquivalent, sowie
- TS und oTS.



4.1.4.1 Referenzproben m-u-t GmbH

Wie auch bei der ersten Versuchsreihe wurden Proben gezogen, anhand welcher das Messgerät kalibriert werden konnte. Hierbei handelte es sich um die beiden gleichen Messstellen „Fermenter1“ sowie „Fütterung“ wie in der vorangehenden Messreihe mit Auswertung durch die Fa. TENIRS. Zusätzlich wurden noch jeweils eine Probe Grassilage sowie auch ein Probe Maissilage gezogen und mit dem „Offline-Messkopf“ des NIRS-Systems erfasst. Dieser zusätzliche Aufwand war notwendig, da die Firma m-u-t nicht dieselbe umfangreiche Datengrundlage besitzt, wie dies bei der Firma TENIRS der Fall war. Da die Biogasanlage in Graben/Lechfeld hauptsächlich mit den Substraten Grassilage und Maissilage gefahren wird, konnten mit Hilfe dieser zusätzlichen Proben bessere Kalibrationen für die Fütterung erstellt werden. Der Anteil der restlichen eingesetzten Substrate, wie z. B. Roggen-GPS oder auch Getreide, ist sehr begrenzt und wird nur zu einem geringen und unregelmäßigen Anteil eingesetzt. Daher können diese bei der weiteren Betrachtung außer Acht gelassen werden.

Ab dem 09.05.2011 wurden hierfür drei Mal wöchentlich, über einen Zeitraum von sechs Wochen, Proben von den vier Messstellen gezogen und mit dem TENIRS-System erfasst. Dadurch ergaben sich 18 Proben zu jeder Messstelle. Der Anlagenbetreiber der Biogasanlage Graben/Lechfeld lässt seine wöchentlichen Proben vom Labor für Umweltschutz und chemische Analytik Dipl. Ing. (FH) Dieter Immekus analysieren. Da für eventuell anfallende Nachkalibrierungen weitere Proben benötigt werden, wurde nun dieses Labor auch für die Referenzproben ausgewählt. Dies war nötig um unter Umständen auftretende Abweichungen, aufgrund der unterschiedlichen Vorgehensweise, bei der Probenlagerung, -aufbereitung und -analyse in den jeweiligen Laboren zu vermeiden.

In den folgenden Abbildungen sind die Verläufe der Gehalte an organischen Säuren sowie die TS-Gehalte und oTS-Gehalte in den an der jeweiligen Messstelle gezogenen Parallelproben dargestellt.

In der Abbildung 39 ist der Verlauf der flüchtigen organischen Säuren, sowie in der Abbildung 40 der Verlauf der TS- und oTS-Gehalte der eingesetzten Maissilagen dargestellt.

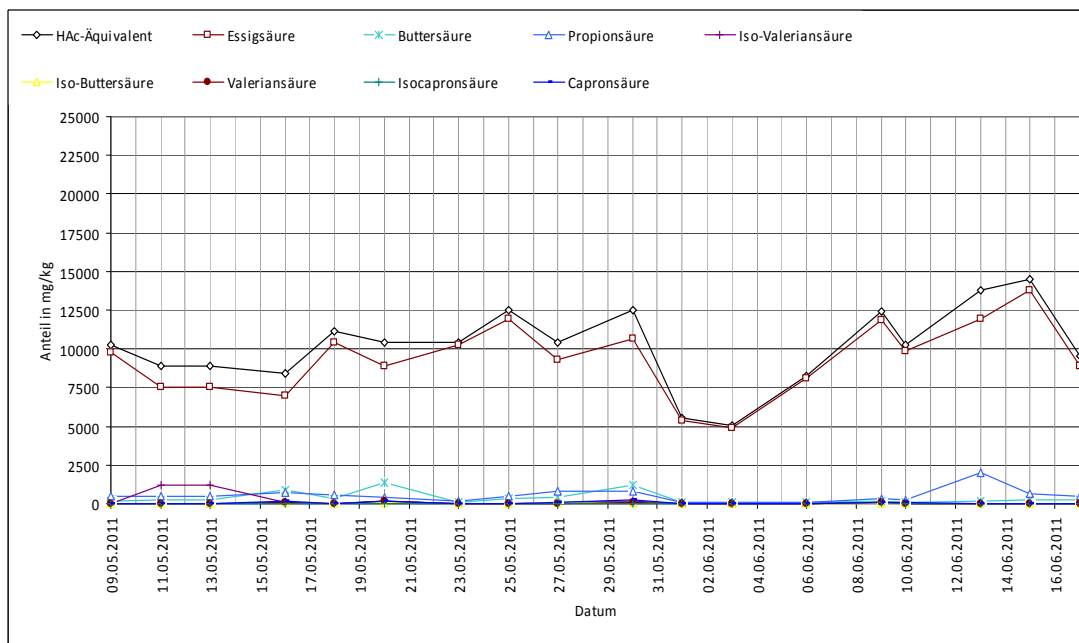


Abbildung 39: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Maissilage [Labor Immekus]

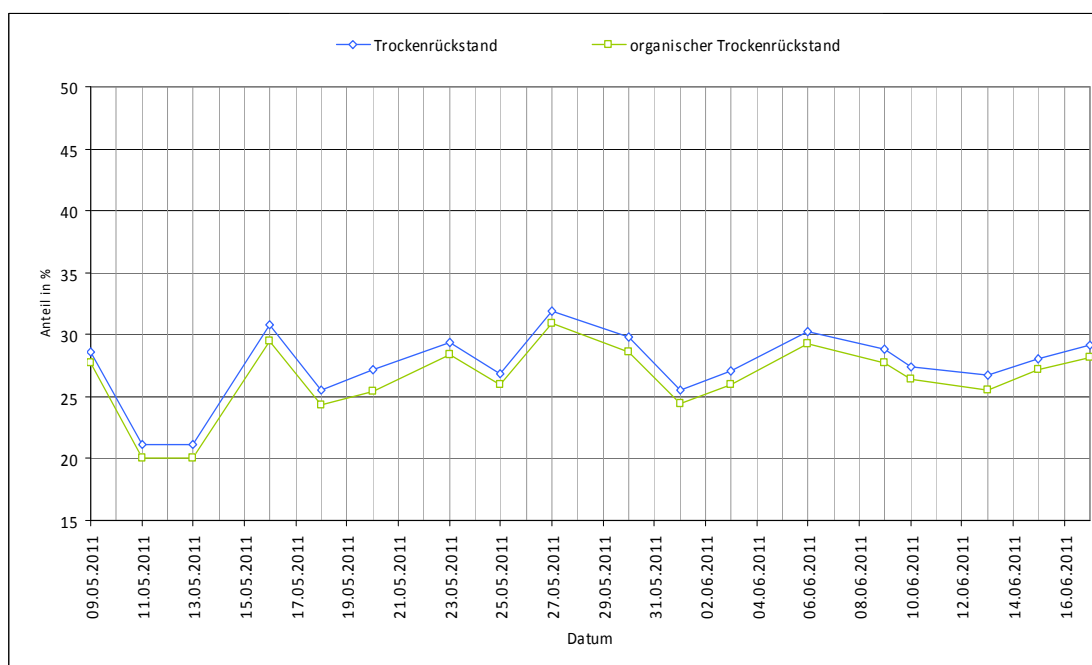


Abbildung 40: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Maissilage [Labor Immekus]

In der Abbildung 41 ist der Verlauf der flüchtigen organischen Säuren, sowie in der Abbildung 42 der Verlauf der TS- und oTS-Gehalte der eingesetzten Grassilage dargestellt.

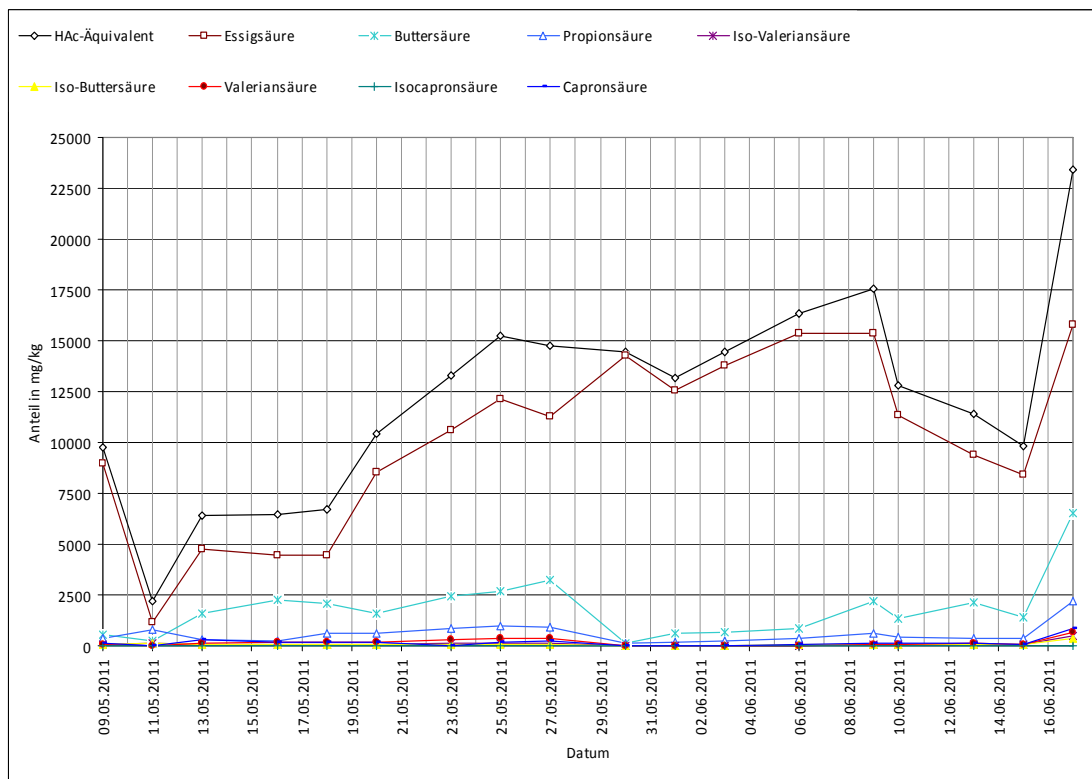


Abbildung 41: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Grassilage [Labor Immekus]

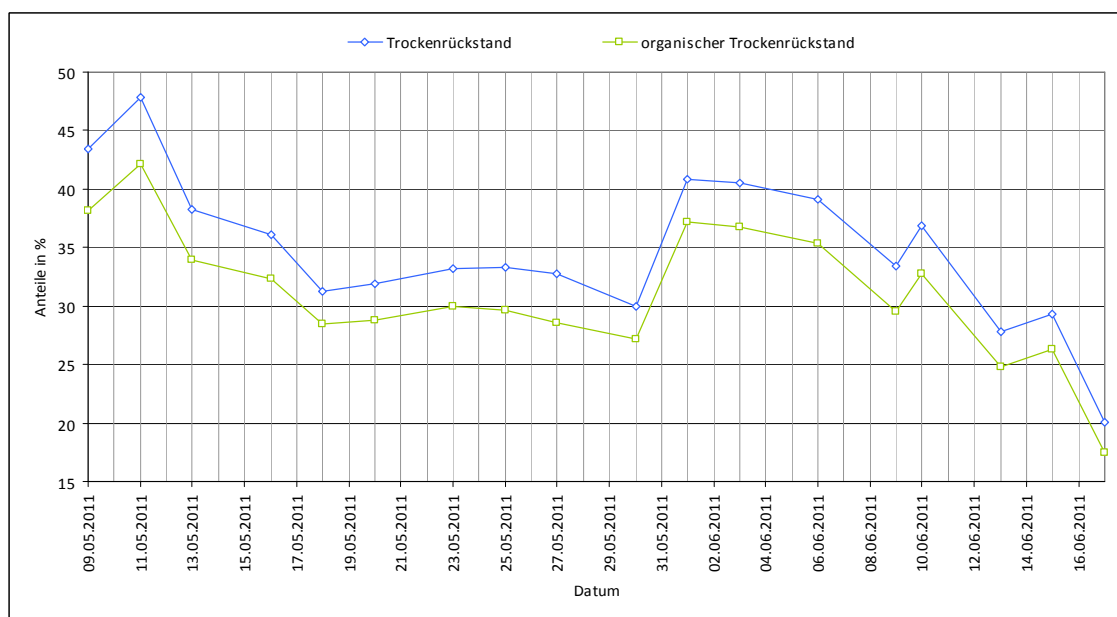


Abbildung 42: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Grassilage [Labor Immekus]

In der Abbildung 43 ist der Verlauf der flüchtigen organischen Säuren, sowie in der Abbildung 44 der Verlauf der TS- und oTS-Gehalte des eingesetzten Substrates im Vorlagebehälter an der Messstelle „Fütterung“ dargestellt.

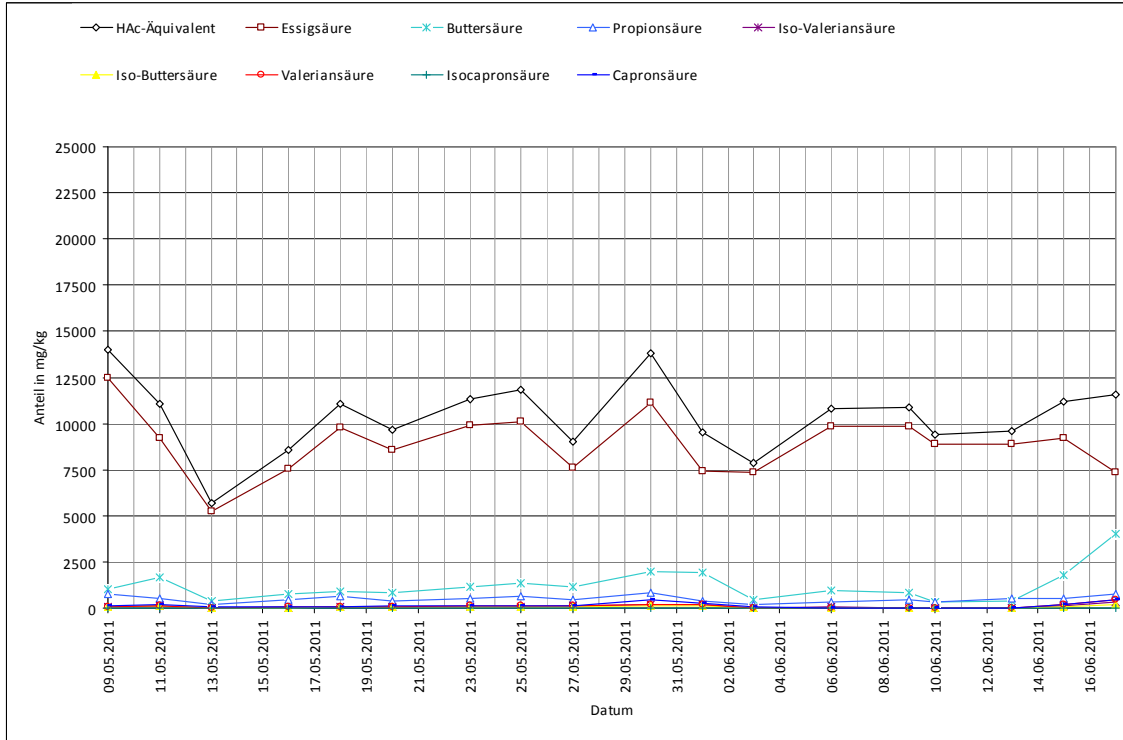


Abbildung 43: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Fütterung [Labor Immekus]

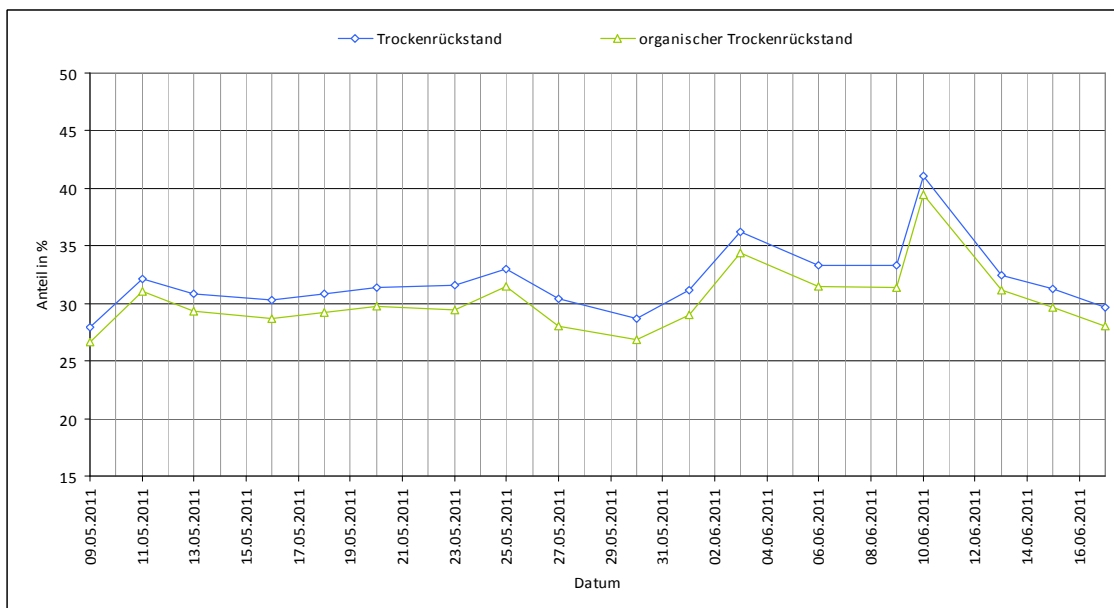


Abbildung 44: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Fütterung [Labor Immekus]

In der Abbildung 45 ist der Verlauf der flüchtigen organischen Säuren, sowie in der Abbildung 46 der Verlauf der TS- und oTS-Gehalte, am Abzug des Fermenters an der Messstelle „Fermenter 1“, dargestellt.

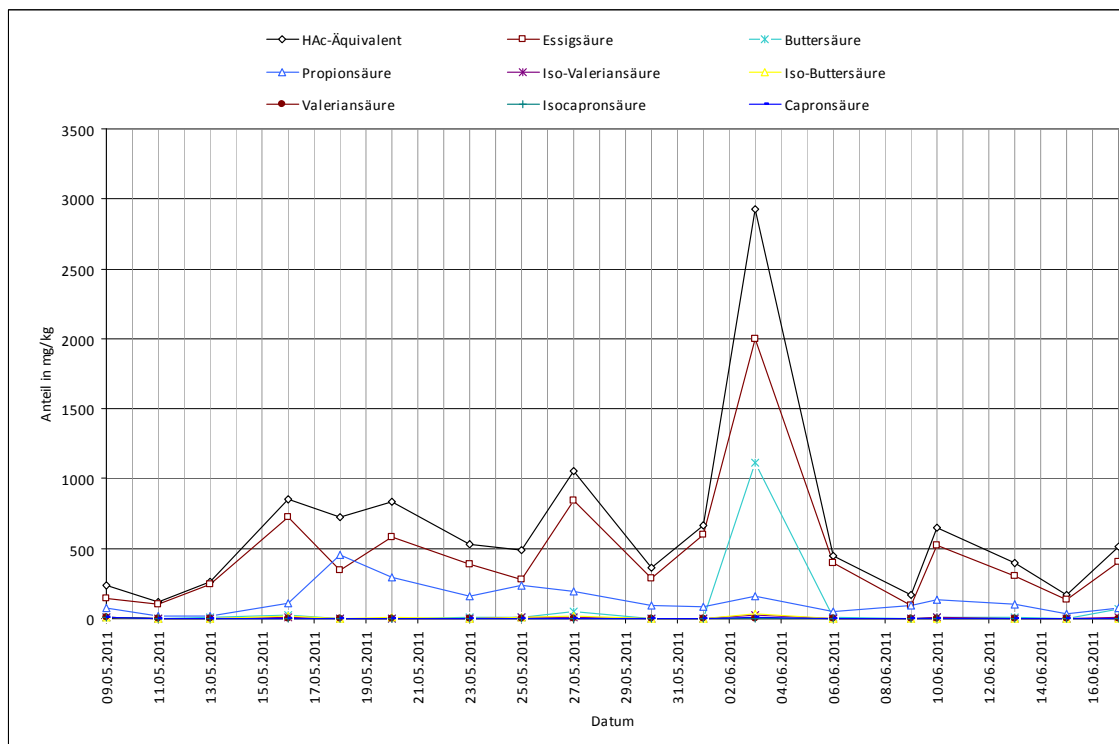


Abbildung 45: Ergebnisse Laboranalysen für die FOS, Abzug Fermenter 1 [Labor Immekus]

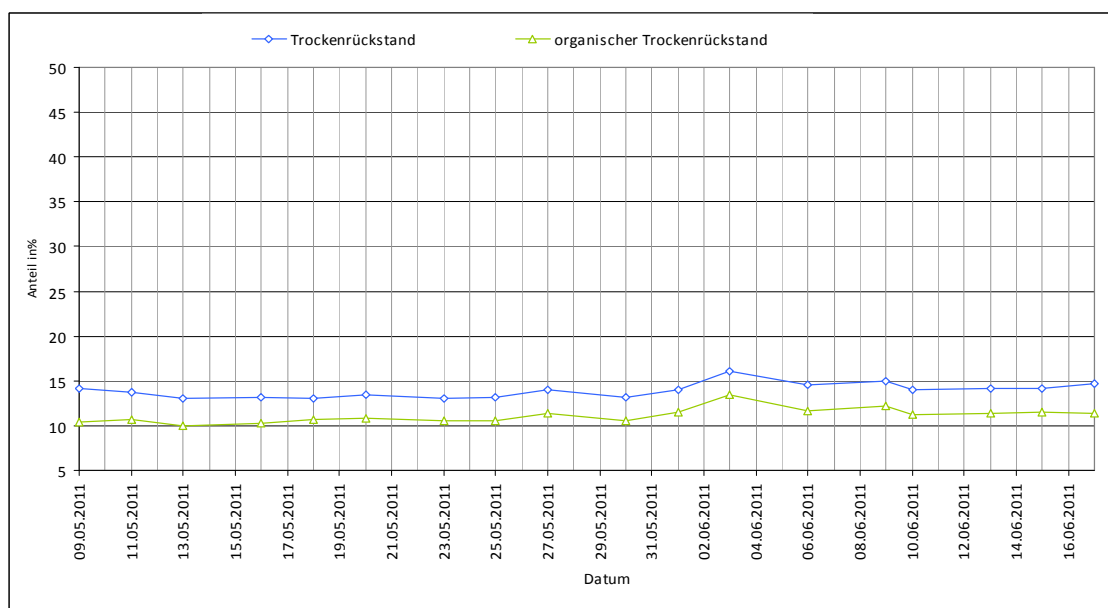


Abbildung 46: Ergebnisse Laboranalysen für TS und oTS, Abzug Fermenter 1 [Labor Immekus]

4.1.4.2 Ergebnisse m-u-t GmbH

Durch die in Kapitel 3.2.6 dargestellte Vorgehensweise der Datenverarbeitung blieben im Durchschnitt ca. 65 – 85 % der Messwerte, je nach Messparameter, erhalten. Bei den Messparametern, die in relativ geringen Konzentrationen vorhanden waren, fanden lediglich ca. 65% Eingang in die Untersuchungen. Bei den Parametern mit entsprechend höheren Konzentrationen konnten mehr Rohdaten verwendet werden.

In den folgenden Abbildungen wurden lediglich die gefilterten Daten verwendet, und als Tagesmittelwerte dargestellt. Abbildung 47: Flüchtige organische Säuren an der Messstelle „Fütterung“ [m-u-t Messungen] zeigt zunächst die NIRS-Messwerte der Messstelle Fütterung (Substratinput) auf. Die Reihenfolge der Säurekonzentrationen ist wie folgt:

Essigsäure > Buttersäure > Propionsäure

Die Verläufe der Essigsäure der Inputsilagen sind im Vergleich zu den Buttersäurewerten relativ konstant. Die Schwankung der Buttersäurewerte kann in diesem Untersuchungszeitraum - prozentual gesehen – durchaus Beachtung finden, und auf unterschiedliche Silagequalitäten zurückzuführen sein.

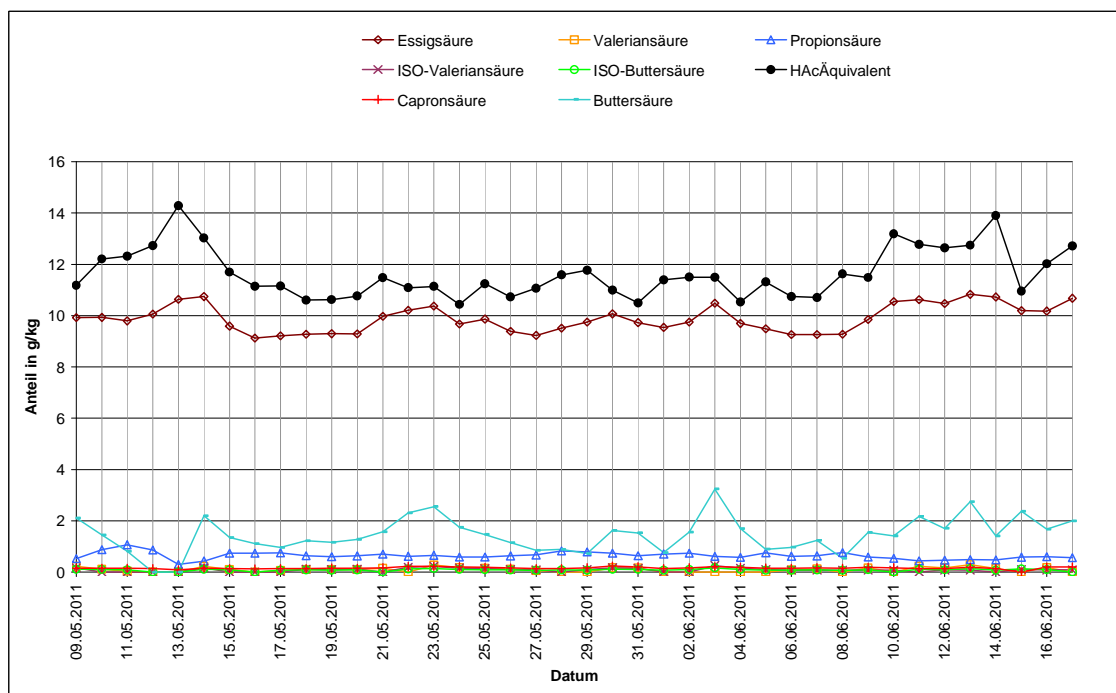


Abbildung 47: Flüchtige organische Säuren an der Messstelle „Fütterung“ [m-u-t Messungen]

Nachfolgende Abbildung zeigt die TS- und oTS-Verläufe wiederum derselben Messstelle.

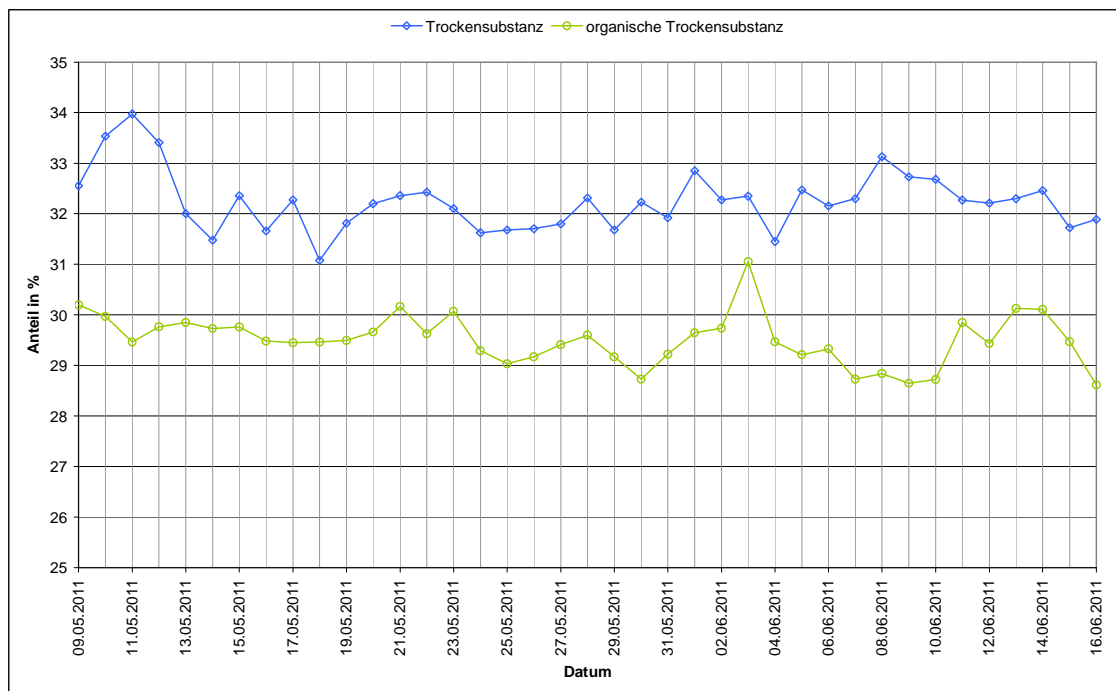


Abbildung 48: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fütterung" [m-u-t Messungen]

Besonders deutlich kommen hier die konträren Verläufe der TS- und oTS-Gehalte zum Vorschein. Rein theoretisch sollten sich diese beiden Parameter in den Inputstoffen jedoch relativ parallel über den Untersuchungszeitraum verhalten.

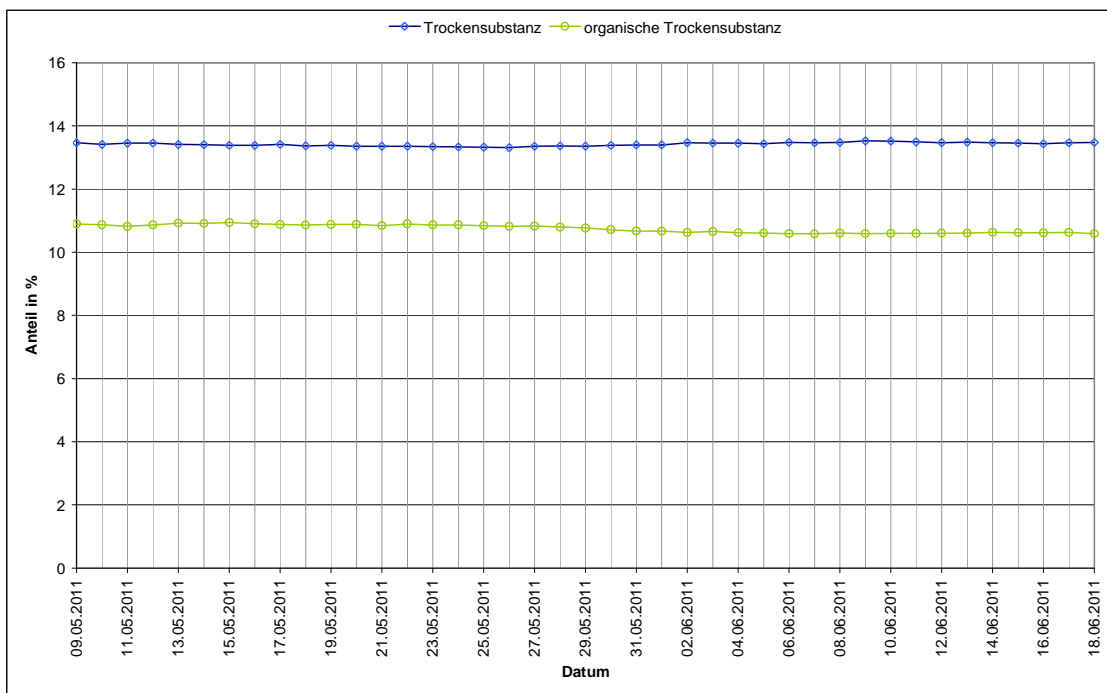


Abbildung 49: TS- und oTS-Gehalt an der Messstelle "Fermenter 1" [m-u-t Messungen]

In Abbildung 49 ist der Verlauf der organischen Substanz an der Messstelle Abzug Fermenter 1 dargestellt. Die sehr gleichmäßigen Verläufe lassen auf einen wenig sensiblen Messparameter schließen.

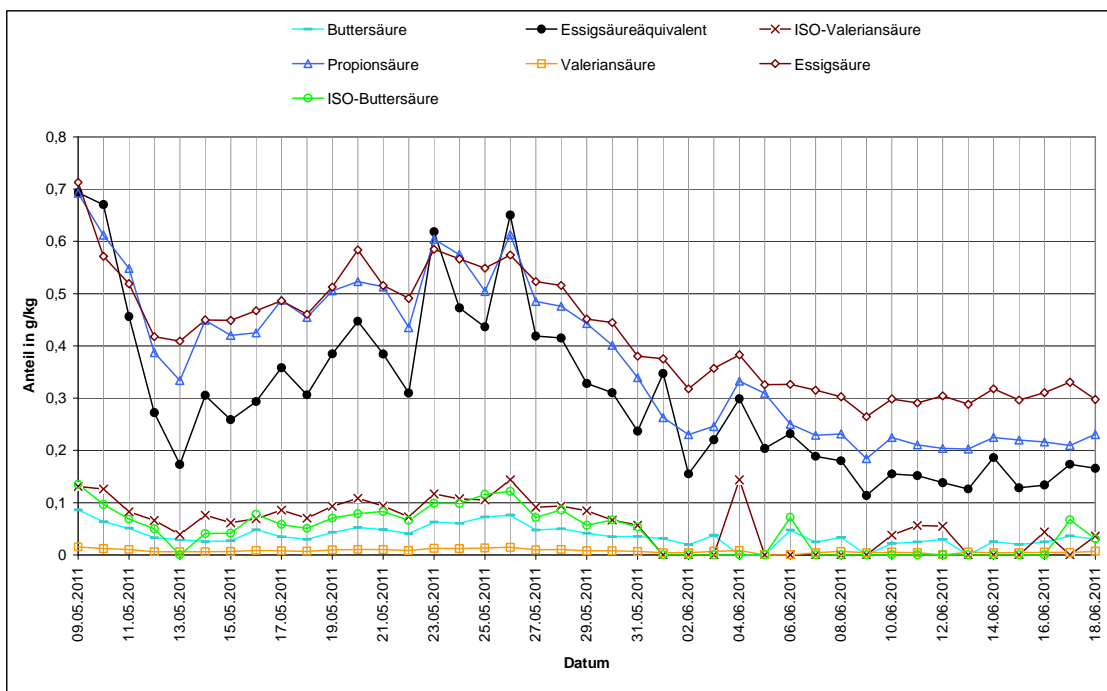


Abbildung 50: Flüchtige organische Säuren an der Messstelle „Fermenter 1“ [m-u-t Messungen]



In obiger Darstellung sind die täglichen Schwankungen der Säurewerte am Fermenterauslass dargestellt. Bei diesen Messkonzentrationen sind die Ergebnisse der Spektroskopie nicht zu verwenden. Beleg hierfür sind die widersprüchlichen und irreführenden Säurewertangaben.

4.1.4.3 Modellstatistik m-u-t GmbH

Nachfolgende Tabelle gibt eine Übersicht über die Möglichkeiten der m-u-t-Technik. Die Einordnung der dargestellten Qualitätsparameter erfolgt entsprechend dem Abschnitt 4.1.3.3.

Tabelle 12: MUT-Modellstatistik für ausgewählte Parameter, Stand September 2011
[MUT]

Kanal	Parameter	RMSEP	RMSEC	Range/SEC	RPD	numsam
Fütterung	oTS	0,894	0,317	7,712	1,880	26
Fütterung	TS	2,510	2,150	5,239	1,071	26
Fütterung	HACäquivalent	1,590	0,261	6,274	1,596	23
Fütterung	Essigsäure	1,740	0,667	3,108	0,974	12
Fütterung	Propionsäure	0,340	0,041	4,455	1,206	12
Fermenter	oTS	0,380	0,290	5,760	1,408	49
Fermenter	TS	0,503	0,400	3,974	1,231	49
Fermenter	HACäquivalent	1,100	0,826	14,363	5,259	44
Fermenter	Essigsäure	1,000	0,780	6,540	2,180	44
Fermenter	Propionsäure	0,292	0,220	20,141	8,235	44
Maissilage	oTS	2,490	0,702	6,945	1,650	21
Maissilage	TS	3,920	3,135	10,602	2,338	89
Maissilage	HACäquivalent	4,220	1,477	4,192	1,117	19
Maissilage	Essigsäure	3,630	0,520	4,200	1,430	13
Maissilage	Propionsäure	0,279	0,044	3,243	1,039	12
Grassilage	oTS	1,257	0,584	23,920	3,805	122
Grassilage	TS	1,509	0,851	22,780	3,279	122
Grassilage	HACäquivalent	3,680	1,062	2,987	0,742	22
Grassilage	Essigsäure	1,347	0,915	6,145	1,455	61
Grassilage	Propionsäure	0,152	0,108	4,929	1,281	54



Die RPD-Werte der von m-u-t angegebenen Modellstatistik zeigen auf, dass bis auf die HAC- und die Propionsäurewerte der Messstelle Fermenter nahezu alle anderen NIRS-Analyseparameter aus der Betrachtung ausgeschlossen werden müssen. Die Verlässlichkeit der RPD-Werte des Essigsäureäquivalentes und der Propionsäure können letztendlich aufgrund der Messergebnisse, ersichtlich aus Abbildung 50, und ihrer Beziehung zueinander angezweifelt werden. In mit m-u-t gemeinsamen Versuchen die Güte der Modellstatistik zu verbessern sind wenig vielversprechende Effekte aufgetreten. Durch die hierbei erhöhte Anzahl von Referenzwerten durch die Integration anderer Untersuchungsergebnisse konnten die RPD-Werte teilweise leicht verbessert werden, wobei zeitgleich bspw. der RPD-Werte des Essigsäureäquivalents von ca. 5,2 auf den Werte 1,4 abgesunken ist.

4.1.5 Diskussion und Ausblick

Im ersten Untersuchungszeitraum mit der TENIRS-GmbH erreichten die Messergebnisse gute bis sehr gute Werte. Zum Einen passten in diesem Zeitraum die Konzentrationswerte zueinander und zum Anderen konnten die Schätzmodelle zuverlässige Aussagen mit RPD-Werten im Bereich von ca. 3 bis 10 liefern. Dem System entgegen gekommen ist hierbei unter Umständen der damals sehr hohe Gehalt an organischen Säuren, wodurch wenig später der Fermenterinhalt nach vollständigem Erliegen der Fermentation geleert und ausgetauscht werden musste. Die ersten Untersuchungszeiträume ließen die NIRS-Technologie daher für den Einsatz in Biogasanlage sehr vielversprechend erscheinen.

Nach Ende der Tenirs GmbH und Neueingliederung in die m-u-t Gruppe stellte sich das System gänzlich anders dar. Aufgrund der beschriebenen Tatsache dass bei den Messparametern mit höherer Stoffkonzentration mehr Rohdaten Eingang in die endgültige Auswertung gefunden haben, lassen sich bereits hier erste systemspezifische Eigenschaften ableiten. Die Qualität der Schätzfunktionen (RPD-Werte) steigt einhergehend mit den zu untersuchenden Stoffkonzentrationen. Die Höhe und Konstanz der RPD-Werte der untersuchten Messparameter lässt den Einsatz in diesen Konzentrationsbereichen wenig sinnvoll erscheinen. Selbst bei den höchsten Säurekonzentrationswerten (HAC) sind die Qualitätsparameter keineswegs ausreichend.



Aufgrund der normalerweise und vor allem auch erwünschten niedrigen Konzentrationen von organischen Säuren im Fermenterabzug (Restgaspotenzial) kann das System hier kein Monitoring des Fermentationsprozesses übernehmen. Die schlechten RPD-Werte im Bereich des Substrateintrages schließen auch an dieser Messstelle einen sinnvollen Einsatz aus.

Aus der Struktur der Messwerte und ihrer Beziehung zueinander, kombiniert mit den Güteparametern der Modellstatistik geht klar hervor, dass bei der Aufstellung der Schätzgleichungen unter Einfluss der m-u-t GmbH keine Plausibilitätskriterien eingeflossen sind. Daraus ist zu Schluss folgern, dass die Schätzer noch wesentlich verbessert werden sollten, damit die nötigen Voraussetzungen geschaffen werden, damit die eigentlich Erfolg versprechende Technologie den ihr offen stehenden Markt auch bedienen kann. Im Rahmen einer nachhaltigen Produktstrategie sollte das Engagement insbesondere im biochemischen Bereich noch erheblich verstärkt werden.

4.2 Entwicklung und Aufbau einer Laboranlage auf der Basis der Festbettfermentation

4.2.1 Grundlagen Festbetttechnologie

Die Technik der Festbettfermentation wurde schon vor Jahrhunderten angewandt, um Nahrungsmittel herzustellen und Kulturen von Mikroorganismen, wie z. B. Essigsäurebakterien, zu züchten.[4-2] Seit einigen Jahren wird sie auch zur Abwasseraufbereitung in Klärwerken eingesetzt. So wird das Abwasser an grobmaschigen Kunststoffröhren wie in Abbildung 52 vorbei geleitet, an denen sich aerob fermentative Bakterien angesiedelt haben. Gleichzeitig wird verdichtete Luft hinzu gegeben, um die Umgebung auf das Optimum dieser aeroben Mikroorganismen einzustellen. Ändert sich die Klärwassermenge, so kann mit unterschiedlichem Luftstrom bis zu einer gewissen Grenze dem Zersetzungsabbruch entgegengewirkt werden.



Abbildung 51: grobmaschige Kunststoffröhren (isww.bau-verm.uni-karlsruhe.de)



Einsatz im Biogasbereich

Die Vorteile des Einsatzes nicht volldurchmischter Gärbehälter, die eine Zwangsführung der eingesetzten Stoffe durch ein Festbett garantieren, liegen klar auf der Hand:

- Heterogenität des pH-Wertes im Fermenter ermöglicht Ansiedlung der Bakterien
- schnellerer Abbau der Substrate, weil gerichtete Vergärung und optimierte Umgebung
- weniger Energieaufwand für die Durchmischung, da nur kleinere Mischzonen vorgesehen sind, stabilere Prozessbiologie im Fermenter
- differenziertere Populationen an unterschiedlichen Stellen des Prozesses
- nahezu kompletter Abbau der organischen Substanz
- minimales Restgaspotential im Gärrestlager.

Erstmals im Biogasbereich wurde diese Fermenterbauform von den Gesellschaftern der Firma BIOVoltaik ® angedacht und ein Fermentersystem mit parallelen und zwangsweise durchströmten röhrenförmigen „Därmpaketen“ (Upflow- und Downflowbereich) erfunden. Der sogen. Turbo - Festbettfermenter vereinigt die beiden Konzepte des Upflow- und Downflowfestbetts mit Abtrennung der aktiven Methanbildner (vorzugsweise Archäen) von den abgestorbenen Mikroorganismen, die Verwertung der abgestorbenen Mikroben, die Rückführung der aktiven Methanbildner und der noch nicht abgebauten Biomasse als Impfsubstrat (Reflow) mit einer hoher Raumbelastung in einer äußerst kompakten Form.



4.2.2 Entwicklungsziele des Laborsystems inkl. Ausgangssituation

Um auch im Labormaßstab ebenso hohe Raumbelastungen fahren zu können wie in der Praxisanlage in Graben wurde ein Laborfermenter entwickelt, der auf der Basis von Festbetttechnologie und Biomasseanreicherung sowie ausgeprägten getrennten Funktionsbereichen mit Zwangsführung des Substrats beruht. Ebenfalls sollte die Vergleichbarkeit mit dem Prototyp gewährleistet werden, der bereits in der Praxis erfolgreich eine bestehende BGA repowert. Dabei sollte die Funktionsweise des Laborfermenters auch für den Praxismaßstab repräsentativ sein. So war eine Bedingung, dass die Laboranlage ebenso Up-/Down- und Reflowbereiche besitzen sollte. Eine weitere Forderung war die Schaffung einer hohen Flexibilität, die Erweiterungen ebenso wie Umbauten und die verschiedensten Substratmischungen problemlos zulässt. Das Laborsystem beansprucht nur einen geringen Arbeitszeitbedarf und ist zudem automatisiert bzw. ist in eine automatische Messwerterfassung integriert.

Um die neusten Erkenntnisse in der Fermentationsbiologie und Methanbildung umzusetzen um die dafür nötigen Umgebungsbedingungen für die Mikroben sicher zu stellen, werden teils immobilisierte Mikrobekolonien, teils in Schwebelagerung befindliche mikrobielle Cluster vorausgesetzt. Dies wird durch die zwangsweise Förderung in Festbettelementen problemlos sichergestellt. Damit kann die zu ca. 75% für die Methanbildung verantwortliche hydrogenotrophe Erzeugung aus CO_2 und H_2 unter bestmöglichen Bedingungen ablaufen. Weiteres Entwicklungsziel ist eine Erhöhung der Raumbelastung im Biogasprozess und das eingesetzte Fermentervolumen möglichst umfassend auszunutzen. Ein zweites Hauptziel ist die Verringerung des Restgaspotenzials sprich die Erhöhung der Mineralisierungsrate auch unter Laborbedingungen. In diesem Zusammenhang ist die gezielte Zwangsförderung in parallelen Darmabschnitten als wesentliche Verbesserung zu konventionellen Rührkesseltechnologie anzusehen. Dies vermeidet die sonst üblichen Kurzschlussströme und verstärkt dadurch ebenfalls den Mineralisierungseffekt.

4.2.3 Spezifische Komponenten der gewählten Festbettlabortechnologie

Die Festbette der Laboranlage wurden in die beiden Polyacrylat-Rohre mit 110mm Aussendurchmesser (Up- und Downflow) eingebaut. Als Festbett wurden innen und außen profilierte Rohre mit einem Durchmesser von 30mm eingesetzt. In den durchsichtigen Röhren konnten somit jeweils 3 Festbetrohre mit je einem Meter Länge eingebaut und fixiert werden.

Die Gesamtansicht von zwei Fermentationssystemen mit jeweils Up- und Downflow ist in folgender Abbildung 52 dargestellt.



Abbildung 52: Upflowfermenter (links) und Downflowfermenter jeweils mit Festbettstrukturen (eigenes Bild)

Die Rückführung der aktiven Biomasse erfolgt im liegenden Verbindungsstück von Up- und Downflow. Der Austausch in diesem Abschnitt soll zum einen die gezielte Rückführung der aktiven Biomassen in den Animpfbereich des Upflow und damit an den Anfang des Fermentationssystems gewährleisten und zum anderen eine nicht zu starke Entmischung die zur Verstopfung des Segregationsraum führen könnte verhindern.

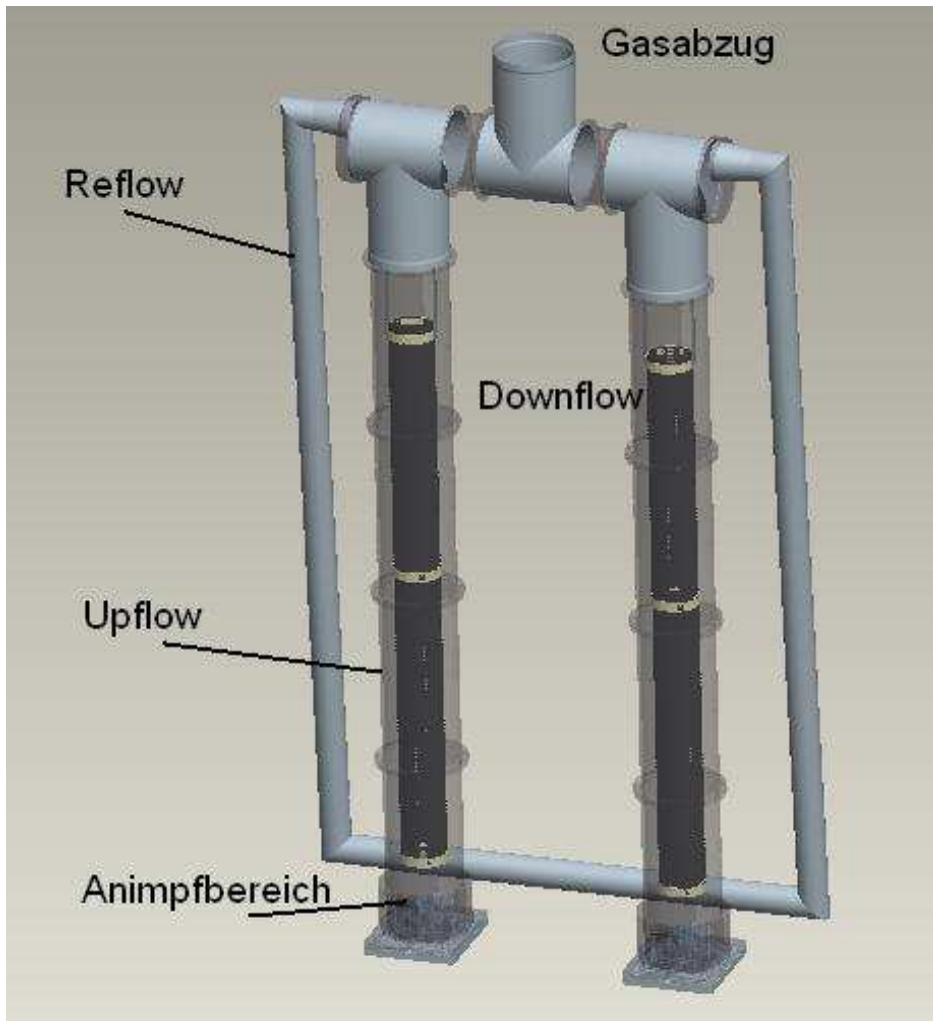


Abbildung 53: Systemskizze der Laborfermenter mit Festbettstrukturen (eigene Darstellung)

Die Systemcharakteristik der Laborfermenter wurde nach obigem Schaubild (Abbildung 53) erstellt. Im Animpfbereich wird das Frischsubstrat zugeführt und zunächst stündlich durch den Upflow geschoben. Oben im horizontalen Segregationsraum schwimmt die aktive Biomasse auf und wird über die Reflowleitung durch zyklische Pumpaktionen teilweise in den Animpfbereich und teilweise auch als Kurzschlussleitung in den Segregationsraum auf der anderen Seite rückgeführt. Die nicht mehr aktive Biomasse gelangt über den Segregationsraum in den Downflowbereich, in dem wiederum Festbettelemente angebracht sind und dadurch den Mikroben ideale Bedingungen bieten. Am untersten Ende des Downflow wird der mineralisierte Gärrest zyklisch abgepumpt.

Steuerung

Für die Steuerung wurde mit dem Programm NextView von der Fa. bmcm (Maisach b. München) mittels Hard- und Software die Basis gelegt. Das PC basierte Steuerungspro-

gramm ist dadurch in der Lage über einen Labor-Rechner die komplette Steuerung aller Fermentersysteme durchzuführen und auch einen stetigen Überblick über die Funktionen zu haben. Die Schnittebene zwischen Computersteuerungssystem und Steuerungselektrik sind die in Abbildung 54 dargestellten Hutschienenmodule.

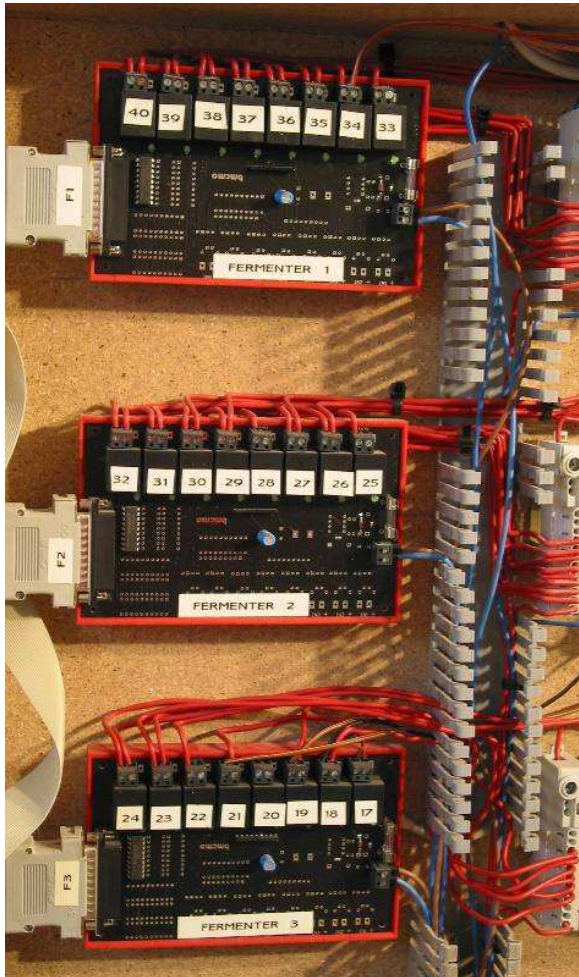


Abbildung 54: Steuerungsplatinen der Laborfermentieranlage (eigene Darstellung)

Das verwendete Computersystem von der Firma BMCM eröffnet auch die Möglichkeit die kompletten Messautomatisierungsvorgänge und die Verarbeitung der Messergebnisse über dasselbe Computersystem durchführen zu lassen. So konnte auch die verwendete Messensorik und die dazugehörigen Antriebe und Ventile direkt über den Laborcomputer angesteuert werden. Schnittstelle hierbei waren auch wieder spezielle Übergabemodule.

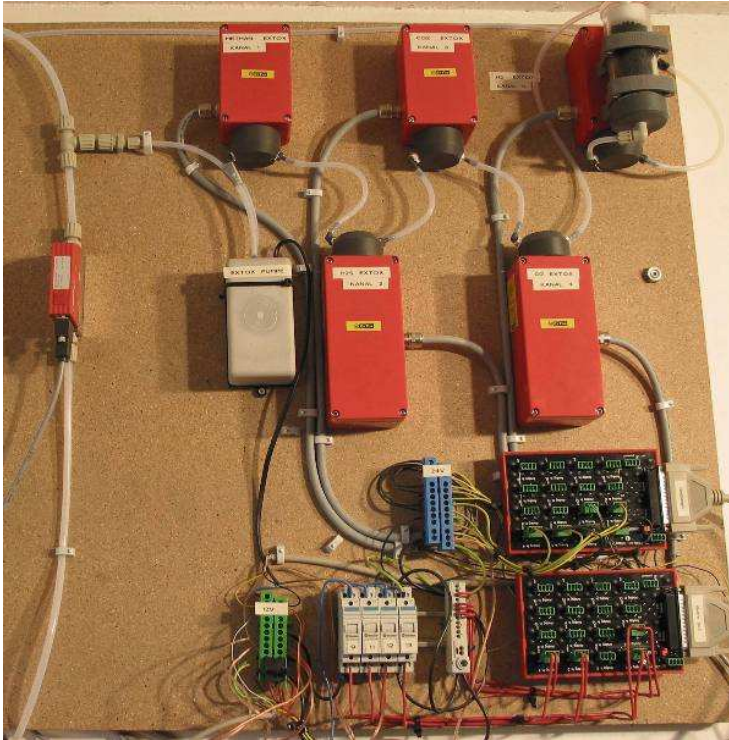


Abbildung 55: Automatische Gasmessung (CH₄, CO₂, O₂, H₂S, H₂, eigene Darstellung)

Die vollständige Messsensorik konnte auf einem hierfür geeigneten Installationsort zentral für alle drei Fermenter installiert werden. Durch den gewählten stündlichen Verfahrensablauf können alle Fermentersysteme über eine zentrale Gasmesseinheit erfasst werden (Abbildung 55).

Gasqualität

Die Gasqualität des erzeugten Biogases in den Laborfermenter wurde hinsichtlich CH₄-, CO₂-, H₂S-, H₂-, und O₂-Gehalt untersucht. Die hierfür nötige Messsensorik wurde von der Fa. ExTox (Unna) geliefert. Die Referenzierung und Kalibrierung wurde mit Eichgas der Fa. schwaben netz gmbh (Augsburg) regelmäßig durchgeführt.

Gasquantität

Die Gasquantität wurde mittels eines Massedurchflusssensor der Firma Vögtlin (Aesch, Schweiz) bestimmt. Durch die analytische Bestimmung der Gasmasse und nicht des Gasvolumens konnten die Umgebungsparameter Temperatur und Luftdruck bei der Messwerterfassung außen vor gelassen werden.

Gaskonditionierung und Speicherung

Die Gaskonditionierung vor der analytischen Bestimmung wurde mit der Gasspeicherung kombiniert. Durch die kontinuierliche Gasproduktion und die diskontinuierliche stündliche Gasmengen- und Gasqualitätserfassung musste eine Gasspeicherung mittels Gasspeichersäcken der Fa. Ritter Apparatebau (Bochum) in das System eingebracht werden. Dadurch dass die Gasspeichersäcke in eine Kühlzelle mit einer Temperatur von ca. 4 °C eingebaut sind, konnte die für die Messapparatur nötige Entfeuchtung inklusive Kondensatabscheidung mit der Gasspeicherung effektiv verknüpft werden.

Dosiertechnik

Die Versorgung der Fermentationssysteme wird zentral über einen Dosierzylinder mit einem Volumen von 9,8 Liter bewerkstelligt.



Abbildung 56: Automatisierte Dosier- (links) und Einbringtechnik (rechts, eigene Darstellung)

Im linken Teil der Abbildung 56 ist die Befüllöffnung des Dosierzylinders zu sehen. Im rechten Teil der Abbildung 56 ist der Dosierausgang des Dosierzylinders und seine Homogenisierungseinrichtung mit nachfolgender Aufteilung auf die drei Fermentereinheiten inklusive Automatikventilen ersichtlich. Die Vorratsdauer des Dosierzylinders liegt je nach gewählter Raumbelastung und oTS-Gehalt im Zylinder zwischen 3 und 7 Tagen. Der Dosierzylinder wurde zusätzlich gedämmt und mit Kühlschlangen versehen. Die Temperatur des Substratvorrates kann dadurch kleiner 10°C gehalten werden.

Pumpentechnik

Die Pumpentechnik der Fermentersysteme wurde jeweils mit einer Exzentrerschneckenpumpe der Firma Armatech (Wangen) ausgeführt. Diese Pumpe ist für die interne Zirkulation zwischen Segregationsraum und Animpfbereich zuständig. Der Einbauort der Zirkulationspumpen wurde im beheizten Fermenterraum gewählt, wodurch keine mikrobielle Hemmung durch unterschiedliche Temperaturniveaus entstehen kann.



Abbildung 57: Exzentrerschneckenpumpe für den Reflow (eigene Darstellung)

Homogenisierungstechnik

Die eingesetzte Homogenisierungstechnik ist für die Einmischung des Frischsubstrates und des Rezirkulats im Animpfbereich des Upflows sowie auch für die Durchmischung des Abzugsbereichs im Downflow zuständig.

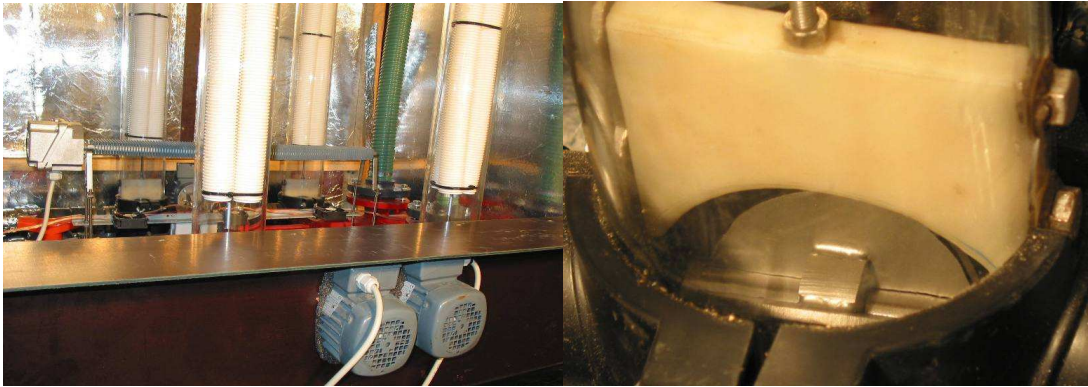


Abbildung 58: Außenliegender Antrieb der Rührwerke (links) und angepasstes Rührwerk (rechts, eigene Entwicklung, eigene Darstellung)

Im linken Teil der Abbildung (Abbildung 59) sind die beiden Antriebe der Homogenisierungseinrichtungen eines Fermentersystems zu sehen. Im rechten Teil der Abbildung ist das angepasste Rührorgan inklusive Strömungselement dargestellt.

Temperiereinrichtungen

Die Temperierung des Gärsubstrates wird zweistufig durchgeführt. Die erste Stufe erwärmt die stündlich zudosierte Menge in einem definierten Rohrabschnitt vor der Eindosierung in den Fermentationsraum auf die gewünschte Temperatur mittels einer regelbaren Rohrbegleitheizung. Das vorgewärmte Substrat wird im nächsten Dosierschritt in den Fermenter eindosiert. Die Temperaturhaltung des Fermentationssystems wird über ein zweites Heizungssystem mittels konvektiver Heizung mit einem Rippenheizkörper erreicht. Die Temperaturkonstanz erreicht durch die Regelung eine Genauigkeit von $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$.

4.2.4 Ablauf Laborbetrieb

Der Betrieb des Biogaslabors setzt sich aus folgenden Arbeitsabläufen zusammen:

- Erstellung Versuchsplan
- Herstellung Substratmischung und Anmischung
- Befüllen des Dosierzylinders
- Kontrollgänge
- Entleerung der Gärrestbeutel
- Auswertung und Archivierung Gasanalytik

Die Steuerung und Dokumentation der Anlage wird über ein Excel basiertes Programm und über die NextView-Software von der Firma BMCM durchgeführt. Der Auszug des unten abgebildeten Programms (Abbildung 59) dient zum einen als Dosiertagebuch und zum anderen als Kalkulationsbasis für die Anmischung des Substratinputs. Es werden hierbei beispielsweise überschlägige C-N-Berechnungen, Vorratsdauer, vorrausichtlicher Gasertrag und weiteres durchgeführt.

Technische Daten		max. Arbeitsschicht in Dosierer	Durchmesser Dosierer in cm	Dosiererrhöhe in cm
Fermenter 1	20	46	1200	1000

Berechnung Dosierung		stand. Dosierrate in sec	Vorschub je sec in cm	Ist-Wert Vorschub je sec in cm	Verschub je Dosiererrhöhe in cm	entspricht Vol. in l	Liter pro Tag	max. Anzahl Dosierungen	max. Anzahl Tage
Fermenter 1			0,00	0,22	0,44	0,267	1,350	167,000	6,969

Substrat	Gasertrag in l	TS %	oTS %	CR4 Gehalt %	C	N
Maize	0,2902	68	87	52,2	23,2	1
Malt	0,5891	33	95,8	52,2	1,44	3,5
Grasslage	0,2768	40	89,2	51,1	1,70	8,2
Gerste-GPS	0,2388	78	58	50,3	0	0
Rüben	0,6796	23	91,9	50,5	0	0
30% TS ca. 4,5 %	0,29	4,5	65	65	40	3,2

Berechnung des einzufüllenden Dosierervolumens:											
max. Arbeitsvolumen	max. Dosierlänge	gem. Länge Messstab bis	Restdosierlänge in cm	Restdosier volumen in	max. Einfüllvolumen	Restdosier					
3,45	73,52	22,8	15	2,44	7,02	1,69					

Fermenter 1															
Datum/ Uhrzeit	Liter	Menge in g Gabe	Maize	Malt	Grasslage	Gerste-GPS	Rüben	stand. Dosierrate sec	Ist-Wert Vorschub in cm	g oTS / l	g oTS / d	Raumbelastung g oTS / l * d	IBC/d	IBC / h	C
20.10.2010	9,5	800	210	0	0	0	0	2	0,22	36,10	111,04	4,13	41,77	1,74	
26.10.2010	9	700	750	0	0	0	0	2	0,22	113,69	154,3	5,72	65,69	2,84	
03.11.2010	1	80	750	0	0	0	0	2	0,22	158,58	216,21	6,16	88,84	4,04	
04.11.2010	0,5	800	1500	0	0	0	0	2	0,22	167,08	229,06	8,41	102,64	4,25	
11.11.2010	0,5	800	1500	0	0	0	0	2	0,22	167,08	229,06	8,41	102,64	4,25	
18.11.2010	9,5	900	1500	0	0	0	0	2	0,22	173,13	236,25	8,73	103,73	4,22	
26.11.2010	9,5	900	1500	0	0	0	0	2	0,22	173,13	236,25	8,73	103,73	4,22	
03.12.2010	9,5	800	1500	0	0	0	0	2	0,22	173,13	236,25	8,73	103,73	4,22	

Abbildung 59: Screenshot des Versuchstagebuchs (eigene Darstellung)

Das Schaubild der NextView-Steuerung unterteilt sich grob in die Steuerung des Laborfermenters selbst und in die Steuerung und Datenerfassung der installierten Messtechnik.

Mit dem Aufbau des Labors auf Basis von Festbetttechnologie ist es gelungen nachzuweisen, dass dieses hocheffiziente Verfahren auch im Labormaßstab umgesetzt werden kann. Es ist geeignet, für den Betrieb entsprechender Praxisanlagen wertvolle Planungsinformationen und Parametereinstellungen zu liefern. Hiermit ist nachgewiesen, dass auch der Versuchsansatz mit neuen zukunftsfähigen Fermentationstechniken im Labor



nachvollzogen werden kann. Dies soll zukünftig zur Aktualisierung und Erweiterung bisheriger Kalkulationsdaten beitragen wie z.B. der KTBL-Datenbank, die bislang ausschließlich Relevanz für klassische Fermenter hat. Der systematische Einsatz dieses Laborsystems mit dem Ziel wissenschaftlich fundierte, statistisch abgesicherte Untersuchungen durchzuführen, muss jedoch Nachfolgeprojekten vorbehalten bleiben.

5 Ergebnisse zur Aufbereitung von Biogas zu Biomethan

Von der Biomethaneinspeisung versprechen sich Politiker, Gasversorgungs- und Energieversorgungsunternehmen, aber auch der informierte Energieverbraucher, dass die energetischen Aufwendungen für die Aufbereitung von Biogas auf Erdgasqualität durch die höhere Effizienz bei der Umsetzung und Verwertung des Biomethans überkompensiert werden. Durch die Einspeisung in ein bestehendes Leitungsnetz kann über die (virtuelle) Verteilung das eingespeiste Biomethan an quasi jeder Stelle des Gasnetzes wieder entnommen werden. Auch die Nutzung der Speicherkapazität des Erdgasnetzes spielt eine wichtige Rolle bei der Beurteilung des Verfahrens (siehe Abbildung 60).

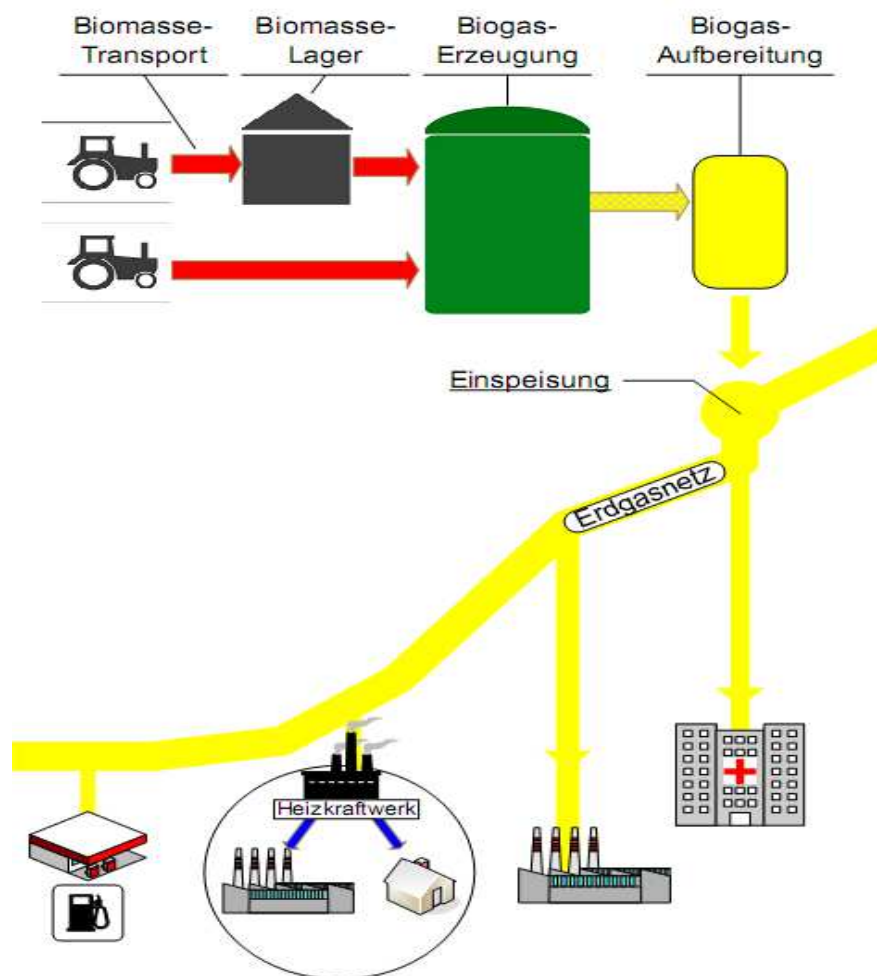


Abbildung 60: Schema der Biogas- / Biomethaneinspeisung ins Erdgasnetz [eigene Darstellung]

5.1 Biomethaneinspeisung Graben/Lechfeld

Das Biomethan wird nach der Aufbereitung durch das PSA-Reinigungsverfahren mit einem Brennwert von ca. 10,6 kWh/m³ und einem Druck von ca. 4 bar, in das örtliche Gasnetz der Schwaben Netz GmbH (siehe *Abbildung 61*) eingespeist. Für die Einspeisung ins Erdgas-Verteilnetz (DP 4) ist keine zusätzliche Druckerhöhung erforderlich. Der Brennwert muss jedoch durch Beimischung von Flüssiggas angehoben werden.

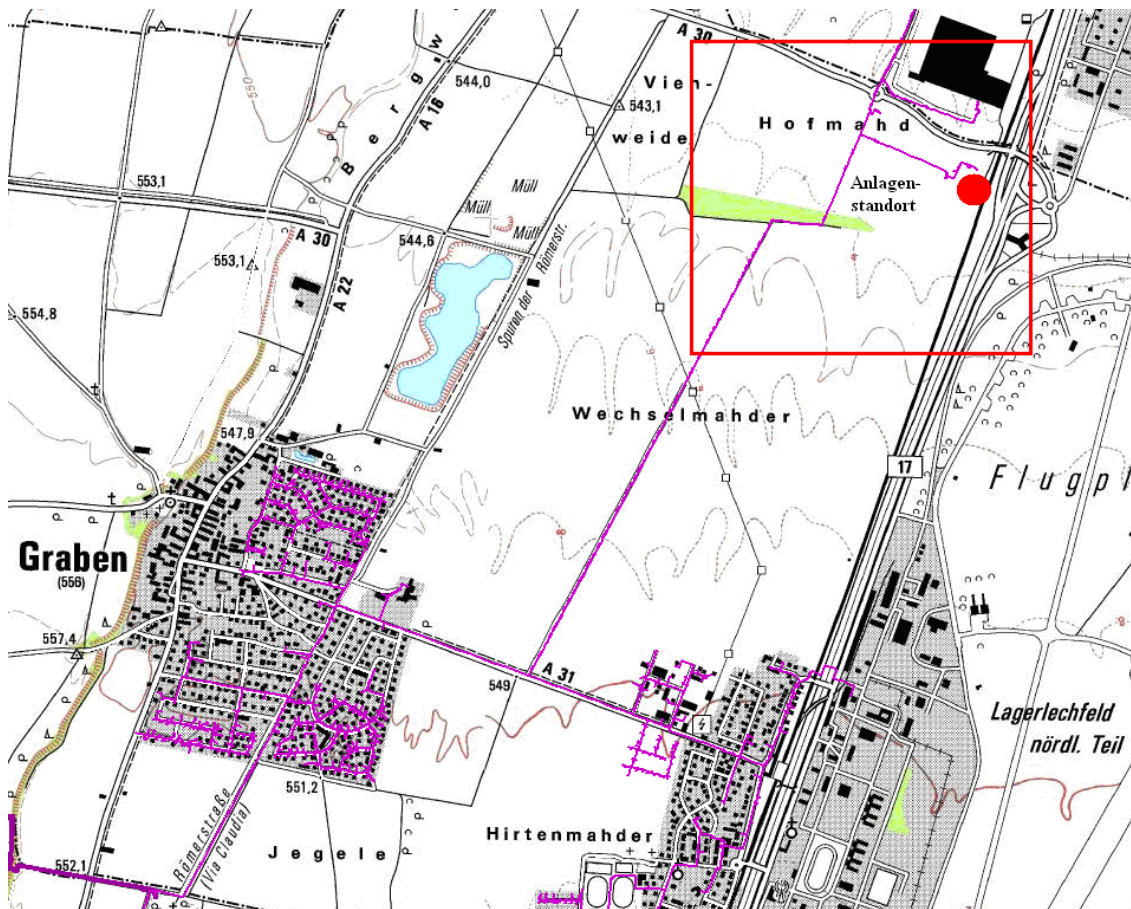


Abbildung 61: Einbindung der Biomethananlage Graben / Lechfeld in das örtliche Erdgasnetz [4-1 verändert]

In der *Abbildung 62* ist das R&I Fließbild der Aufbereitungsanlage in Graben / Lechfeld dargestellt.

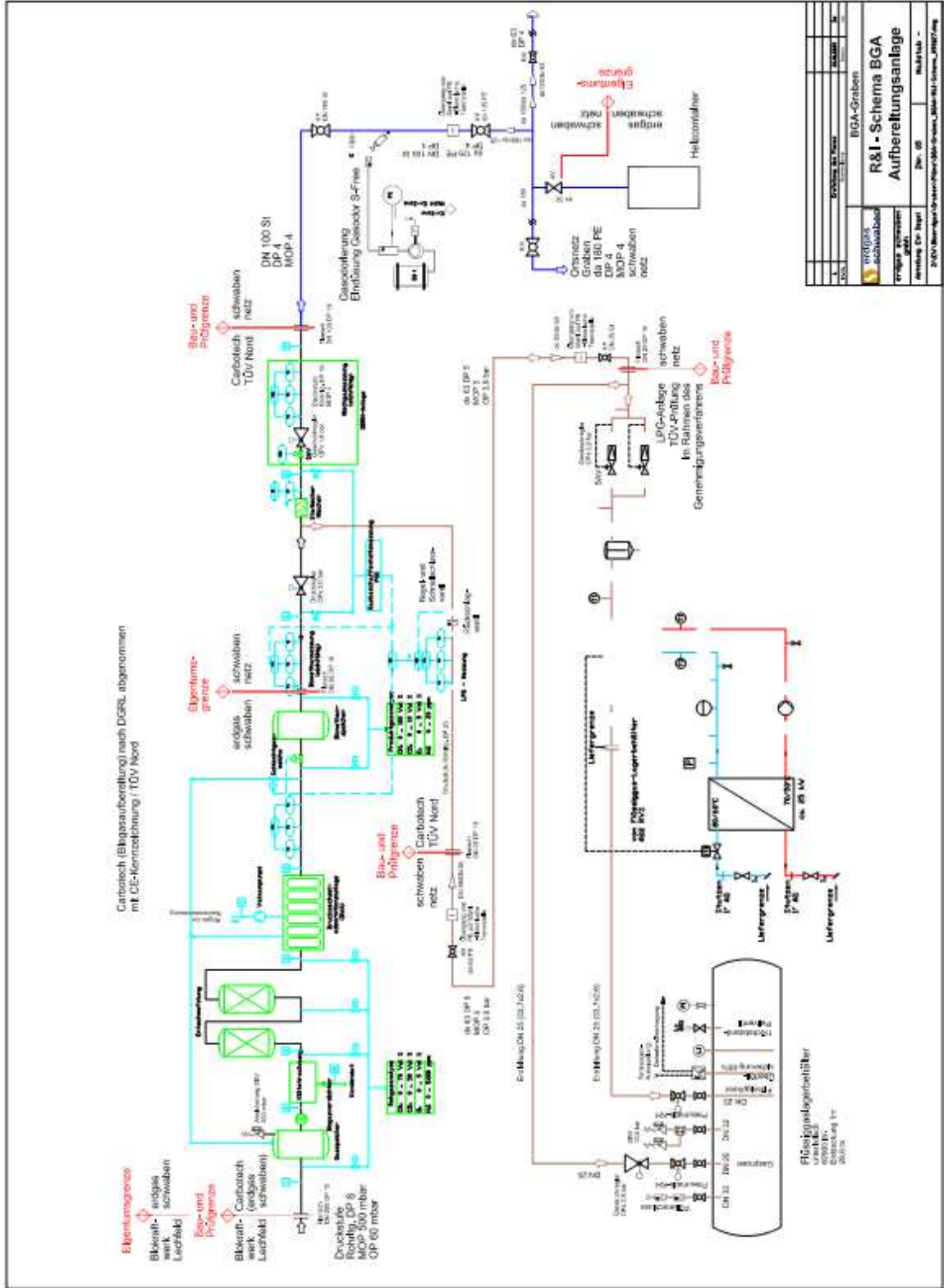


Abbildung 62: R&I-Fließbild der PSA-Aufbereitungsanlage für Biogas in Graben (erdgas schwaben gmbh)

5.1.1 Aufbereitungsanlage System Carbotech

5.1.1.1 Druckwechseladsorptionsanlage (PSA)

Eine semikontinuierliche Produktion von Biomethan ist nur durch den parallelen Betrieb mehrerer Adsorber möglich. In Abbildung 63 ist das vereinfachte Fließbild einer PSA mit sechs Adsorbern dargestellt.

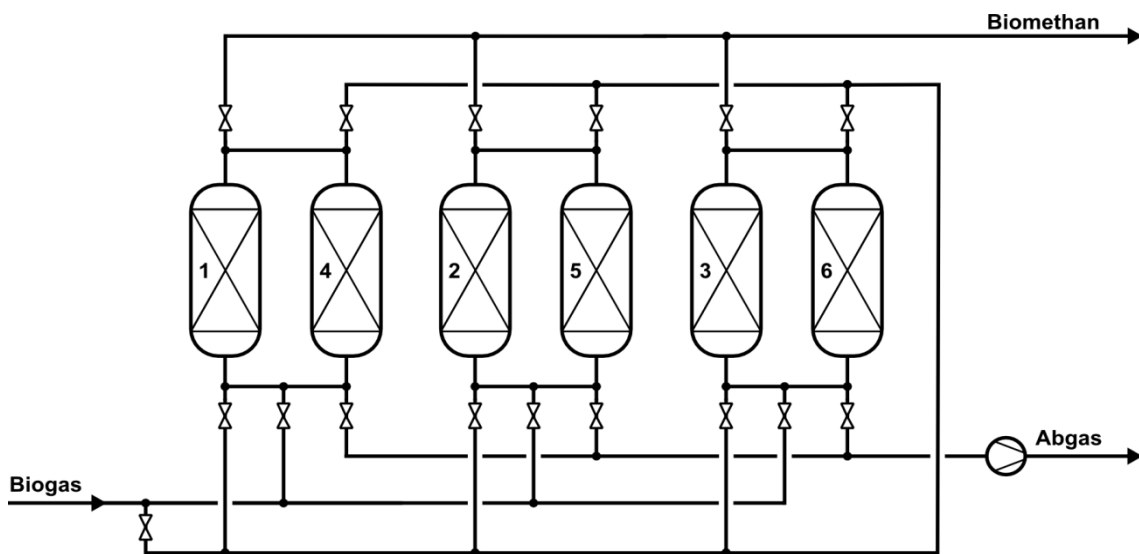
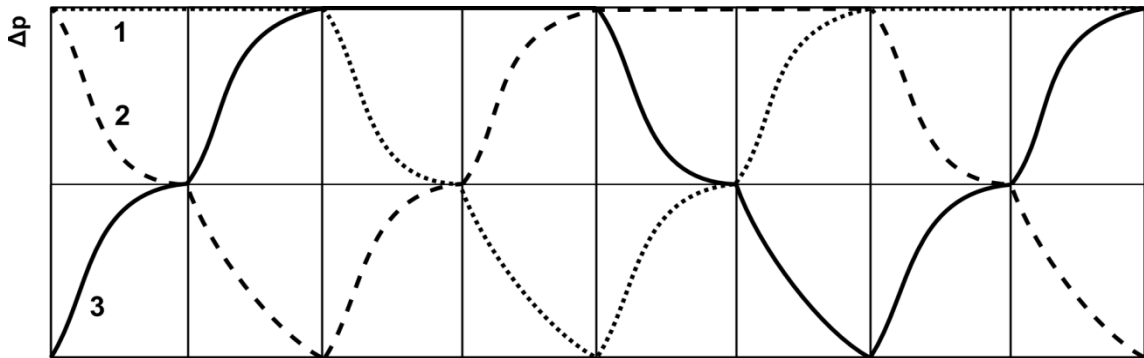


Abbildung 63: Sechsbettdruckwechseladsorptionsanlage

Die in Graben/ Lagerlechfeld errichtete Druckwechseladsorptionsanlage nach dem PSA-Verfahren, für die Biogasaufbereitung, besteht aus sechs Festbettadsorbern. Eine mögliche Prozessführung der Anlage ist in Abbildung 64 dargestellt.

E (2,3): Nach dem Abschluss der Adsorption im Adsorber 2, wird der Adsorber 2 durch die Verbindung mit dem Adsorber 3 entlastet. Dabei stellt sich in den beiden verbundenen Adsorbern der gleiche Überdruck ein. Der Druckausgleich spart Energie bei der Erhöhung des Drucks im Adsorber 3. Das Gas, das aus dem Adsorber 2 in den Adsorber 3 strömt, ist zudem reich an Methan. Es wird deshalb nicht dem Abgasstrom zugeführt.



1	Adsorption (F) ^		E (1,2) ↑	DR (1,A) ↓	E (3,1) ↑	DA (F) ↑	Adsorption (F) ^	
2	E (2,3) ↑	DR (2,A) ↓	E (1,2) ↑	DA (F) ↑	Adsorption (F) ^		E (2,3) ↑	DR (2,A) ↓
3	E (2,3) ↑	DA (F) ↑	Adsorption (F) ^		E (3,1) ↑	DR (3,A) ↓	E (2,3) ↑	DA (F) ↑

E (x,y): Entlastung von Adsorber x nach Adsorber y

DA(F): Druckaufbau mit dem Feed

Adsorption (F): Adsorption aus dem Feed

DR (x,y): Druckreduktion von Adsorber x nach y

1..3: Nummer des Adsorbers

F: Feed

A: Abgas

↑,↓: Richtung des Gasstroms im Adsorber

Abbildung 64: Prozessführung einer Sechsbett-PSA

DA (F): Der Adsorber 3 wird nun mit dem Biogas aus dem Feed auf einen höheren Überdruck gebracht. Durch die Druckerhöhung verschiebt sich das Adsorptionsgleichgewicht und ermöglicht so eine hohe Beladung des Adsorptivs. Dies führt zu einer längeren Adsorptionsphase

Adsorption (F): Sobald der für die Adsorption vorgesehene Überdruck erreicht ist, wird der Adsorber 3 durch das Ventil auf der Produktgasseite geöffnet. Der Adsorber 3 wird ab diesem Moment vom Gas des Feeds durchströmt. Von den Spurengasen des Biogases bricht zuerst der Wasserstoff (H_2), dann der Stickstoff (N_2) und zuletzt der Sauerstoff (O_2) durch. Wenn das Adsorbens auch kein Methan (CH_4) mehr aufnehmen kann erfolgt dessen Durchbruch. Methan strömt ab diesem Zeitpunkt als Produktgas aus dem Adsorber 3 heraus. Vor dem Durchbruch des Kohlendioxids (CO_2) erfolgt die Beendigung des Adsorptionsschritts.

E (3,1): Nun wird der Adsorber 3 analog zum Betriebsschritt E (2,3) mit dem Adsorber 1 verbunden. Durch die Druckabsenkung verschiebt sich das Gleichgewicht zwischen der Gasphase und dem Adsorbens, und Teile des Adsorbats desorbieren dabei.



DR (3,A): Der Gasstrom aus dem Adsorber 1 wird in diesem Betriebsschritt in den Abgasstrom zurückgeführt. Durch die weitere Druckabsenkung verschiebt sich das Gleichgewicht zwischen Gas- und Feststoffphase. Durch den Einsatz einer Vakuumpumpe wird der Druck weiter reduziert. Die Druckabsenkung verursacht eine stärkere Verschiebung des Gleichgewichts zu Gunsten der Desorption. Um geringe Restbelastungen des Adsorbers zu erreichen ist es aufgrund der Desorptionsdynamik notwendig die Desorption über einen längeren Zeitraum fortzusetzen.

5.1.1.2 Adsorberdynamik

In Druckwechseladsorptionsanlagen kommen ausschließlich Festbettadsorber zum Einsatz. Festbettadsorberkolonnen können stehend oder liegend aufgestellt sein, und werden je nach Bauart der Adsorber von oben nach unten, von unten nach oben oder quer durchströmt. In den weiteren Betrachtungen wird von der folgenden Bau- und Betriebsweise ausgegangen. Der Adsorber ist stehend aufgebaut und wird längs durchströmt. Das Adsorbens ist als Schüttung in den Adsorber eingebracht, und liegt auf einem Stützboden auf.

Zunächst wird die Dynamik der Adsorption und der Desorption eines durchströmten Adsorbers betrachtet. Für die Betrachtungen der wesentlichsten Vorgänge in einem Adsorber wird vereinfachend angenommen, dass die Adsorption isotherm verläuft, und sich der Druck und die Temperatur während eines betrachteten Betriebszustands nicht ändern.

Allgemein gilt für die Adsorption, dass zwischen der Gasphase und dem Feststoff ein Stoffaustausch stattfindet, solange kein vollständiges Gleichgewicht zwischen dem Adsorbens und der Gasphase besteht. Wird eine Adsorberfüllung von einem Gasstrom durchströmt, ergeben sich Konzentrationsverteilungen in der Gasphase und dem Adsorbens, die sich zeitlich und örtlich ändern.

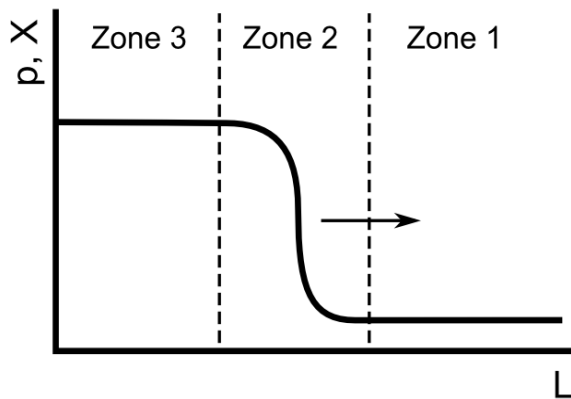


Abbildung 65: Massentransferzone bei der Beladung der Gasphase und des Adsorbens nach [6-4]

In Abbildung 65 ist der qualitative Verlauf der Beladung der Gasphase und des Adsorbens dargestellt, nachdem eine sprunghafte Zufuhr eines Adsorptivs vorgenommen wurde. Zur einfacheren Darstellung sind der Partialdruck des Adsorptivs und die Beladungen des Adsorbens nur durch eine einzelne qualitative Kurve repräsentiert. Die Massentransferzone wandert mit voranschreitender Zeit entlang der Länge L des Adsorbens vom Kolonneneintritt zum Kolonnenaustritt.

Der Adsorber kann nach [6-4] in folgende drei Zonen (vgl. Abbildung 65) eingeteilt werden:

- In Zone 1 herrscht ein Gleichgewicht zwischen dem unbeladenen bzw. regenerierten Adsorbens und der umgebenden Gasphase. In dieser Zone liegen niedrige Konzentrationen des Adsorptivs Y in der Gasphase und niedrige Beladungen des Adsorbens X vor.
- In Zone 2, auch Massentransferzone (MTZ) genannt, herrscht ein Ungleichgewicht zwischen der Gasphase und dem Feststoff. Dieses Ungleichgewicht wird durch einen Massentransfer ausgeglichen.
- In Zone 3 ist der Stofftransfer bereits abgeschlossen und es hat sich ein Gleichgewicht zwischen der hohen Adsorptivkonzentration in der Gasphase und der Feststoffbeladung eingestellt.

Beim Durchströmen des Adsorbens bewegt sich eine Konzentrationsfront durch den Adsorber, die einen Stofftransfer bewirkt. Die Geschwindigkeit mit der sich ein Störspung durch den Adsorber bewegt hängt sowohl von der axialen Gasgeschwindigkeit

v_F am Eingang des Adsorbers, als auch von der Steigung der Adsorptionsisotherme dX_i/dp_i ab [6-8]. Für die Wanderungsgeschwindigkeit der Störung w gilt nach [6-8]:

$$w(p_i) = \frac{\partial L}{\partial t} = \frac{v_f}{1 + \frac{1-\psi}{\psi} \cdot \rho_s \cdot \frac{\partial X_i^*}{\partial p_i}}$$

Die Steigung der Adsorptionsisotherme gibt an wie stark sich die Beladung des Adsorbens mit der Veränderung des Partialdrucks $p_i = c_i p$ ändert. Eine hohe Steigung entspricht einer hohen Beladungsänderung. Die Erhöhung der Feststoffbeladung hat eine Verringerung der Adsorptivkonzentration in der Gasphase zur Folge, dies wiederum resultiert in einer verringerten axialen Gasgeschwindigkeit.

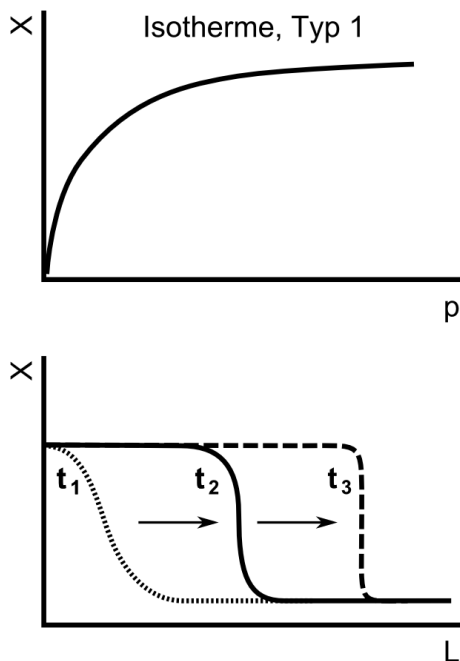


Abbildung 66: Konzentrationsfront bei der Adsorption nach [6-4]

Liegt eine Isotherme des Typs 1 (nach IUPAC) vor, dann nimmt die Steigung der Isotherme mit zunehmendem Partialdruck ab. Wie in Abbildung 66 dargestellt, steilt sich die Konzentrationsfront, die durch den Adsorber wandert, deshalb bei der Wanderung durch die Adsorptionskolonne zunehmend auf [6-4]. Die Kinetik der Adsorption kann ebenfalls einen Einfluss auf die Ausprägung der Konzentrationsfront haben. Erfolgt der

Stofftransport in das Adsorbens gehemmt, so flachen nach [6-4] auch die Beladungskurven ab, und die Massentransferzone wird breiter.

Ist die Massentransferzone vom Eintritt bis zum Austritt des Adsorbers gewandert, kommt es zum sogenannten Durchbruch des Adsorptivs. Ab diesem Zeitpunkt wird das Adsorptiv nicht mehr im Adsorber zurückgehalten und verlässt die Kolonne mit ansteigender Konzentration. Die Konzentration des Adsorptivs im Gasstrom steigt an bis die Konzentration am Eintritt und am Austritt der Kolonne identisch ist. Je schmalere die Konzentrationsfront am Austritt des Adsorbers ist, desto besser kann die Adsorbenschüttung für die Rückhaltung eines Adsorptivs ausgenutzt werden.

Werden Gasmischungen durch den Adsorber geleitet, so werden diese unterschiedlich stark vom Adsorbens zurückgehalten. Stark abhängig von den maximal möglichen Beladungen bei den vorliegenden Betriebsbedingungen, und abhängig von der Kinetik der Adsorption eines jeden Adsorptivs, erfolgt der Durchbruch für jede Gaskomponente zu einer unterschiedlichen Zeit. Die Produktion des gewünschten Reingases beginnt sobald das erste Adsorptiv durchbricht. Die Produktion wird beendet wenn das nächste Adsorptiv durchbricht bzw. kurz vor dem Durchbruch steht.

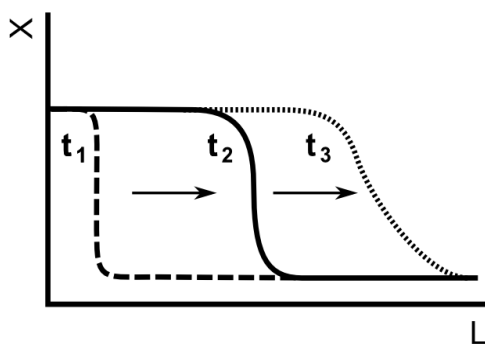


Abbildung 67: Konzentrationsfront bei der Desorption nach [6-4]

Zur Regeneration des Adsorbers ist es notwendig die Desorption des Adsorbats zu erreichen. Bei der Druckwechseladsorption wird die Desorption durch Druckabsenkung erreicht. Bei der Durchströmung des Adsorbers während der Desorption ändert sich der Verlauf der Konzentrationsfront, wie bei der Adsorption, abhängig vom Isothermenverlauf. Wie in Abbildung 67 zu sehen ist wird die Konzentrationsfront in Gleichgewichts-



systemen, die sich gemäß einer Isotherme des Typs 1 (IUPAC) verhalten, im Laufe der Durchströmung immer flacher. Die Massentransferzone wird dementsprechend breiter.

5.1.1.3 Prozessdaten

Bei der PSA-Technik selbst wird im Vergleich zur DWW keine zusätzliche Wärmeenergie zur Regenerierung benötigt. Es wird lediglich Prozessenergie in Form von elektrischem Strom zur Verdichtung des Biogases verbraucht. Für die komplette Anlagentechnik der Aufbereitungsanlage, inklusive Raumheizungen, Erwärmung Flüssiggasdosierung, Frostsicherung etc. wird jedoch auch zusätzlich Heizenergie verbraucht. Als dritter Energieträger wird Flüssiggas in Form von LPG zur Brennwertanpassung eingemischt. Dies erfolgt zur Erfüllung der Anforderungen von schwaben netz gmbh. Die Verbräuche stellen sich in Graben wie folgt dar:

Tabelle 13: Hilfsenergiebedarf Aufbereitung Graben [Quelle: Eigene Erhebung 2009]

	MWh / a
Strom	1.997
Wärme*	60
LPG*	1.069

* insbesondere für Gaskonditionierung, d.h. Erwärmung bei der Flüssiggasdosierung

Der elektrische Stromverbrauch macht den Großteil der Hilfsenergie aus. Den zweiten großen Part verbraucht die LPG-Dosierung. Der Stromkonsum darf nach aktuellem EEG 0,5 kWh Energieaufwand je verarbeitetem Kubikmeter Rohbiogas nicht überschreiten. Die mit der Aufbereitungsanlage verarbeitete Rohbiogasmenge liegt bei 7.600.000 m³ Dies entspricht einem Strombedarf von 0,26 kWh je verarbeitendem Normkubikmeter Rohbiogas.

5.1.1.4 Verluste

Die Verluste der Biomethananlage Graben können auf folgende Ursachen zurückgeführt werden. Es fallen nicht nur die direkten Prozessverluste bei der Aufbereitung an,

sondern auch die Verluste durch überschüssige Rohgaserzeugung, die die Aufbereitungskapazität der PSA überschreitet, durch die Nicht-Verfügbarkeit der Gasaufbereitungsanlage (durch Ausfall- und Wartungszeiten) sowie durch Mängel in der Qualität des Rohbiogases. Bei den direkten Prozessverlusten müssen 2 % veranschlagt werden; die jährlichen Energieverluste belaufen sich somit auf insgesamt 950 MWh.

Die indirekten Prozessverluste schlagen hier erheblich stärker mit durchschnittlich 15 % der eingesetzten Bruttoenergie bzw. umgerechnet mit 7.180 MWh p.a. zu Buche. Bei diesen Verlusten handelt es sich im Gegensatz zu den vorher genannten um vermeidbare Verluste. Würde die Aufbereitungsanlage eine Verfügbarkeit von 95 % aufweisen, könnten wesentliche Teile der indirekten Verluste vermindert werden. Bei einer solchen Verfügbarkeit ließen sich große Teile des Anlagenstillstands über die Biogaspufferkapazität der Biogasanlage verlustfrei überbrücken

5.1.1.5 Konstanz und Versorgungssicherheit

Die Versorgungssicherheit der Aufbereitungsanlage in Graben lässt sich über die technische Verfügbarkeit darstellen. Triviale und kurzzeitige Störungen werden in Abbildung 68 nicht einbezogen, da es sich hierbei um die tatsächlichen täglichen Fackellaufzeiten des Einspeisebetriebes ab Mai 2008 bis einschließlich Juni 2009 handelt.

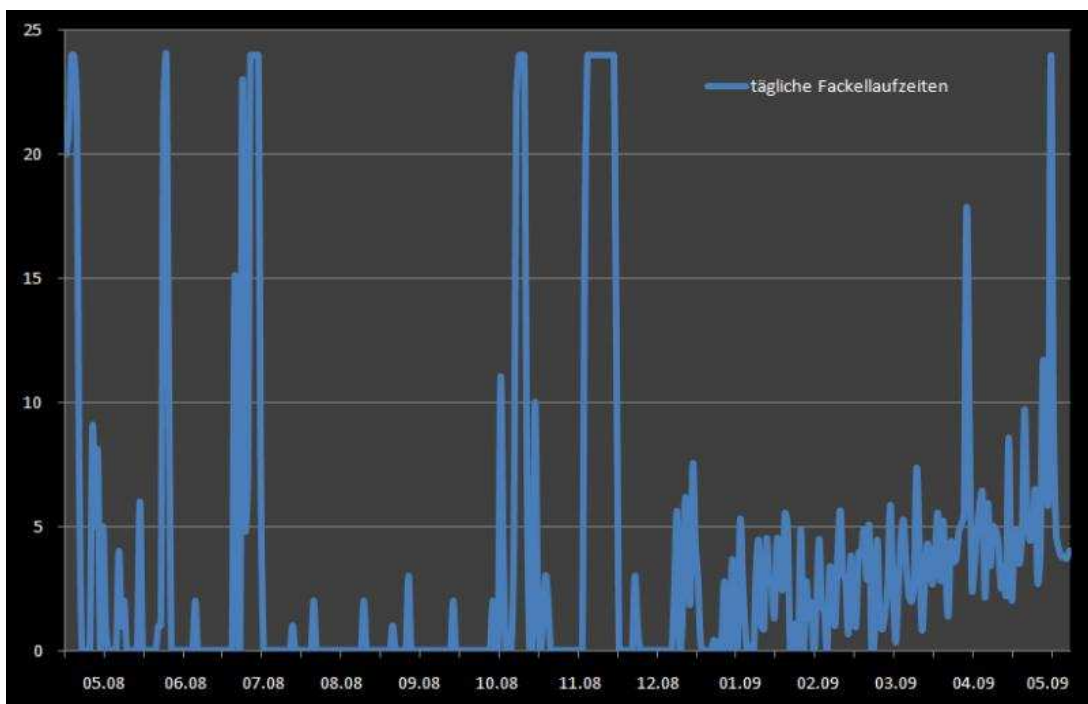


Abbildung 68: Tägliche Ausfall- und Fackellaufzeiten der Biomethan-Aufbereitungsanlage Graben/Lechfeld [eigene Darstellung]

Erkennbar in dieser Grafik ist auch jeweils die entsprechende Dauer der Störung. Zum einen lassen sich mehrere Ereignisse beobachten, die einen mehrere Tage anhaltenden Ausfall der Aufbereitungsanlage zur Folge hatten. Ablesen lassen sich jedoch zum anderen auch viele Ausfälle, die sich in bis zu 5 Stunden Fackellaufzeit pro Tag äußern. Zu beachten ist dabei, dass die Fackellaufzeiten nicht zu 100 % den Ausfallzeiten entsprechen. Zum einen ist die Fackel leistungsmäßig größer dimensioniert als die Aufbereitungsanlage, zum anderen wird erst wenige Stunden nach Abbruch der Aufbereitung der Betrieb der Notfackel nach dem Erschöpfen der Gaspufferkapazität durch die Biogas-Zwischenlagerung seitens der Biogaserzeugungsanlage nötig.

5.1.1.6 Mögliche Ursachen

Grundsätzlich wird angenommen, dass die Aufbereitungsanlage, vor dem Verlassen des Produktgases aus der Anlage, eine kontinuierliche Messung der Gaszusammensetzung vornimmt. Da die Gasmessung nur am Ende der Prozesskette vorgenommen wird, ist diese Messung allerdings mit einer gewissen Trägheit („time lag“) verbunden. Es wird angenommen, dass zur Bestimmung des Zeitpunktes des zu erwartenden Durchbruchs des Adsorptivs ein Thermoelement verwendet wird. Durch die Messung eines Temperaturanstiegs oder eines Temperaturgradienten am Ende der Kolonne könnte die einsetzende Adsorption des Adsorptivs am Ende der Kolonne problemlos festgestellt werden. Bei einer ausreichend steilen Konzentrationsfront wäre dieses Messverfahren geeignet, eine scharfe Trennung der unterschiedlichen Gase zu erreichen. Es ist somit davon auszugehen, dass die Konzentrationsfront von Kohlendioxid, die durch den Adsorber wandert, nicht ausreichend steil ist.

Die schlechte Gastrennung der Anlage kann vielfältige Ursachen haben, auf die später detaillierter eingegangen wird. Unabhängig von den Ursachen muss, gemäß der Prozessführung, die in Abbildung 64 dargestellt ist, die Regeneration bzw. Desorption des Adsorptives abgeschlossen sein, bevor bzw. spätestens sobald die Adsorption abgeschlossen ist. Wie es in Abschnitt 5.1.1.1 ausgeführt ist, benötigt die Desorption bei gleichem Druck länger, wie die Adsorption. Deshalb erfolgt eine Absenkung des



Drucks mit Hilfe einer Vakuumpumpe. Der Zeitbedarf für die Desorption legt jedoch letztlich die maximale Zeitdauer für die Adsorption fest. Kann die Regeneration nicht in maximalem Umfang erfolgen, bleibt eine erhöhte Restbeladung im Fließbett zurück, die, in der Folge, die Arbeitskapazität des Adsorbens reduziert. Diese Reduktion führt wiederum zu einem schnelleren Durchbruch der Gaskomponenten beim nächsten Adsorptionszyklus, und folglich zu einem kürzeren Zeitraum, der für die Adsorption bzw. die Produktion zur Verfügung steht. Die verkürzten Zykluszeiten resultieren zudem in einem höheren Energiebedarf der Anlage für die häufigeren Schaltvorgänge der Stell-einrichtungen. Die immer kürzer werdenden Zyklen der Adsorption und der Desorption machen es schließlich notwendig, eine Regeneration aller Adsorber vorzunehmen. Es wird vermutet, dass durch die Rückführung des unzureichend aufbereiteten Biogases die Rückhaltekapazitäten der Anlage schnell erschöpft werden. Deshalb kann, während des Regenerationsvorgangs, der Großteil des weiterhin entstehenden Rohgases nur abgefackelt werden.

Als Ursachen, für die schlechte Trennwirkung der Anlage, kommen, nach momentaner Einschätzung der vorliegenden Sachlage, folgende Ursachen in Frage. Es könnte eine thermische Hemmung der Adsorption vorliegen, die durch eine schlechte Abfuhr der, bei der Adsorption freigesetzte Wärme, entstehen kann. Zur Untersuchung der Eignung des Adsorbens werden Versuche durchgeführt (siehe Abschnitt 6.1.1.2 Referenzmessung).

Als weitere mögliche Ursache für den häufigen Produktionsausfall kommt in der Anlage Graben/ Lagerlechfeld auch eine mangelhafte Regelung der Anlage in Frage. Wenn die Regelung nicht in der Lage sein sollte, die Adsorptions- und die Desorptionszyklen zeitlich exakt passend aufeinander abzustimmen, könnten die bereits beschriebenen Phänomene, ebenfalls auftreten.

Eine weitere Ursache für die Probleme im Betrieb könnte eine unangemessene Adsorberauslegung sein. Zu kurze Adsorberkolonnen würden keine scharfe Trennung der Gaskomponenten ermöglichen (siehe Abschnitt 5.1.1.2 Adsorberdynamik, Abbildung 66). Wenn die Kolonnen einen zu geringen Durchmesser aufweisen, kann die höhere axiale Gasgeschwindigkeit eine scharfe Trennung der Gaskomponenten ebenfalls verhindern. Ursächlich dafür ist der Zeitbedarf für die Diffusion in die Adsorbenspartikel.

Die vorläufige Eingrenzung der möglichen Fehlerursachen erfordert eine weitere Untersuchung der Aufbereitungsanlage. Zunächst erfolgte, mit Hilfe einer Versuchsanlage, die Untersuchung des Adsorbens Carbotech D55/2, das als verwendetes Betriebsmittel in Betracht kommt. Eine Simulation der Aufbereitungsanlage wird angestrebt, um weitere Daten zur Auswertung zu gewinnen. Des Weiteren sollten Erkenntnisse über die Prozessführung gewonnen werden. Eine fehlerhafte Auslegung der Kolonnen kann im Moment nicht näher untersucht werden, da dies Messungen an der bestehenden Anlage, oder Messungen mit einer dafür geeigneten Versuchsanlage, erfordert.

5.2 Biomethaneinspeisung Altenstadt/Schongau

Die Biomethan-Aufbereitungsanlage Altenstadt ging Anfang Oktober 2009 ans Netz. Sie wurde für eine Einspeiseleistung von 690 Nm³ pro Stunde ausgelegt. Auch hier wird in das Mitteldrucknetz der Druckstufe 4 eingespeist.

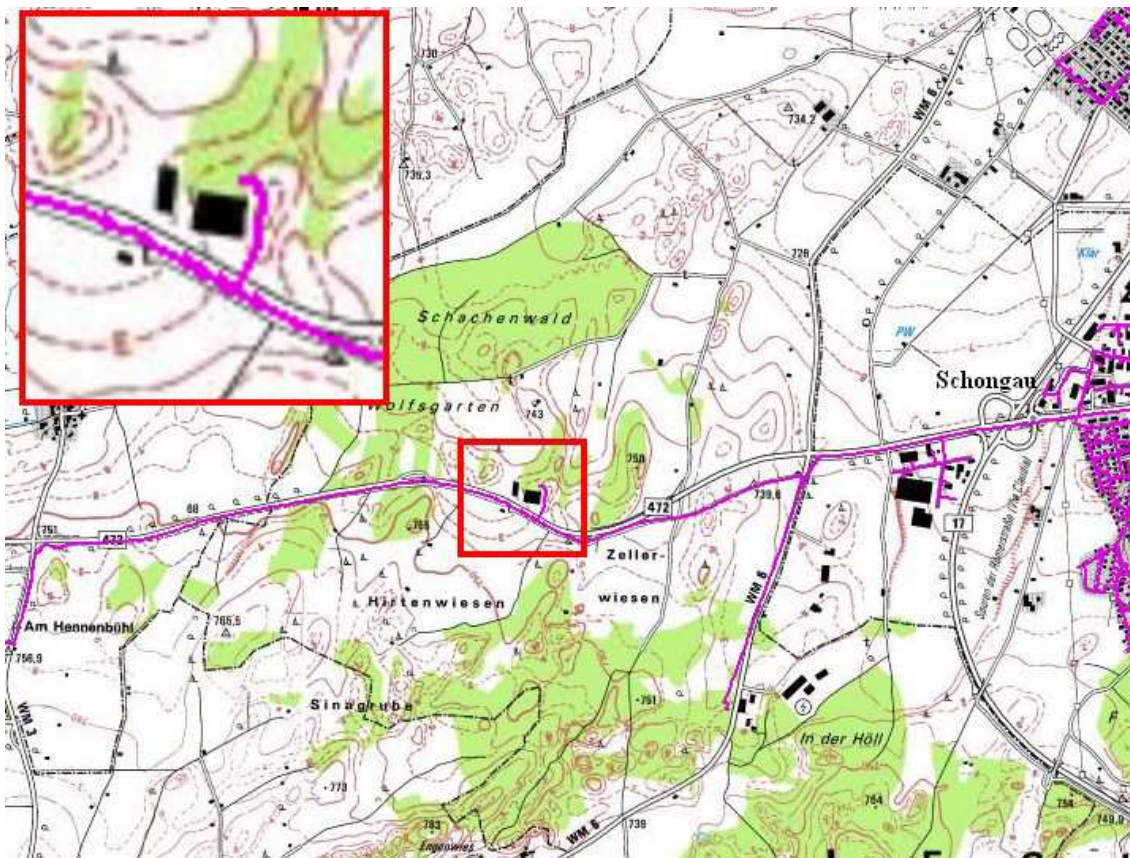


Abbildung 69: Einbindung der Biomethan-Aufbereitungsanlage in das örtliche Gasnetz Altenstadt [4-1 verändert]



Die 2001 in Betrieb gegangene Bioabfallvergärungsanlage befindet sich westlich von Altenstadt und Schongau; direkt an der B 472 gelegen. Die jetzige Anbindung an das örtliche Gasnetz erforderte nur geringfügige Leitungsarbeiten, da die bestehende Gasleitung direkt am Grundstück der Biogasanlage vorbei führt. Das hier produzierte Biogas zeichnet sich durch einen sehr hohen Gehalt an Methan aus, der ohne Aufbereitung bereits im Bereich von ca. 62% - 72% liegt. Dieser Wert ist auf die Vergärung hochenergetischer Lebensmittelabfällen zurückzuführen.

5.2.1 Aufbereitungsanlage System RosRoca

In nachfolgender Darstellung ist das R&I-Fließbild der Aufbereitungsanlage abgebildet.

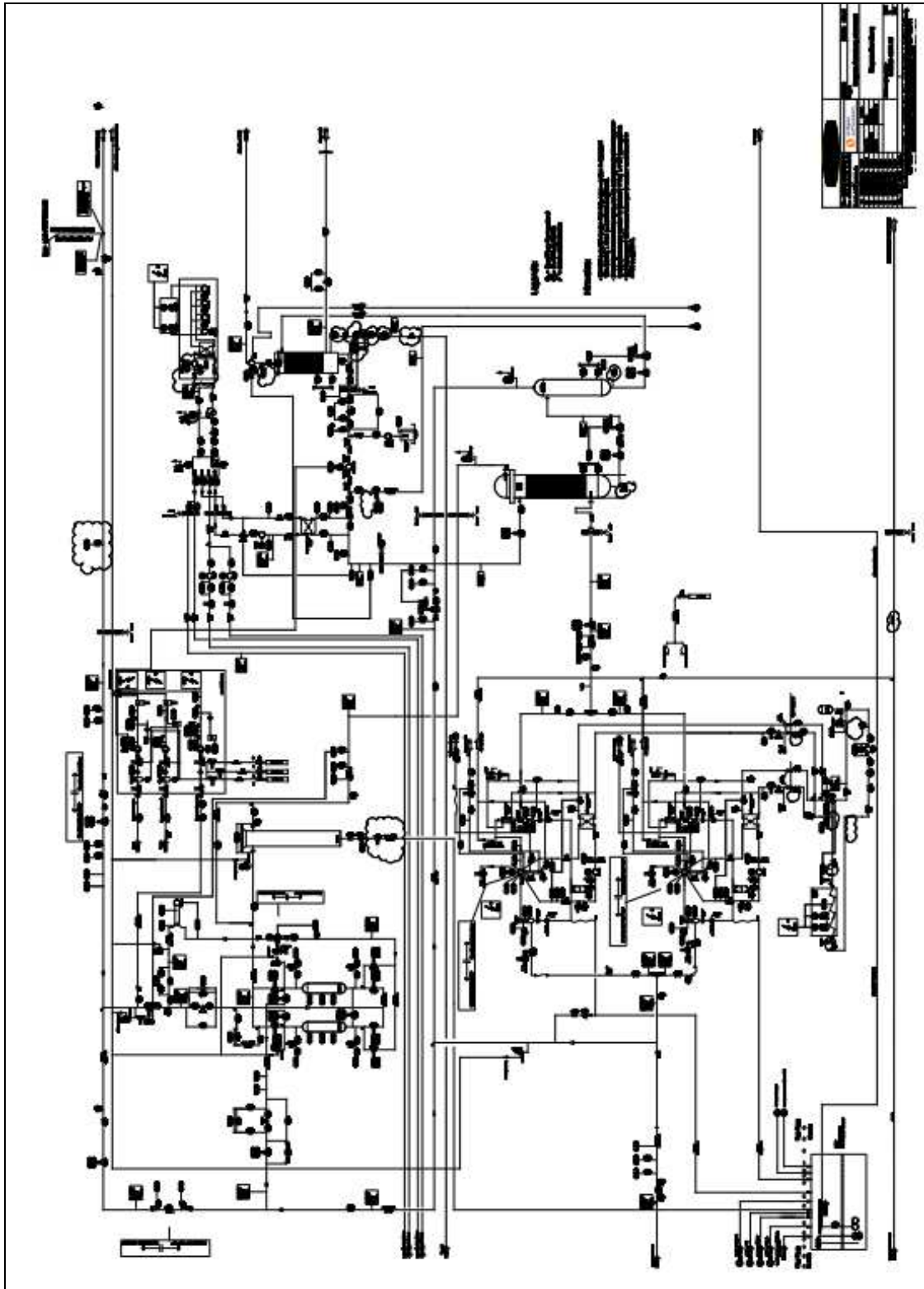


Abbildung 70: R&I Fließbild der Biomethan-Aufbereitungsanlage Altstadt/Schongau (erdgas schwaben gmbh)



5.2.1.1 Druckwasserwäsche

Bei der Biogasanlage Altenstadt wird für das Aufbereiten des Rohgases auf Erdgasqualität das Verfahren der Druckwasserwäsche angewandt. Die Aufbereitungsanlage wurde von der Firma RosRoca Envirotec S.L. entwickelt und hergestellt. Bei dem Betreiber der Aufbereitungsanlage handelt es sich, wie schon bei der Anlage in Graben / Lechfeld, ebenfalls um die erdgas schwaben gmbh in Augsburg. Um die Übersicht zu verbessern und damit das Verständnis zu erleichtern, werden die verschiedenen Anlagenteile in separaten Unterpunkten beschrieben. Die Anlage ist wie folgt aufgebaut:

- Verdichtung,
- Biogaswäsche,
- Wasserregeneration,
- Gastrocknung,
- Analyseschrank,
- RTO (Regenerative Thermische Oxidation);

Die angegebenen Temperaturen werden in °C, die Drücke grundsätzlich als Überdruck angegeben

Verdichtung

Vor dem Bereich der Verdichtung durchläuft das Biogas einen Ammoniak-Wäscher, da sich Ammoniak schädlich auf die Druckwasserwäsche auswirkt. Nach dem Verlassen des Wäschers beträgt die Temperatur des Gases 25 °C und besitzt einen Druck von 1 bar, wenn es in den Verdichter eintritt. Hier wird das Biogas in zwei Teilgasströme getrennt. Der folgende beschriebene Anlagenteil ist somit doppelt vorhanden, was den Vorteil einer 50 %igen Redundanz mit sich bringt. Nach der Aufteilung des Gasstroms wird dieser durch einen Abscheider geleitet. Hierbei werden Feuchtigkeitstropfen und Schwebstoffe abgeschieden und anschließend mit dem Abwasser abtransportiert. Nach dem Passieren des Abscheiders wird das Biogas direkt in den Verdichter geleitet und dort auf 7 bar komprimiert.

Um die Temperatur möglichst gering zu halten wird der Verdichter von einem Kühlkreislauf, der über einen Wärmetauscher mit dem Kreislauf einer Kühlanlage verbunden



ist, permanent gekühlt. Die Temperatur wird über einen Regler eingestellt, der die Durchflussmenge des Kühlkreises der Kühlanlage beeinflusst. Im nächsten Schritt wird das Gas in einem Nachkühler noch weiter heruntergekühlt und über einen Abscheider weiter von Feuchtigkeit befreit. Im Falle eines Druckes größer als 9 bar, kann das Gas, noch vor dem Nachkühler, an die Ablassleitung 1 abgegeben werden. Der Nachkühler wird im Gegenstrom betrieben und ist direkt an die Leitungen der Kühlanlage angeschlossen. Das Kondensat wird wieder zum Abwasserschacht abgelassen und im Fermenter wieder verwendet. Die beiden Biogasströme werden im Anschluss an den Nachkühler, bei einer Temperatur von 25°C und einem Druck von 7 bar, vereint und zum nächsten Anlagenteil weitergeleitet.

Biogaswäsche

Das ankommende Gas wird von unten durch die Adsorptionskolonne geführt, während im Gegenstrom regeneriertes Wasser eingesprüht wird. Die Kolonne ist mit einem speziellen Füllkörper ausgestattet, der die Oberfläche des Wassers vergrößert und somit die Adsorptionsleistung steigert. Das im Sumpf der Kolonne mit CO₂, H₂S und geringen Mengen von CH₄ beladene Wasser, wird anschließend in einer Desorptionskolonne auf 4 bar entspannt. Dies führt dazu, dass das im Wasser enthaltene Methan frei wird und zum Rohbiogasstrom zurückgeleitet werden kann. Der Methanschlupf fällt so deutlich geringer aus. Während der Rückleitung zum Rohgasstrom wird das Methan weiter auf 1,4 bar entspannt, die Temperatur beträgt daraufhin lediglich noch 10°C.

Wasserregeneration

Im nächsten Schritt wird das beladene Wasser durch einen Stripper gerieselert. Der Stripper ist quasi identisch aufgebaut wie die Adsorptionskolonne, und besitzt ebenfalls einen Füllkörper, der die Oberfläche zwischen Wasser und Frischluft vergrößert. Das Wasser wird von oben nach unten, die Luft im Gegenstrom dazu geführt. Er besitzt Umgebungsdruck bei einer Eingangstemperatur von ca. 20°C. Der Luftstrom wird von einer Vakuumpumpe nach dem Stripper angetrieben und gelangt im Anschluss als Abluft zur RTO (Regenerative Thermische Oxidation). Der Druckunterschied ist weiterhin der gleiche, die Temperatur liegt jedoch unter 20°C. Die Vakuumpumpe wird über die Durchflussmenge des Wasserkreislaufs geregelt. Beide Ströme sind somit variabel und können in Abhängigkeit von der Rohgasqualität eingestellt werden. Das auskondensierende Wasser im Abluftstrom zur RTO wird ebenfalls zum Abwasserschacht abgeführt.



Im Sumpf des Strippers besteht die Möglichkeit, das gereinigte Wasser, mit Frischwasser zu versetzen um die Qualität zu verbessern. Die Beschaffenheit des regenerierten Wassers wird direkt in der Kolonne gemessen. Durch diese Messstelle wird der Frischwasserzulauf geregelt. Um das Wasser auf Druck zu halten und die Durchflussmenge einzustellen befindet sich hinter dem Stripper ein Verdichter. Dieser wird über eine Regelung angesteuert. Im Analysenschrank wird die Beschaffenheit des Rohbiogases gemessen und an den oben beschriebenen Verdichter weitergereicht, der anhand der Analysendaten die Durchflussmenge regelt. Nach dem Verdichter besteht die Möglichkeit, vorhandenes Wasser, auf Grund eines Überschusses oder minderer Reinheit, zum Abwasserschacht abzuleiten. Um die Temperatur im Wasserkreislauf möglichst gering zu halten, fließt das aufbereitete Wasser nach dem Verdichter, durch einen Wärmetauscher, dessen Kreislauf an eine separate Kühlanlage gekoppelt ist. Die Durchflussmenge des Kühlkreislaufes wird über die Temperatur des Wassers, nach dem Wärmetauscher geregelt. Die Temperatur des Waschwassers sollte möglichst gering gehalten werden, da geringe Temperaturen die Adsorption begünstigen. Um möglichst geringe Temperaturen zu ermöglichen, ist die des Kühlkreislaufes kleiner 10°C . Nach dem Wärmetauscher ist das Wasser vollständig regeneriert und steht somit dem Biogaswäscher erneut zur Verfügung.

Gastrocknung

Das am Kopf der Adsorptionskolonne entstehende, mit Wasser gesättigte, veredelte Biogas, wird unter einem Druck von 7 bar und einer Temperatur von 10°C zum Trocknungsprozess geführt. Zuerst wird das Biomethan durch einen Koaleszenzfilter geleitet, der Öl- und Schmutzpartikel abscheidet und an den Abwasserschacht weitergibt. Zur Sicherheit befindet sich hinter dem Filter ein Druckventil, das bei einem um 10% überhöhten Druck das Gas in eine Ablassleitung freilässt. Daraufhin gelangt das Biomethan in zwei parallel liegende Desorptionskolonnen, die für die Trocknung bei niedrigem Taupunkt zuständig sind. Zuvor besteht die Möglichkeit das Gas bei unzureichender Qualität zurück zum Rohgasstrom zu leiten.

Des Weiteren existieren zwei Überdruckventile die ebenfalls bei 7,7 bar öffnen und das Biomethan ablassen. Nach den Desorptionskolonnen werden die Gasströme wieder zusammengeführt. Das Biomethan strömt daraufhin, bei einem gesenkten Druck von 6 bar weiter zur Messung der Gaszusammensetzung.



Vor der eigentlichen Erdgaseinspeiseleitung wird das Biomethan im Analyseschrank auf die Parameter H_2O , CH_4 , CO_2 , O_2 und H_2S analysiert, und kann bei gegebener minderer Qualität auch zum Rohgas zurückgeleitet werden. Anschließend wird dem Biomethan, je nach Bedarf, eine bestimmte Menge LPG zugemischt. Dies erfolgt um die gesetzlich vorgeschriebenen Heizwerte für die Einspeisung von Erdgas zu erreichen. Letztendlich erreicht das Biomethan die Einspeiseleitung, wird auf 3 bar entspannt und in das Erdgasnetz eingespeist.

Analyseschrank

Im Analyseschrank werden drei verschiedene Gasströme, Rohgas, Sauerstoffgas und Biomethan genauer untersucht. Im Rohgasstrom werden die Parameter H_2O , CH_4 , CO_2 , O_2 und H_2S analysiert. Entsprechend des CO_2 Gehaltes wird daraufhin die Durchflussmenge des Waschwassers geregelt. Das gereinigte Biomethan wird auf Reinheit geprüft, d.h. auf den Gehalt von H_2O , CH_4 , CO_2 , O_2 und H_2S , um bei gegebener Minderqualität den Gasstrom umzuleiten und das Biomethan nochmals durch den gesamten Prozess zu führen.

RTO -Regenerative Thermal Oxidizer-

In der RTO wird die Abluft aus dem Stripper, die immer noch geringe Mengen an Methan enthält, von H_2S und Methan gereinigt, damit die Abluft den gesetzlichen Vorschriften entspricht. Laut Herstellerangaben kann man eine RTO ab einem Methanschlupf von ca. 0,15% betreiben. Der Auslegungsgehalt für die Anlage beträgt 0,30% CH_4 und liegt somit im technisch machbaren Bereich. Ebenfalls hat der Hersteller der RTO verlauten lassen, dass die Abluft des Strippers im Anfahrzeitraum immer einen um den Faktor 5-10 höheren Methangehalt hatte, als bei der Auslegung angenommen. Hier lässt sich also deutlich erkennen, wie gut bzw. schlecht die Aufbereitungsanlage anfangs lief.



5.2.1.2 Prozessdaten

Für die DWW-Aufbereitungsanlage der Firma RosRoca wird als Prozessenergie hauptsächlich Strom verbraucht, um Pumpen, Verdichter und Kühlanlagen zu betreiben. Zusätzlich wird LPG zur Brennwertanpassung benötigt. Die Abluftreinigung übernimmt eine RTO (Regenerative Thermal Oxidizer). In der RTO wurde bis zum Jahresende 2011 eine Menge von 6.867 Nm³ Gas verbraucht. Zu beachten ist dabei auch, dass die Aufbereitungsanlage aufgrund eines Druckstosses mehr als einen Monat still stand und in diesem Zeitraum kein Biogas eingespeist werden konnte.

Für die folgenden Prozessdaten standen jeweils nur Informationen für einen jahresübergreifenden Zeitraum von ca. neun Monaten zur Verfügung. Somit wurde eine Hochrechnung vorgenommen, um die Verbräuche für das gesamte Jahr 2011 abschätzen zu können. Bei dem RTO-Verbrauch handelt es sich dabei um Erdgas, welches zur Stützfeuerung bzw. zum Aufheizen der RTO benötigt wird.

Tabelle 14: Hochrechnung der Prozessenergieverbräuche Biomethanaufbereitungsanlage Altstadt / Schongau, Stand: 2010

Energieträger	Energieverbrauch MWh/a
Strom	1.493
LPG	560
RTO-Verbrauch	84,34

Bezieht man den Stromverbrauch auf die verarbeitete Menge Rohbiogas von ca. 3.900.000 Nm³/a, ergibt sich ein Wert von lediglich 0,38 kWh pro Nm³ Rohbiogas. Auf den ersten Blick erscheint der Stromverbrauch, in Anbetracht des laut EEG maximal zugelassenen Energieverbrauchs von 0,5 kWh pro Nm³ Rohbiogas, relativ niedrig zu sein. Vergleicht man jedoch diesen Wert mit dem der Anlage in Lechfeld/Graben, so wird deutlich, dass dort 0,12 kWh pro Normkubikmeter Rohbiogas weniger benötigt werden.

Das Rohbiogas hat dabei eine Zusammensetzung von 62–72 Vol% CH₄ und 28–38 Vol% CO₂. Ferner enthält der Rohgasstrom weniger als 1 Vol% O₂ und nur geringe Spuren von H₂ und H₂S, die jeweils unter 500 ppm liegen. Nach der Aufbereitung



zeichnet sich das Biogas durch einen hohen Methangehalt von mehr als 97,5 Vol% CH₄ aus. Der Kohlendioxidanteil wird dabei auf unter 1,5 Vol% reduziert. Ebenso wird der H₂S-Gehalt auf Werte unter 4 ppm herabgesetzt. Der Sauerstoffgehalt bleibt unverändert, bei H₂ liegt er im Bereich von bis zu 1000 ppm. Das gereinigte Biomethangas ist dementsprechend von hoher Qualität und bedarf nur einer geringen Brennwertanpassung durch Beimischung von LPG.

5.2.1.3 Verluste

Die direkten Verluste an Methan treten in Form des Methanschlupfs beim Strippen auf, welche dann über die RTO energetisch verwertet werden. Die RTO ist ab einem Methangehalt von 0,15 %, in der Abluft lauffähig. Ausgelegt wurde sie auf den doppelten Gehalt (0,30 %). Wie unter Punkt 5.2.1.1 bereits erwähnt, hatte die Abluft im Untersuchungszeitraum jedoch einen durchschnittlichen Gehalt von 1,5 % bis 3 % was den 5- bis 10-mal höheren Wert darstellt. Dies zeigt wiederum, dass in der Anlaufphase die Druckwasserwäsche nicht im Auslegungspunkt ablief. Um die Energieverluste so gering wie möglich zu halten, sollte der Methanschlupf weiter reduziert werden.

Die indirekten Verluste können auf 2 Ursachen zurückgeführt werden. Der Hauptgrund ist die relativ geringe tatsächlich erreichte durchschnittliche Einspeiseleistung von 325 Nm³/h. Das anvisierte Ziel von 690 Nm³/h wird somit nicht einmal zur Hälfte erreicht. Pro Jahr ergibt das einen Verlust von umgerechnet 7.000 MWh bzw. knapp 50%, für den Fall, dass eine Anlagenverfügbarkeit von ca. 85% angenommen wird und der Ausfall der gesamten Aufbereitungsanlage nicht mit einberechnet wird. In folgender Grafik sind die Tagesmittelwerte des betrachteten Zeitraums zu sehen. Sie verdeutlicht noch einmal das Problem der zu geringen Einspeiseleistung, lässt aber auch Rückschlüsse auf andere Probleme der Aufbereitungsanlage zu.

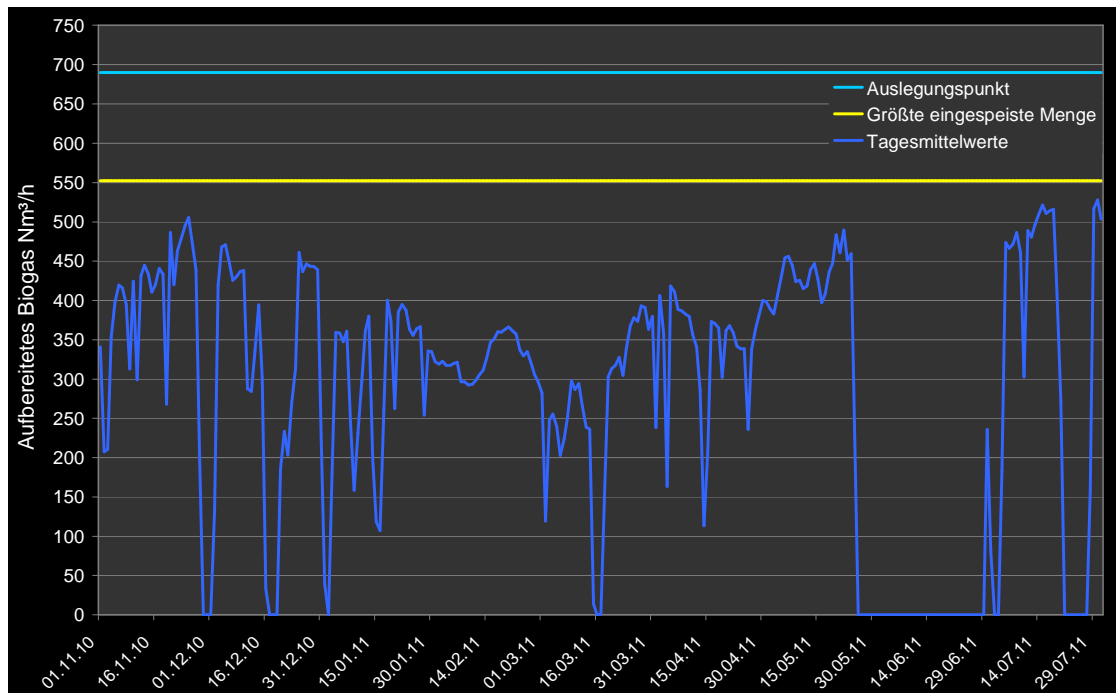


Abbildung 71: Verlauf der Tagesmittelwerte der aufbereiteten Menge Biogas in der Biomethananlage Altenstadt / Schongau

Gut zu erkennen ist, dass die Einspeiseleistung zwischen $300 \text{ Nm}^3/\text{h}$ und $500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ schwankt. Die größte eingespeiste Menge Biogas betrug rund 550 Nm^3 in der Stunde, ähnliche Werte wurden jedoch nur sehr selten erreicht. Der angestrebte Auslegungswert von $690 \text{ Nm}^3/\text{h}$ konnte hingegen nie erreicht werden. Dies hat seine Ursache in der aufgrund fehlender Inputsubstrate zu geringen Rohgasproduktion. Anhand der starken Ausreißer nach unten, kann man erkennen, dass die Aufbereitungsanlage im Betrachtungszeitraum sehr oft nicht lauffähig war. Auffällig ist der lange Ausfall der gesamten Anlage vom 25.05.11 bis zum 30.06.11, was mit dem oben beschriebenen Druckstoss zu tun hat. Somit ist ein weiterer Grund für die hohen indirekten Verluste ermittelt. Eine Verfügbarkeit der Aufbereitungsanlage von nur 78% verursacht für das komplette Jahr 2011 hochgerechnet einen Energieverlust von 2.250 MWh.

5.2.1.4 Konstanz und Versorgungssicherheit

Die Konstanz und Versorgungssicherheit lässt sich, wie bereits für die Aufbereitungsanlage Graben durchgeführt, durch die technische Anlagenverfügbarkeit darstellen. Im betrachteten Zeitraum vom 01.11.2010 bis zum 02.08.2011 lag der Wert bei 74%. Hochgerechnet auf das Jahr 2011 erhält man den schon erwähnten Durchschnittswert

von 78%. Wenn man den einen Monat anhaltenden technischen Defekt nicht berücksichtigt, verbessert sich der Wert auf knappe 86%.

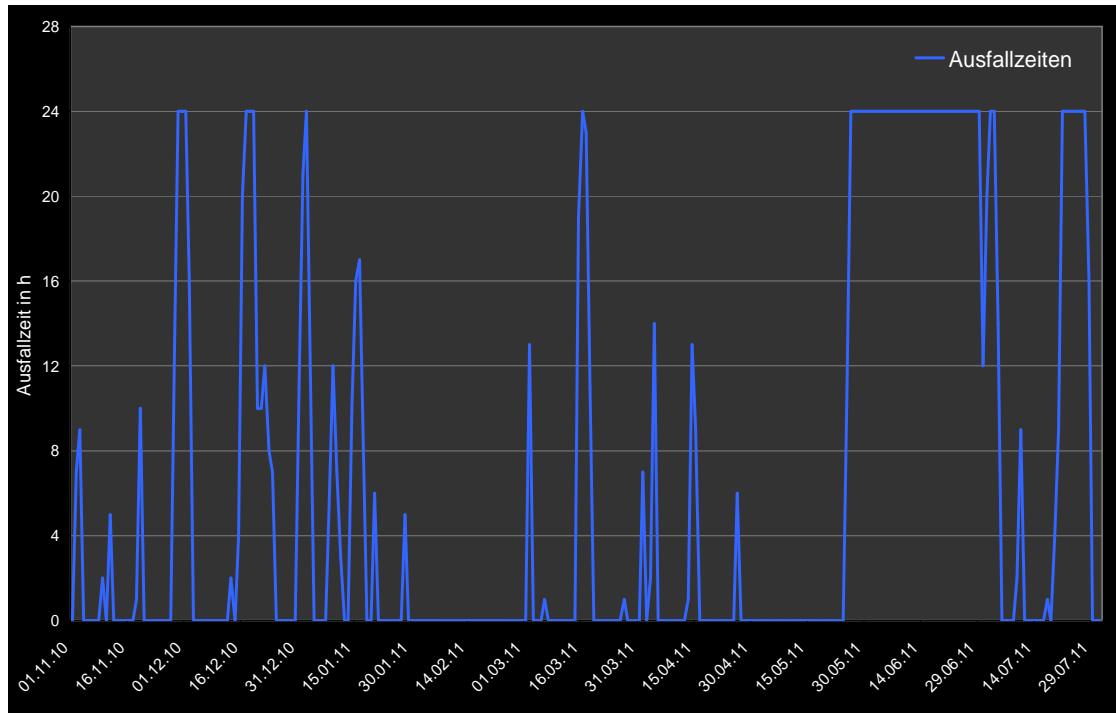


Abbildung 72: Ausfallzeiten der Biomethan-Aufbereitungsanlage Altenstadt / Schongau

Aus der Abbildung 72 ist ersichtlich wie oft die Anlage ausfiel, sowie auch die Dauer der Ausfälle im betrachteten Zeitraum. Die Ausfälle am Jahresanfang 2011 sind auf Probleme mit der Einspeisung zurückzuführen. Nachdem diese behoben waren, lief die Anlage ohne weitere Zwischenfälle bis März 2011. Ab diesem Zeitpunkt gab es vermehrt leichte Unstimmigkeiten mit der Rohgasqualität, welche letztendlich zu Unterbrechungen der Aufbereitung führten. Am 30. Mai kam es aus noch ungeklärten Gründen zu einem Druckstoss in der Anlage, welche zu einem vollständigen Stillstand der Biomethaneinspeisung führte. Das Beheben des Schadens und die Wiederaufnahme der Aufbereitung führten insgesamt zu einem sechswöchigen Betriebsausfall. Dieser führt bei den Berechnungen der Konstanz und Ausfallzeiten zu deutlichen Einbußen.

6 Simulationen von Biogasaufbereitungsanlagen

6.1 Simulation einer PSA

6.1.1 Untersuchungen

6.1.1.1 Versuchsanlage

Das Institut für Reine und Angewandte Chemie der Carl von Ossietzky Universität Oldenburg verfügt über eine Versuchsanlage zur Druckwechseladsorption. Die Anzeige der Messwerte und die Steuerung der Anlage erfolgte von Neuburg a.d.D. aus online per Rechner mit Hilfe eines Java-Applets [6-7]. In Abbildung 73 ist das Rohrleitungs- und Instrumentenfließbild der Versuchsanlage abgebildet.

Die Adsorptionsversuche können mit den Einzelgasen Methan (CH_4) und Kohlendioxid (CO_2), oder mit Mischungen der beiden Gase, durchgeführt werden. Stickstoff (N_2) dient in der Versuchsanlage als Träger- und Spülgas. Das Gas wird der Anlage aus Druckgasflaschen zugeführt, die jeweils mit einem zweistufigen Druckminderer versehen sind. Vor den 2/2-Wege-Magnetventilen V1, V2 und V3 liegt ein Druck von 1 MPa an.

Die Ventilstellungen der Magnetventile V1 bis V11 können vom Benutzer festgelegt werden. Die Stellung der Magnetventile V1 bis V13 wird in der Steuerung angezeigt.

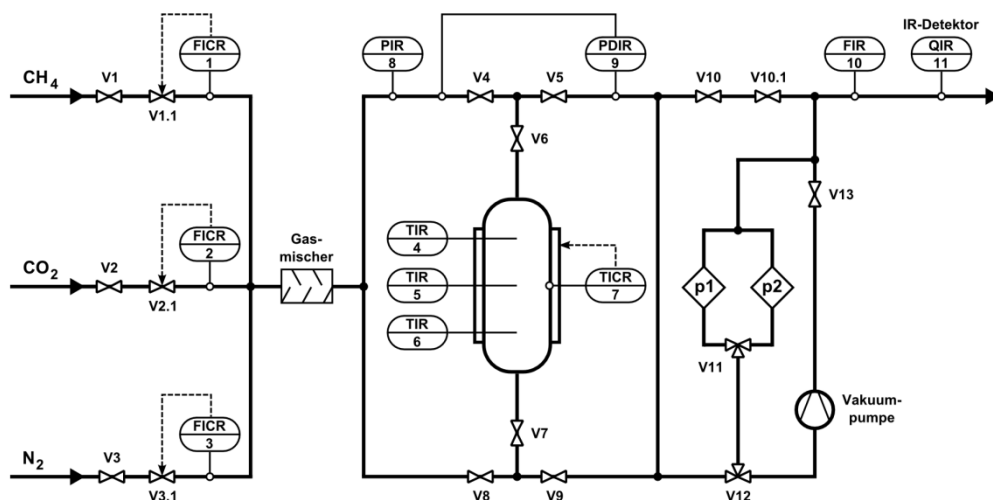


Abbildung 73: R&I-Fließbild der Versuchsanlage zur PSA an der Universität Oldenburg nach [6-7]



Die Mess- und Regelstellen FICR1, FICR2 und FICR3 ermöglichen die Durchflussregelung der Stellventile V1.1, V2.1 und V3.1. Der Durchfluss wird jeweils mit einem Masendurchflussregler erfasst. Die Regler sind auf das jeweils angeschlossene Gas geeicht. Zur Durchflussbestimmung wird die Messung des Wärmetransports durch das Gas genutzt. Die Durchflussregler mit der Messstellenkennzeichnung FICR1 und FICR2 können auf einen Durchfluss von 2 bis 100 Nml/min eingestellt werden. Der Durchflussregler FICR3 ermöglicht einen Durchfluss von 2 bis 1000 Nml/min. Die eingestellten Durchflusswerte werden im Java-Applet angezeigt. Lediglich der Gesamtdurchfluss der drei Messgase wird registriert.

Die Messgase und das Trägergas werden durch einen statischen Gasmischer gemischt, und gelangen als Gasmischung zum Adsorber. Über die 2/2-Wege-Magnetventile V4 bis V9 kann die Durchflussrichtung der Gasmischung durch den Adsorber festgelegt werden.

Der Adsorber ist in Edelstahl ausgeführt, und für einen Maximaldruck von 1,5 MPa ausgelegt. Gefüllt ist der Adsorber mit dem Kohlenstoffmolekularsieb D55/2 der Firma Carbotech. Die Schütthöhe im Adsorber beträgt 170 mm, das Gewicht des unbeladenen Adsorbens beträgt 32 g. Das Adsorbens besteht aus Partikeln von Kohlenstoffmolekularsieben der Korngrößenfraktion von 200 bis 315 μm . Als Stützboden bzw. Schutz vor dem Austrag von Adsorbenspartikeln ist die Schüttung von Filtern eingefasst. Die Filter bestehen aus Sintermaterial, das eine Porengröße von 2 μm ausweist.

Die Anlage besitzt ein Totvolumen $V_{\text{Tot}} = 110 \text{ cm}^3$. Bei jeder zeitlichen Beurteilung der Adsorption und Desorption muss die Anlagentotzeit t_{Tot} somit beachtet werden [6-7].

Die Temperatur des Adsorbers wird über die Messstellen TIR4, TIR5 und TIR6 gemessen. Drei Typ-K Mantelthermoelemente sind mittig in die Adsorbensschüttung eingebracht und messen die Temperatur am Anfang (T1), in der Mitte (T2) und am Ende (T3) der Schüttung. Über zwei Typ-K Mantelthermoelemente, die auf dem Reaktormantel angebracht sind, wird die Manteltemperatur T_m gemessen. Die Mess- und Regelstelle TICR7 dient der Regelung der Adsorberheizung. Durch ein Heizband mit einer Leistung von 100 W kann der Mantel des Adsorbers aufgeheizt werden. Die Temperatur des



Mantels kann in einem Temperaturbereich von 20 bis 100 °C vorgegeben werden. Auf der Rückseite des Adsorbers befinden sich zwei Radiallüfter, die zur Kühlung des Adsorbers zugeschaltet werden können. Die Messwerte der vier Temperaturen T1, T2, T3 und Tm werden im Java-Applet dargestellt und die Messwerte werden registriert.

Die Messstelle PIR8 misst den Systemdruck der PSA. Der Druckmessumformer besteht aus einem Dünnschicht Dehnungsmessstreifen (DMS), der auf einer Siliziummembran aufgebracht ist. Die Bestimmung des Drucks erfolgt durch die Widerstandsmessung des DMS. Der Messbereich des Messumformers liegt bei 0 bis 1 MPa. Mit Hilfe der Messstelle PDIR9 kann der Druckverlust bei der Durchströmung der Adsorber gemessen werden. Als Druckmessumformer wird ein federelastisches Messglied verwendet das mit einem Permanentmagneten verbunden ist. Die Positionsänderung des Magneten wird durch einen Hallsensor erfasst. Der Messbereich des Differenzdruckmessers liegt bei 0 bis $1,6 \cdot 10^5$ Pa. Der ermittelte Systemdruck und der Differenzdruck wird im Java-Applet dargestellt, die Messwerte werden registriert.

Das 3/2-Wege-Magnetventil V12 leitet den Gasstrom stromlos über die beiden Vordruckregler mit der Kennzeichnung p1 und p2. Der Systemdruck der PSA kann über diese Vordruckregler eingestellt werden. Abhängig von der Ventilstellung des 3/2-Wege-Magnetventils V11 erfolgt der Durchfluss des Gases durch einen der beiden Vordruckregler. Der Vordruckregler p1 ist auf einen Druck von 1200 hPa eingestellt. Der Vordruckregler p2 soll einen Systemdruck von 8000 hPa ermöglichen. Beide Vordruckregler verhindern durch eine Membran solange einen Gasdurchfluss, bis der voreingestellte Druck erreicht ist. Sobald der eingestellte Systemdruck erreicht ist durchströmt das Gas die beiden Vordruckregler ungehindert. Zur Absenkung des Gasdrucks von 8000 hPa auf 1200 hPa ist es nötig das Ventil V10 zu öffnen. Dem 2/2-Wege-Magnetventil V10 ist das Nadelventil V10.1 nachgeschaltet. Das Nadelventil soll den Durchfluss auf maximal 3000 Nml/min begrenzen [6-7]. Dadurch würde der lineare Messbereich des nachgeschalteten Infrarotdetektors (IR-Detektors) nicht überschritten und Schäden durch Druckstöße würden verhindert [6-7].

Bis zu einem Systemdruck von ca. 1200 hPa kann über das Java-Applet eine Vakuumpumpe für 60 Sekunden zugeschaltet werden. Bei der Aktivierung der Vakuumpumpe werden die Ventile V12 und V13 automatisch so geschaltet, dass der Gasstrom über die



Vakuumpumpe geleitet wird. Der Systemdruck kann durch die Aktivierung der Vakuumpumpe auf bis zu 300 hPa gesenkt werden. Der Elektromotor der Vakuumpumpe wird durch einen PTC-Widerstand (engl. positiv temperature coefficient; positiver Temperaturkoeffizient; sog. Kaltleiter) vor der Überschreitung einer Betriebstemperatur von 50 °C geschützt.

Durch den Durchflussmesser FIR10 wird der Ausgangsvolumenstrom der Versuchsanlage gemessen. Die Messung des Massendurchflusses des Ausgangsvolumenstroms erfolgt, analog zur Messung des Eingangsvolumenstroms, über die Messung des Wärmetransports durch das Gas. Der Durchflussmesser ist auf Stickstoff geeicht. Die Berechnung des Gasdurchflusses erfolgt über Konversionsfaktoren und unter Einbezug der durch den IR-Detektor gemessenen Gaszusammensetzung. Der Gasfluss am Ausgang der Messanlage wird sowohl im Java-Applet angezeigt, als auch registriert.

Bei dem verwendeten IR-Detektor (URAS 14, des Herstellers ABB) wird die nicht-dispersive Infrarotabsorption zur Messung genutzt. Das Messgerät, mit der Messstellenkennzeichnung QIR11, ist in der Lage die Konzentration von Methan (CH₄) und Kohlendioxid (CO₂) gleichzeitig und kontinuierlich zu messen. Die Konzentration von Stickstoff (N₂) wird aus der Differenz zu 100 Vol.-% errechnet. Die Volumenanteile aller drei Gase werden im Java-Applet angezeigt und die Messwerte werden registriert.

Die registrierten Messwerte aller Mess- und Regelstellen werden sekundlich erfasst und können aufgezeichnet werden. Die aufgezeichneten Messdaten kann sich der Nutzer als Textdatei (TXT-Dateiformat) via Email zuschicken lassen. Die Anlage kann über eine Webcam betrachtet werden. Eine zusätzliche Beleuchtung der Anlage kann zugeschaltet werden. Der Status der Onlineverbindung wird permanent angezeigt.

In der Grundeinstellung der Versuchsanlage sind alle 2/2-Wege-Magnetventile geschlossen. Die 3/2-Wege-Magnetventile sind in ihrer stromlosen Stellung. Die Eingangsvolumenströme sind auf 0 Nml/min eingestellt. Als Systemdruck sind 1200 hPa gewählt. Diese Grundeinstellungen liegen nach dem Start der Anlage und nach der Beendigung der Funktion Spülen vor. Bricht die Onlineverbindung zur Anlage ab, wird die Anlage gespült und anschließend werden die Grundeinstellungen wieder hergestellt.



Die Versuchsanlage kann durch die Steuerfunktion Spülen in einen unbeladenen Ausgangszustand zurückversetzt werden. Zu diesem Zweck wird der Systemdruck wenn nötig auf 1200 hPa gesenkt und zeitweise durch die Vakuumpumpe noch weiter abgesenkt. Die Anlage wird zudem durch wechselnde Volumenströme bis 1000 Nml/min mit Stickstoff gespült. Ein Spülvorgang dauert 5 Minuten und kann vom Nutzer jederzeit abgebrochen werden. Während des Spülvorgangs kann nur die Temperaturvorgabe für die Adsorberheizung vom Nutzer geändert werden. Die Gaskonzentration am Ausgang der Anlage wird durch den IR-Detektor gemessen. Für den Fall, dass die Gaskonzentration von Methan (CH_4) oder Kohlendioxid (CO_2) noch nicht niedrig genug ist, wird automatisch ein zweiter Spülvorgang gestartet. Die maximale Dauer für die Funktion Spülen liegt insgesamt bei 10 Minuten, und wird durch einen Fortschrittsbalken angezeigt.

6.1.1.2 Referenzmessung

Da der Betriebsdruck bei den Versuchen zur Adsorption und Desorption nicht geändert wird und sich der Differenzdruck im Laufe der Messungen ebenfalls nur geringfügig ändert, sind die Drücke nicht als Messkurven in das Diagramm eingepflegt. Auf eine Darstellung der Manteltemperatur des Adsorbers T_m wird wegen der Überlagerung durch die drei Messkurven der Temperaturen T_1 , T_2 und T_3 ebenfalls verzichtet.

Die Messkurven des Versuchs VIa-1 sind in Abbildung 74 dargestellt. Dieser Versuch dient als Bezugsmessung für alle weiteren Versuche zur Adsorption und Desorption.

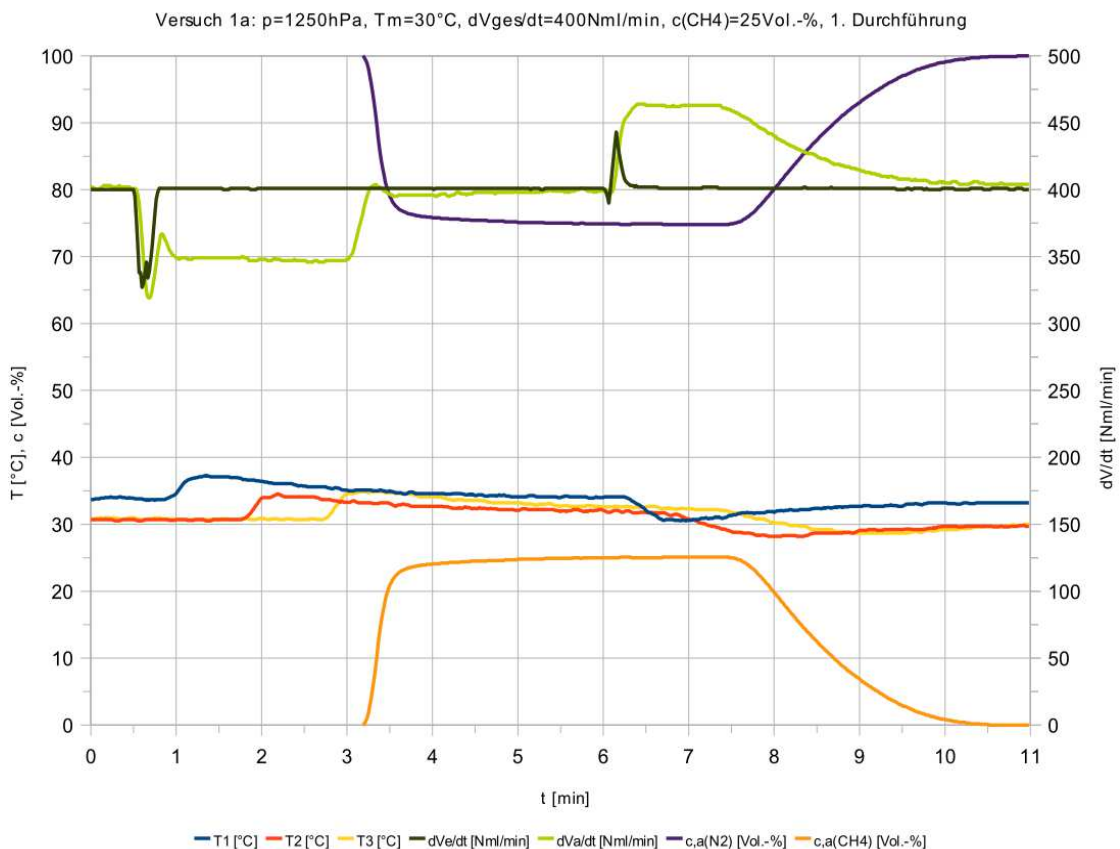


Abbildung 74: Messkurven der Referenzmessung in der Labor PSA-Anlage der Universität Osnabrück

Nach $t = 0,6$ min wird die Zusammensetzung des Eingangsvolumenstroms von den Konzentrationen $c(\text{N}_2) = 100$ Vol.-% und $c(\text{CH}_4) = 0$ Vol.-%, auf $c(\text{N}_2) = 75$ Vol.-% und $c(\text{CH}_4) = 25$ Vol.-% umgestellt. Die Änderung der Gasströme des Methans (CH_4)



und des Stickstoffs (N_2) bewirkt einen kurzfristigen Einbruch des Eingangsvolumenstroms $dV_e/dt = \dot{V}_e$ und des Ausgangsvolumenstroms $dV_a/dt = \dot{V}_a$.

Durch die vollständige Adsorption des Methans (CH_4) im Adsorber und der Desorption des schwach gebundenen Stickstoffs (N_2) reduziert sich in der Folge der Ausgangsvolumenstrom \dot{V}_a auf ca. 350 Nml/min.

Am Ort der Adsorption des Methans erhöht sich die Temperatur durch die freiwerdende Adsorptionswärme. Die Temperaturerhöhung wandert mit der Konzentrationsfront durch den Adsorber. Durch den Anstieg der Temperatur im Adsorber kommt es zu einem geänderten Verlauf der Beladung bei der Adsorption, wie er in Abbildung 74 dargestellt ist. Die Beladung folgt nicht mehr der Isotherme der Versuchstemperatur T_0 . Zunächst folgt die Beladung einer Isotherme höherer Temperatur (T_1), und damit einer Kurve mit niedrigerer Steigung. Wird der Temperaturanstieg wieder abgebaut steigt sowohl die Beladung, als auch die Steigung der Sorptionskurve. Die erhöhte Beladungsänderung gegen Ende der Adsorption hat eine Verringerung der Wanderungsgeschwindigkeit der Konzentrationsfront zu Folge (siehe 5.1.1.2 Adsorberdynamik). Dies führt zu einer Abflachung der Durchbruchkurve, wie sie im Versuch V1a-1 auftrat.

Bei $t = 3,2$ min erfolgte der Durchbruch des Methans. Die Konzentration des Methans am Ausgang der Versuchsanlage stieg nun innerhalb von 0,6 min bis auf die Sättigungskonzentration an. Die Konzentration des Methans hatte nun annähernd die Konzentration des Eingangsgemisches von 25-Vol.-% erreicht. Dieser Wert wurde erst vollständig erreicht, als die Temperaturerhöhung im Adsorber vollständig abgebaut war.

Bei $t = 6,0$ min war ein thermisches Gleichgewicht in guter Näherung erreicht. Die Desorption des Methans wurde eingeleitet. Zu diesem Zweck wurde der Eingangsgasstrom wieder auf $c(N_2) = 100$ Vol.-% umgestellt. Die Änderung der Gaszusammensetzung ist wieder durch die kurzfristige Änderung des Eingangsvolumenstroms \dot{V}_e zu erkennen. Die Desorption setzt mit der Umstellung des Eingangsgasstroms ein. Der Ausgangsvolumenstrom \dot{V}_a stieg zunächst auf ca. 460 Nml/min an. Dieser Wert sank ab $t = 7,5$ min mit der verringerten Desorption des Methans.



Die Temperatur im Adsorber sank ab, da für die Desorption Energie aus dem System aufgebracht werden muss. Durch den Temperaturabfall folgt die Kurve der Beladung auch bei der Desorption nicht der Isotherme für $T_0 = 30 \text{ °C}$. Sie nahm einen Verlauf der in Abbildung 74 qualitativ dargestellt ist. Durch die höhere Steigung der Sorptionskurve bei niedrigeren Beladungen nahm die Wanderungsgeschwindigkeit der Störung ab, und die Durchbruchskurve flachte ab. Dadurch verbreiterte sich die Massentransportzone bei der nichtisothermen Desorption.

Insgesamt zeigte sich bei diesem und bei den weiteren Versuchen die grundsätzliche Eignung des Adsorbens Carbotech D55/2 zur Trennung von Gasmischungen aus Kohlendioxid und Methan.

Nach der Untersuchung der Isothermenverläufe ergibt sich folgendes Bild. Ein ungünstiger Isothermenverlauf (z.B. Typ 3, nach IUPAC) würde eine breiter werdende Massentransferzone am Ende der Adsorberkolonne entstehen lassen [6-8]. Nach eigenen Messungen zur Isothermenbestimmung und nach Veröffentlichung durch Dritte [6-11] liegen bei Carbotech D55/2 allerdings Isothermen des Typs 1 (nach IUPAC) vor. Dieser Isothermenverlauf ist für die Gastrennung in einer PSA vorteilhaft.

Im Rahmen der durchgeführten Messungen konnte kein Hinweis auf eine ausgeprägte thermische Hemmung der Adsorption, bei der Verwendung des Adsorbens Carbotech D55/2, festgestellt werden.

6.1.2 Adsorbersimulation

6.1.2.1 Simulationsaufbau

Die Simulationen wurden mit der Prozesssimulationssoftware AspenAdsorption in der Version V7.1 (23.0.0.0019) durchgeführt. Diese Software ist Teil des Softwarepakets aspenONE des Unternehmens Aspen Technology, Inc. Die Software AspenProperties liefert die Stoffeigenschaften, der in der Simulation verwendeten Gasströme aus einer softwareeigenen Bibliothek. Zur Berechnung der Stoffeigenschaften bei veränderten Betriebsbedingungen wird in dieser Simulation die Berechnungsmethode IDEAL genutzt. Diese Methode basiert auf dem Gesetz der Idealen Gase und auf dem Raoult'schen Gesetz zur Berechnung der Stoffeigenschaften.

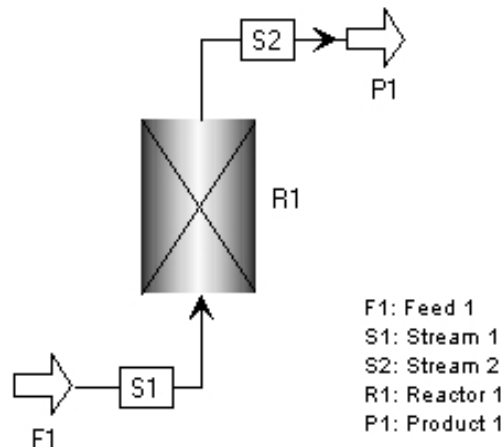


Abbildung 75: Schematische Darstellung eines Festbettadsorbers

Wie in Abbildung 75 dargestellt, wird ein vertikal aufgestellter Festbettadsorber (engl. Reactor 1: R1; Reaktor 1), der mit einem einzelnen Festbett ausgestattet ist, simuliert. Die Vorgänge im Adsorber werden in 20 eindimensionalen, finiten Elementen berechnet. Die radiale Gaszusammensetzung und die radiale Temperaturverteilung werden nicht berechnet. Zur numerischen Lösung der Differentialgleichungen wird das Upwind Differencing Scheme 1 (UDS1) genutzt. Dieser Solver gilt als ausreichend genau, stabil, nicht oszillatorisch und benötigt vergleichsweise geringe Berechnungszeiten [6-1].

Für den Massentransport im Adsorber kann angenommen werden, dass die Gasdispersion bei der Betrachtung des Gasflusses im Vergleich zum konvektiven Gastransport, eine zu vernachlässigende Rolle spielt [6-8]. Der Differenzdruck, der sich bei der Durchströmung der Festbestschüttung einstellt, wird mit der Ergun Gleichung berechnet. Diese Gleichung kombiniert die Karman-Kozeny Gleichung für laminare Strömungsverhältnisse und die Gleichung von Burke-Plummer für turbulente Strömungen [6-1].

$$\frac{\partial W_i}{\partial t} = MTC_i \frac{(W_i^*)^2 - (W_i)^2}{2W_i}$$

Für die Berechnung der Massentransferkoeffizienten MTC wird die druckabhängige Gleichung nach Arrhenius verwendet. In diese Gleichung geht die Abhängigkeit der



Adsorption von der Temperatur als eine maßgebliche Größe ein. Zusätzlich geht der Druckeinfluss auf den Massentransfer über den Quotienten $1/p$ in die Gleichung ein.

$$MTC = \frac{k_{o,p}}{p} \exp(-E_A / (R * T))$$

Die Isothermenverläufe werden in dieser Simulation mit der Formel von Langmuir beschrieben. In der Software AspenAdsorption wird die klassische Formel von Langmuir als Langmuir 1 bezeichnet.

$$\text{Langmuir: } X(T) = X_{mon}(T) * b(T) * p_a / (1 + b_T + p_a) ;$$

$$\text{AspenAdsorption, Langmuir 1: } X(T) = IP2 * p_a / (1 + b_T * p_a)$$

Für die Mehrkomponentenadsorption wird die Ideal Adsorbed Solution Theory (IAST) für die Berechnung von Gemischbeladungen genutzt.

Für die Energiebilanz wird davon ausgegangen, dass die Adsorption nichtisotherm verläuft. Der Abtransport der Wärme erfolgt über den Feststoff und das Gas. Das Adsorbat nimmt einen Teil der entstehenden Wärme auf. Die Wärmekapazität des Adsorbats wird als konstant angenommen. Der Wärmetransferkoeffizient, der den Wärmetransfer zwischen den Feststoffpartikeln und der Gasphase beschreibt, wird auf Basis der Beurteilung der Strömungsverhältnisse, von der Simulationssoftware abgeschätzt. Die Wärmeleitfähigkeit des Gases wird als konstant angenommen. Der Wärmeaustausch zwischen der Festbetschüttung und der Adsorberwand wird als vernachlässigbar betrachtet. Weiterhin wird angenommen, dass keine chemische Reaktion im Adsorber stattfindet.

Wie in Abbildung 75 zu sehen ist wird der Adsorber in der Simulation von unten nach oben von einem Feedgasstrom durchströmt. Der Eingangsvolumenstrom ist auf $\dot{V}_e = 403 \text{ Nml/min} = 3 \cdot 10^{-4} \text{ mol/s}$ eingestellt. Der Gasstrom hat, wie der Adsorber zu Beginn der Messung, eine Temperatur von $T = 303,15 \text{ K}$. Der Systemdruck im Adsorber ist auf $p = 1260 \text{ hPa}$ festgelegt.



6.1.3 Simulationsparameter

6.1.3.1 Adsorbensschüttung

In der Versuchsanlage in Oldenburg wird Carbotech D55/2 als Adsorbens benutzt. Das Schüttbett ist 170 mm hoch, und das unbeladene Adsorbens besitzt ein Gewicht von $m_{Ad} = 32 \text{ g}$ [6-7].

Die Werte der Schüttbettdichte, der inneren Porosität und der Schüttbettporosität stehen nicht zur Verfügung. Zur Abschätzung dieser Werte werden die entsprechenden Stoffeigenschaften der Aktivkohle Carbotech C40/4 herangezogen. Die Schüttbettdichte ergibt sich somit nach [6-14] auf 400 kg/m^3 . Für die innere Porosität der Adsorbenspartikel werden $0,6 \text{ m}^3/\text{m}^3$ eingetragen und die Schüttbettporosität wird mit $0,4 \text{ m}^3/\text{m}^3$ angenommen [vgl. 3].

Aufgrund der vorliegenden Korngrößenfraktionen des Adsorbens, von 0,2 bis 0,315 mm, wird ein mittlerer Partikelradius von 0,125 mm genutzt. Da es sich um zylindrische Partikel handelt wird ein Formfaktor von 0,6 für die Partikel verwendet. Der Durchmesser der Schüttung wird aufgrund der bekannten Werte für das Festbett und dem angenommenen Wert für die Schüttbettdichte auf 22 mm abgeschätzt.

6.1.3.2 Wärmeleitfähigkeit und -kapazität

Die Werte für die Wärmeleitfähigkeit und die Wärmekapazität stehen nicht zur Verfügung. Die Wärmeleitfähigkeit von C40/4 beträgt nach [6-14] $0,75 \text{ W/m}\cdot\text{K}$. Die Wärmekapazität von C40/4 wird mit $0,92 \text{ kJ/Kg}\cdot\text{K}$ angegeben [6-14]. Diese Werte werden, in Ermangelung verwertbarer Daten für Carbotech D55/2, übernommen.

Die Werte der Wärmeleitfähigkeit für 303,15 K der Gase Methan (CH_4), Kohlendioxid (CO_2) und Stickstoff (N_2) werden aus dem VDI-Wärmeatlas [6-10] entnommen und gemittelt. Es ergibt sich eine mittlere Wärmeleitfähigkeit von $0,3 \text{ W/m}\cdot\text{K}$. Die spezifische Wärmekapazität des Adsorbats wird, unter der Annahme, dass es sich um ideale Gase handelt, aus den Werten für die Wärmekapazität der Gase aus dem VDI-Wärmeatlas [6-10], für $T = 298,15 \text{ K}$ und $p = 1000 \text{ hPa}$, und der molaren Masse berech-



net. Für Methan (CH₄) ergibt sich eine spezifische Wärmekapazität von 35,59 kJ/kmol/K. Für Kohlendioxid (CO₂) beträgt der Wert 37,43 kJ/kmol/K. Stickstoff (N₂) erreicht einen Wert von 29,16 kJ/kmol/K.

6.1.3.3 Stofftransport

Für die Bestimmung der Massentransferkoeffizienten werden die Versuche der Versuchsreihe V1 (siehe 4.2 Adsorptions- und Desorptionsversuche) ausgewertet. Die Beladungen des Adsorbens durch Methan (CH₄) und Kohlendioxid (CO₂) werden, gemäß den Ausführungen zur Auswertung von Durchbruchkurven (siehe 4.4 Isothermenvermessung), berechnet.

Aus der adsorbierten Masse m_{ads} und dem Massenstrom \dot{m}_{ads} kann der Massentransferkoeffizient (engl. mass transfer coefficient: MTC) berechnet werden.

$$MTC = m_{\text{ads}} / \dot{m}_{\text{ads}}$$

Der Massentransferkoeffizient wird nach Arrhenius mit folgender Gleichung bestimmt [6-8]:

$$MTC = k_0 * \exp(-E_A / (R * T))$$

Die halblogarithmische Auftragung der Massentransferkoeffizienten, über dem Kehrwert der Temperatur, wie sie in Abbildung 76 zu sehen ist, ermöglicht die Bestimmung der Aktivierungsenergie E_A und des Massentransferkoeffizienten k_0 .

$$\ln MTC = \ln(k_0) - \frac{E_A}{R * T}$$

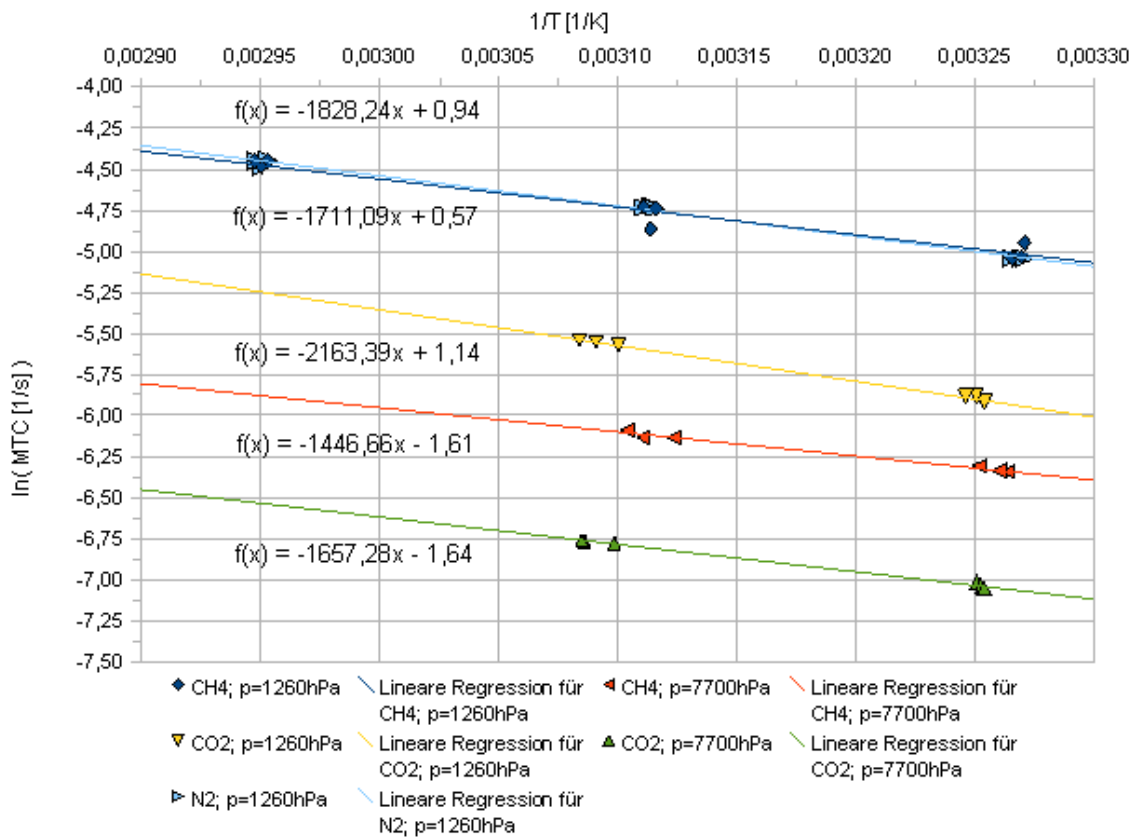
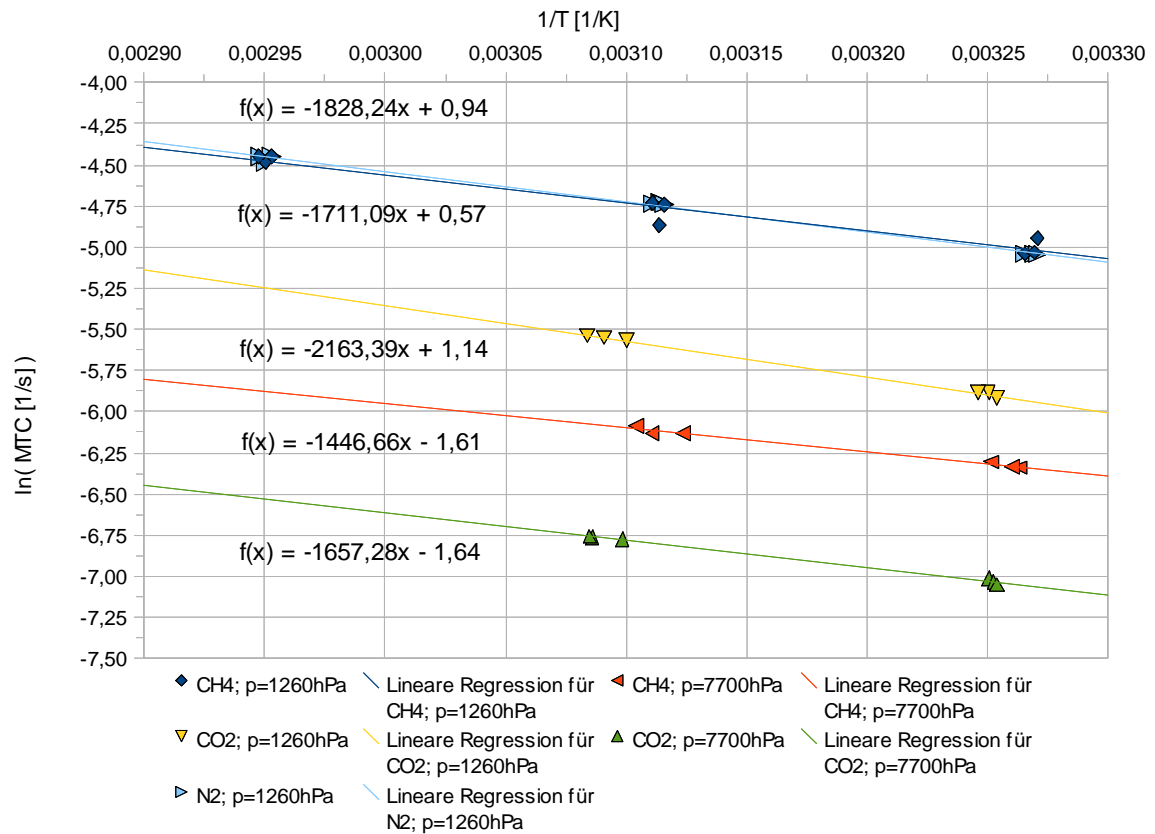


Abbildung 76: Auswertung nach Arrhenius



Um, neben der Temperaturabhängigkeit des Stofftransports, auch die Druckabhängigkeit in die Berechnung einfließen zu lassen, wird der Koeffizient $k_{0,p}$ berechnet, und folgende Formel zur Berechnung der Massentransferkoeffizienten verwendet.

$$MTC = \frac{k_{0,p}}{p} \exp(-E_A / (R * T))$$

Für die Bestimmung der Koeffizienten von Stickstoff (N_2) wird angenommen, dass der Massentransfer bei der Desorption so schnell verläuft wie bei der Adsorption. Es wird die Desorption des Stickstoffs während der Adsorption von Methan, bis zum Durchbruch von Methan, untersucht. Der Massenstrom des Stickstoffs wird aus der desorbieren Masse m_{des} des Stickstoffs (N_2) und dem zugrunde liegenden Massenstrom \dot{m}_{des} berechnet. Die lineare Regression der Messwerte ergibt eine Funktion $f(x)$, aus der die gesuchten Koeffizienten folgendermaßen berechnet werden können.

$$f(x) = A * x + B$$

$$E_A = -A * R; .. k_0 = \exp(B); .. k_{0,p} = k_0 * p.$$

Es ergeben sich aus den ausgewerteten Versuchen die in Tabelle 15 eingetragenen Werte für den Massentransfer.

Tabelle 15: Koeffizienten des Stofftransports bei der Simulation

Messgas	p [hPa]	- E_A/R [K]	E_A [kJ/kmol]	$\ln k_0$ [ln(1/s)]	k_0 [1/s]	$k_{0,p}$ [bar/s]
CH4	1260	-1711,1	14226	0,57	1,768	2,228
	7700	-1446,7	12028	-1,61	0,200	1,539
CO2	1260	-2163,4	17986	1,14	3,127	3,940
	7700	-1657,3	13779	-1,64	0,194	1,494
N2	1260	-1828,2	15200	0,94	2,560	3,226



6.1.4 Isothermen

Für die betrachteten Gase und das verwendete Adsorbens entsprechen die Isothermen einem Typ 1 gemäß IUPAC. Eine der am häufigsten verwendeten mathematischen Beschreibung der Isothermen des Typs 1 folgt der Gleichung von Langmuir. Die klassische Formel von Langmuir wird in der Software AspenAdsorption als Langmuir 1 bezeichnet.

$$\text{Langmuir: } x(T) = x_{\text{mon}} \frac{b(T) * p_a}{1 + b(T) * p_a}$$

$$\text{AspenAdsorption, Langmuir 1: } x(T) = \frac{IP1 * p_a}{1 + IP2 * p_a}$$

Die Parameter für die Isothermen nach Langmuir 1 stehen nicht zur Verfügung. Es wird eine Veröffentlichung zur Potentialtheorie der Adsorption [6-11] zur Berechnung der Isothermen herangezogen. Eine Isotherme des Typs 1 kann mit der, aus der Potentialtheorie entwickelten Isotherme von Dubinin beschrieben werden. Das adsorbierte Volumen V kann nach [6-11] mit den folgenden Gleichungen berechnet werden:

$$v = v_0 \exp(-(\mu / E_0 * V_m)^n); \text{ mit dem Adsorptionspotential } \mu = R * T * \ln\left(\frac{p_{\text{ref}}}{p}\right)$$

Für die Berechnung des Referenzdrucks p_{ref} wird die Kirchhoffkonstante H herangezogen [6-11].

$$p_{\text{ref}} = p_{kr} \exp\left(H\left(1 - \frac{T_{kr}}{T}\right)\right)$$

Die Kirchhoffkonstante H kann nach [6-11] mit der folgenden Formel aus Regressionswerten für H_0 , ΔH und n berechnet werden.

$$H = H_0 + \Delta H * n; \text{ n: Parameter der Dubiningleichung}$$

Das adsorbierte molare Volumen V_m lässt sich nach [6-11], mit den Regressionswerten für $V_{m,0}$ und ΔV_m , mit folgender Gleichung berechnen:



$$v_m = v_{m,0} + \Delta v_m * T$$

Zusammen mit den durch Regression gewonnenen Werten für die porenvolumenspezifische charakteristische Aktivierungsenergie E_0 und das Adsorptionsporenvolumen V_0 kann die Beladung X folgendermaßen bestimmt werden:

$$x = \frac{v_m}{v}$$

Alle angeführten Regressionswerte werden der Veröffentlichung zur Potentialtheorie der Adsorption [6-11] entnommen. Diese Regressionswerte wurden durch die Auswertung mehrerer Veröffentlichungen gewonnen, die geeignete Messwerte enthielten [6-11]. Für die Berechnung von Isothermen, für das Kohlenstoffmolekularsieb Carbotech D55/2, bei der Temperatur $T = 298,15$ K, werden die in Tabelle 16 aufgeführten Werte verwendet bzw. berechnet. Die Werte für die kritische Temperatur T_{kr} und den kritischen Druck p_{kr} sind dem VDI-Wärmeatlas [6-10] entnommen.

Tabelle 16: Parameter für die Isothermen nach Dubinin

Gas	H	H_0	ΔH	V_m	$V_{m,0}$	ΔV_m	p_{ref}	T_{kr}	p_{kr}	μ	V
	[-]	[-]	[-]	[cm ³ /mol]	[cm ³ /mol]	[cm ³ /mol K]	[bar]	[K]	[bar]	[J/Kg]	[cm ³ /Kg]
N ₂	6,225	2,178	2,345	88,182	44,92	0,1451	1229	126,2	33,9	17081	35,612
CH ₄	5,761	1,769	2,313	94,815	63,36	0,1055	368	190,6	46,0	14089	100,701
CO ₂	6,813	2,170	2,690	87,949	52,32	0,1195	64	304,1	73,8	9769	204,264

In der Prozesssimulationssoftware AspenAdsorption können die so gewonnenen Isothermen nicht direkt verwendet werden. Deshalb werden, aus den Isothermen nach Dubinin, Isothermen nach Langmuir berechnet. Dazu werden die Beladungen für die Partialdrücke $p_a = 1$ bar, $p_a = 5$ bar, $p_a = 10$ bar und $p_a = 15$ bar wie aufgezeigt berechnet. Die gewonnenen Werte werden in der Form p_a/X über dem Partialdruck p_a in einem Diagramm aufgetragen. Durch diese Kombination kann durch lineare Regression eine lineare Funktion $f(x)$ bestimmt werden. Mit den folgenden Gleichungen können aus dieser Funktion die Parameter b und X_{mon} der Langmuirisothermen berechnet werden [6-8].

$$\Theta = \frac{x}{x_{mon}} = \frac{b \cdot p_a}{1 + b \cdot p_a}; \quad \Theta: \text{Flächenbeladungsanteil}$$

$$\frac{p_a}{x} \cong \frac{1}{b \cdot x_{mon}} + \frac{p_a}{x_{mon}} = f(p_a)$$

$$f(p_a) = f(x)$$

$$f(x) = A \cdot x + B; \quad A = \frac{1}{x_{mon}}; \quad B = \frac{1}{b \cdot x_{mon}}$$

$$\rightarrow x_{mon} = \frac{1}{A}; \quad b = \frac{1}{B \cdot x_{mon}}$$

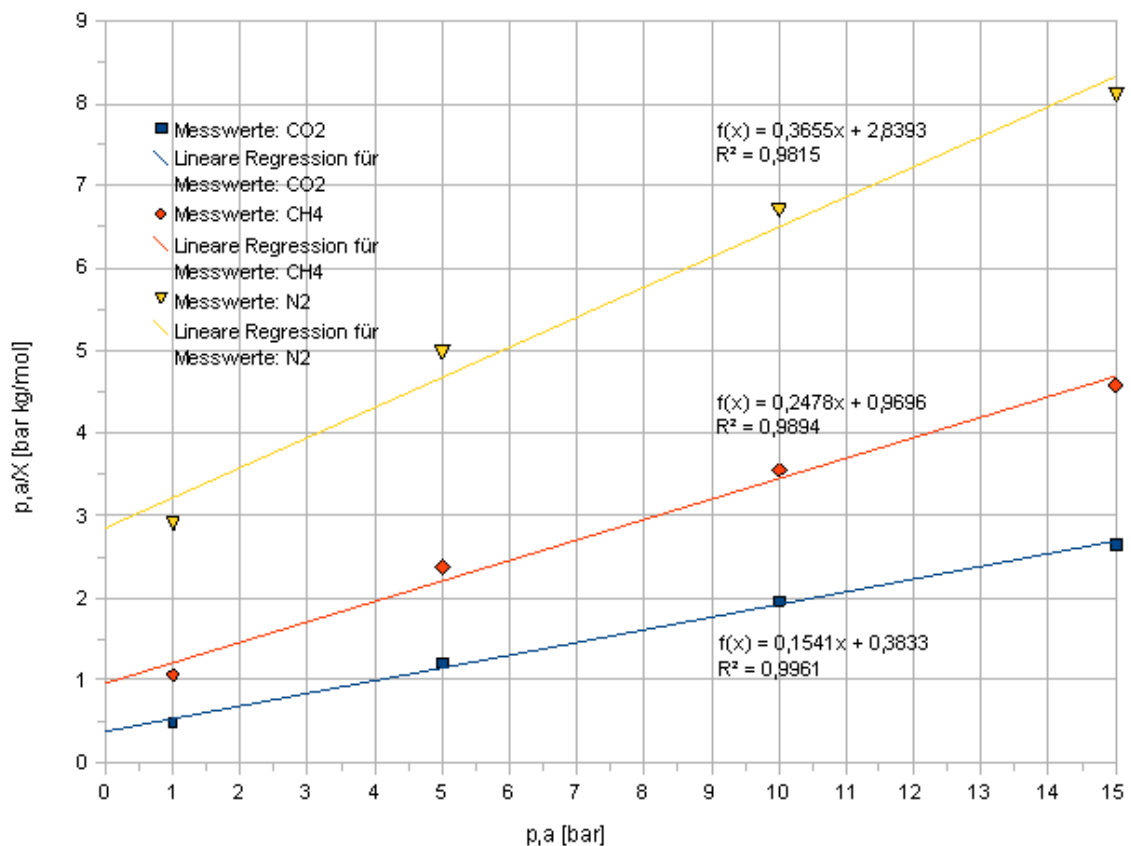


Abbildung 77: Parameterbestimmung für Isothermen nach Langmuir

Wie in Abbildung 77 zu sehen ist, liegen alle Korrelationskoeffizienten R^2 bei einem Wert von 0,9815 und darüber. Aus den Berechnungen ergeben sich die Parameter der Isothermen nach Langmuir, die in Tabelle 17 aufgeführt sind.

Tabelle 17: Parameter für die Isothermen nach Langmuir

Messgas	Xmon(T)	b(T), IP2	IP1
	[mol/kg]	[bar ⁻¹]	[kmol/kg/bar]
CO ₂	6,489	0,4020	0,002609
CH ₄	4,036	0,2556	0,001032
N ₂	2,736	0,1287	0,000352

Wie in Abbildung 78 dargestellt, weichen die Verläufe der Isothermen nach Langmuir von den Verläufen der Isothermen nach Dubinin ab. In Ermangelung besserer Werte und Methoden für die mathematischen Beschreibungen in der Prozesssimulation wird dies in Kauf genommen.

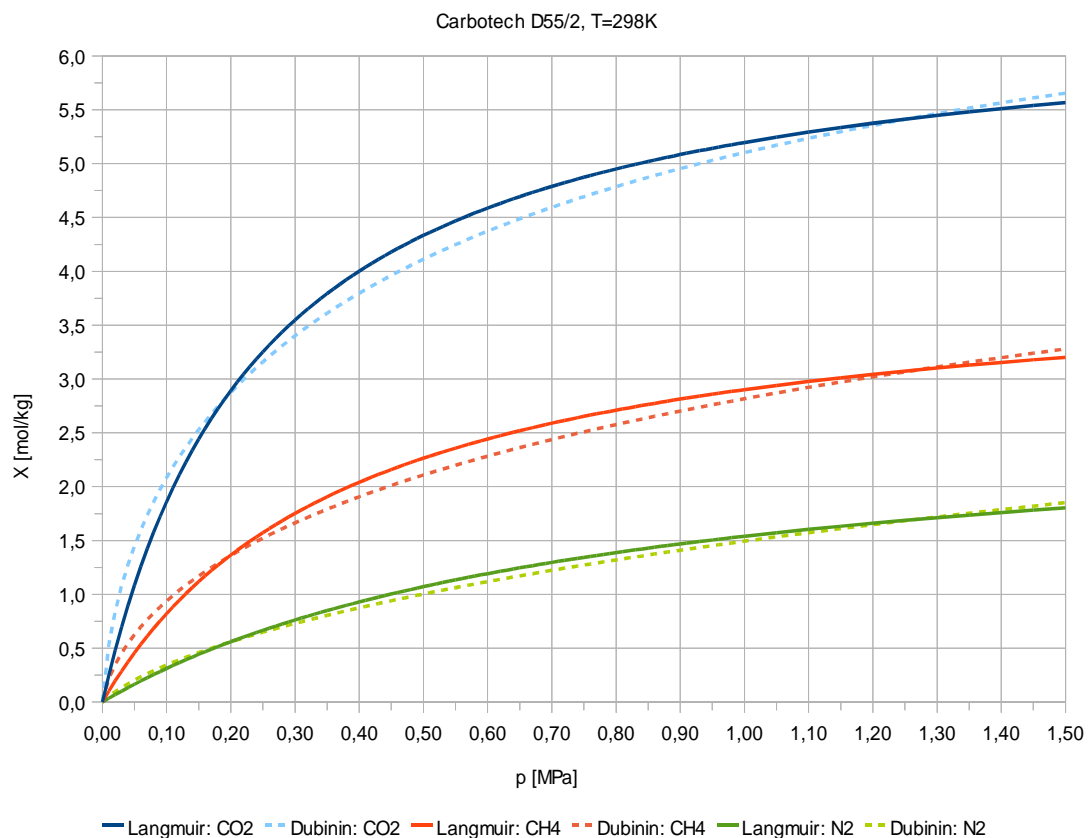


Abbildung 78: Isothermen nach Dubinin und Langmuir

6.1.4.1 Enthalpien

Zur Berechnung der Adsorptionsenthalpien können nach [6-8] Isothermen ausgewertet werden. Zur Bestimmung der Kurven gleicher Beladung werden zunächst Isothermen bei den Temperaturen $T = 303,15 \text{ K}$; $T = 313,15 \text{ K}$; $T = 323,15 \text{ K}$ nach Dubinin berechnet.

In Abbildung 79 sind die Isothermen der drei Temperaturen, für Methan (CH_4), Kohlendioxid (CO_2) und Stickstoff (N_2), dargestellt. Aus den erstellten Wertetabellen der Isothermen werden für jeden Stoff einerseits diejenigen Werte bestimmt, die am geringsten unter der Beladung von $X = 1 \text{ mol/kg}$ liegen. Andererseits werden diejenigen Werte bestimmt, die am wenigsten über einer Beladung von $X = 1 \text{ mol/kg}$ liegen.

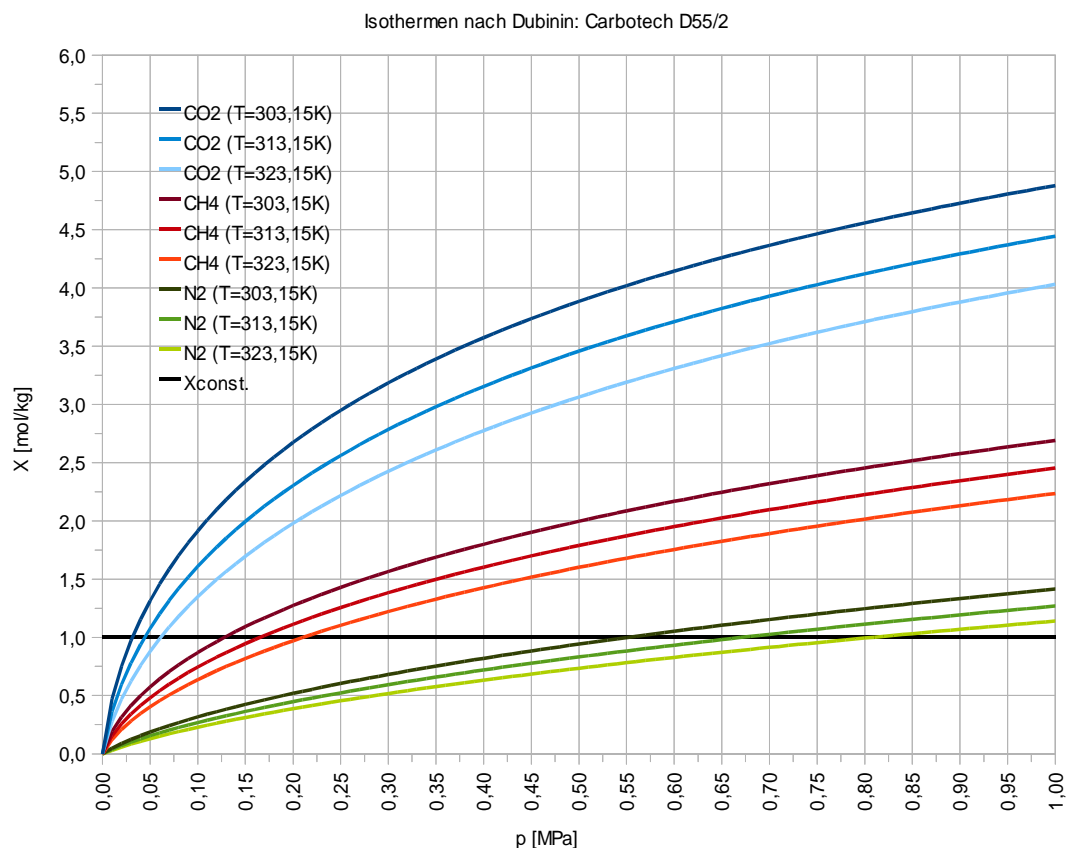


Abbildung 79: Isothermen nach Dubinin

Aus den erhaltenen Wertepaaren wird jeweils durch lineare Interpolation der Druck $p(X = 1 \text{ mol/kg})$ berechnet. Die berechneten Werte für den Druck $p(X = 1 \text{ mol/kg})$ werden

in der Form $\ln(p)$ in einem Diagramm über $1/T$ aufgetragen. Durch lineare Regression der Werte eines Gases ergeben sich lineare Funktionen $f(x)$. Nach Gibbs (siehe 2.3.4 Gleichgewicht) können die Adsorptionenthalpien h_{Ad} der Adsorptive mit folgender Gleichung, aus den Steigungen der Regressionskurven, berechnet werden [6-8].

$$\frac{\delta \ln p}{\delta \left(\frac{1}{T}\right)} = -\frac{h_{Ad}}{R}$$

Es ergeben sich die Regressionskurven die in Abbildung 80 dargestellt sind. Es besteht ein linearer Zusammenhang zwischen den eingetragenen Messwerten. Für die Adsorptionenthalpien ergeben sich folgende Werte:

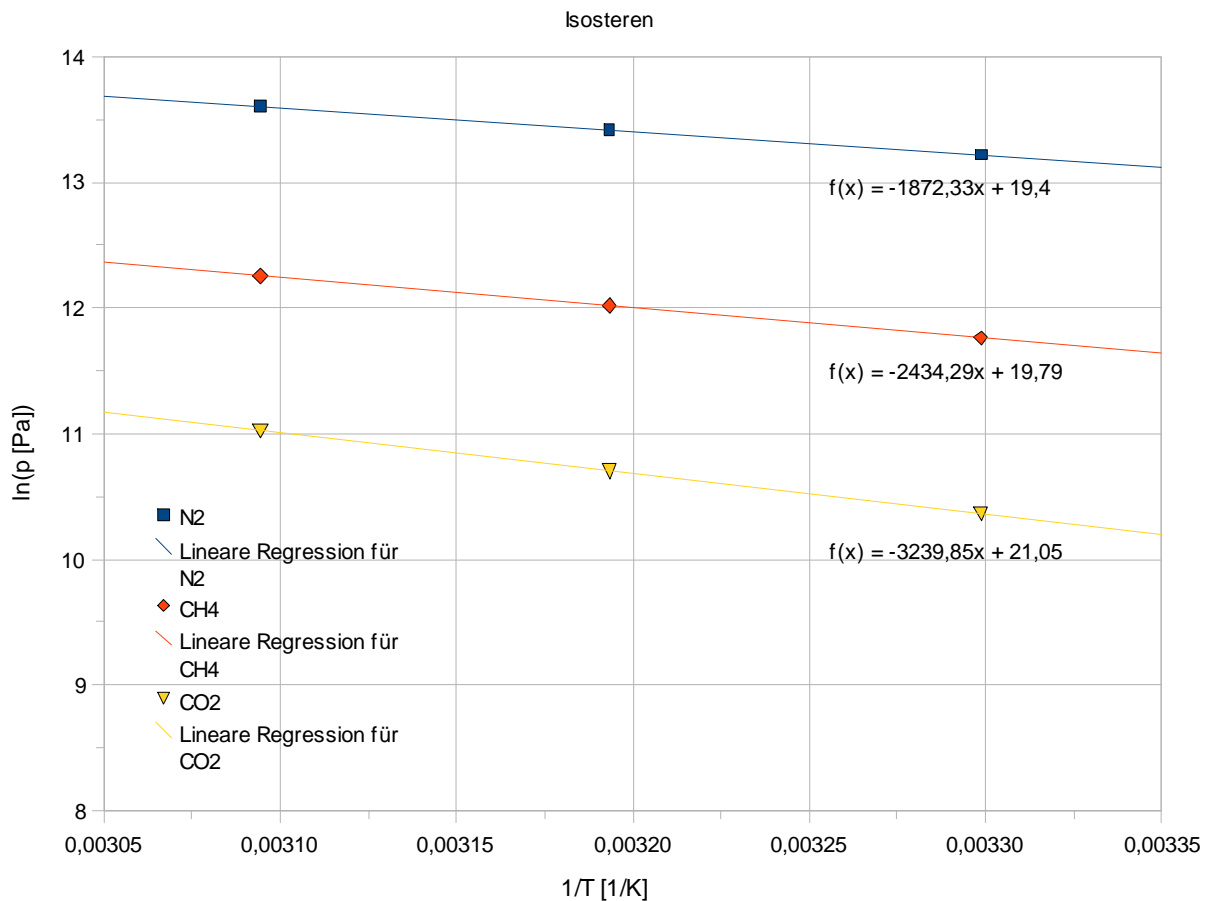


Abbildung 80: Korrelationskurven der Enthalpieberechnung

$h_{Ad}(\text{CH}_4) = 20239 \text{ kJ/kmol}$; $h_{Ad}(\text{CO}_2) = 26936 \text{ kJ/kmol}$; $h_{Ad}(\text{N}_2) = 15567 \text{ kJ/kmol}$

6.1.5 Simulationsauswertung

Um die Ergebnisse der Simulation mit den Versuchsergebnissen zu vergleichen, werden zwei Versuche zur Adsorption und Desorption von Methan (Versuch V1a1) und Kohlendioxid (Versuch V1c-3) herangezogen. Zur besseren Vergleichbarkeit der Simulation mit den durchgeführten Versuchen, werden die Adsorption und die Desorption zur selben Zeit eingeleitet wie in den durchgeführten Versuchen. Die Umstellung der Zusammensetzung des Eingangsvolumenstroms erfolgt deshalb in der Simulation zum Zeitpunkt der gemessenen Änderung des Eingangsvolumenstroms in den Versuchen. Der Simulationslauf zum Versuch V1a-1 wird in der Folge mit S1a-2 (S1a-2 = Simulation; Simulationsbedingungen identisch mit Versuchsreihe 1a; 2. Durchführung) gekennzeichnet, und ist in Abbildung 81 mit den Messkurven des Versuchs dargestellt.

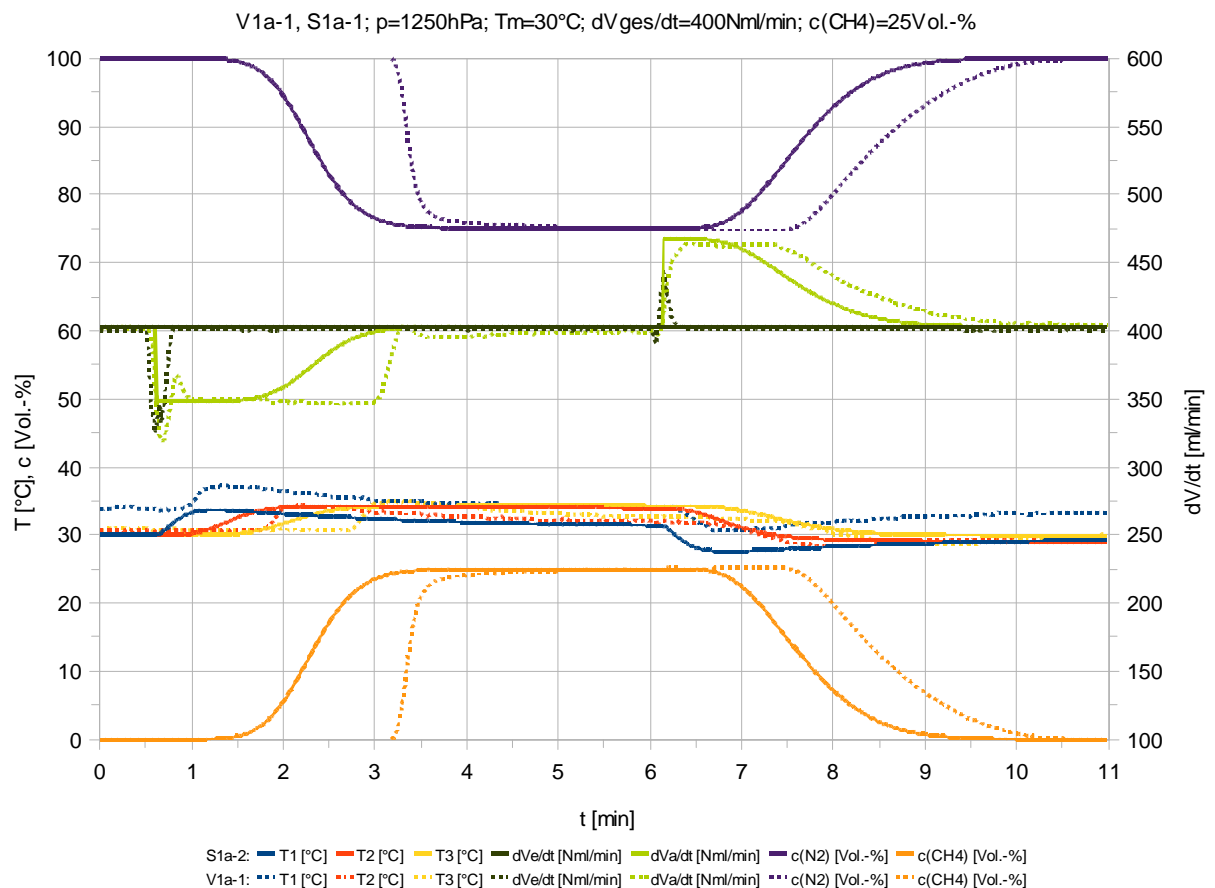


Abbildung 81 Vergleich von Versuch und Simulation mit Methan



Methan (CH_4) bricht in der Simulation bereits bei $t = 1,7$ min durch. Im Versuch V1a-1 erfolgt der Durchbruch (siehe Abbildung 74) bei $t = 3,2$ min. Bei der Simulation wird die Sättigung (siehe Abbildung 74) bei $t = 3,1$ min erreicht, während es im Versuch bis $t = 3,8$ min dauert bis die Sättigungskonzentration im Ausgangsgasstrom erreicht wird. Die Massentransferzone fällt bei der Simulation somit entsprechend breiter aus. Die Steigung der Durchbruchskurve ist in Konsequenz bei der Simulation deutlich geringer als im Versuch. Bei der Desorption fällt die Konzentration von Methan (CH_4) bei der Simulation bereits $0,9$ min früher ab. Der Kurvenverlauf weicht jedoch weniger stark von der Messkurve ab, als bei der Adsorption. Die Desorption kann bei der Simulation nach $1,9$ min als abgeschlossen betrachtet werden. Bei der Messung dauert es $2,2$ min bis die Methankonzentration von der Sättigungskonzentration auf die Durchbruchkonzentration gefallen ist.

Die Ausgangsvolumenströme erreichen bei der Simulation und bei dem Versuch nahezu identische Maximalwerte. Die Verläufe unterscheiden sich gemäß dem abweichenden Verlauf der Konzentrationswerte von Methan (CH_4) im Ausgangsgasstrom.

Die Höhe des Anstiegs der Temperaturen bei der Adsorption ist, im Versuch und in der Simulation, nahezu identisch. Der Temperaturanstieg bei der Adsorption erfolgt, gemäß dem früheren Anstieg der Methankonzentration, ebenfalls früher. Die in der Simulation berechneten Temperaturen sinken nach ihrem Anstieg vergleichsweise langsam ab. Dies gilt vor allem für die Temperaturen T2 und T3. Bei der Desorption fallen die Temperaturen in der Simulation früher ab. Der maximale Temperaturabfall bei der Desorption fällt in der Simulation und im Versuch nahezu identisch aus. Die Erhöhung der Temperaturen, auf ihren Wert zu Beginn der Simulation bzw. der Messung, erfolgt bei der Simulation im Vergleich zur Messung langsamer.

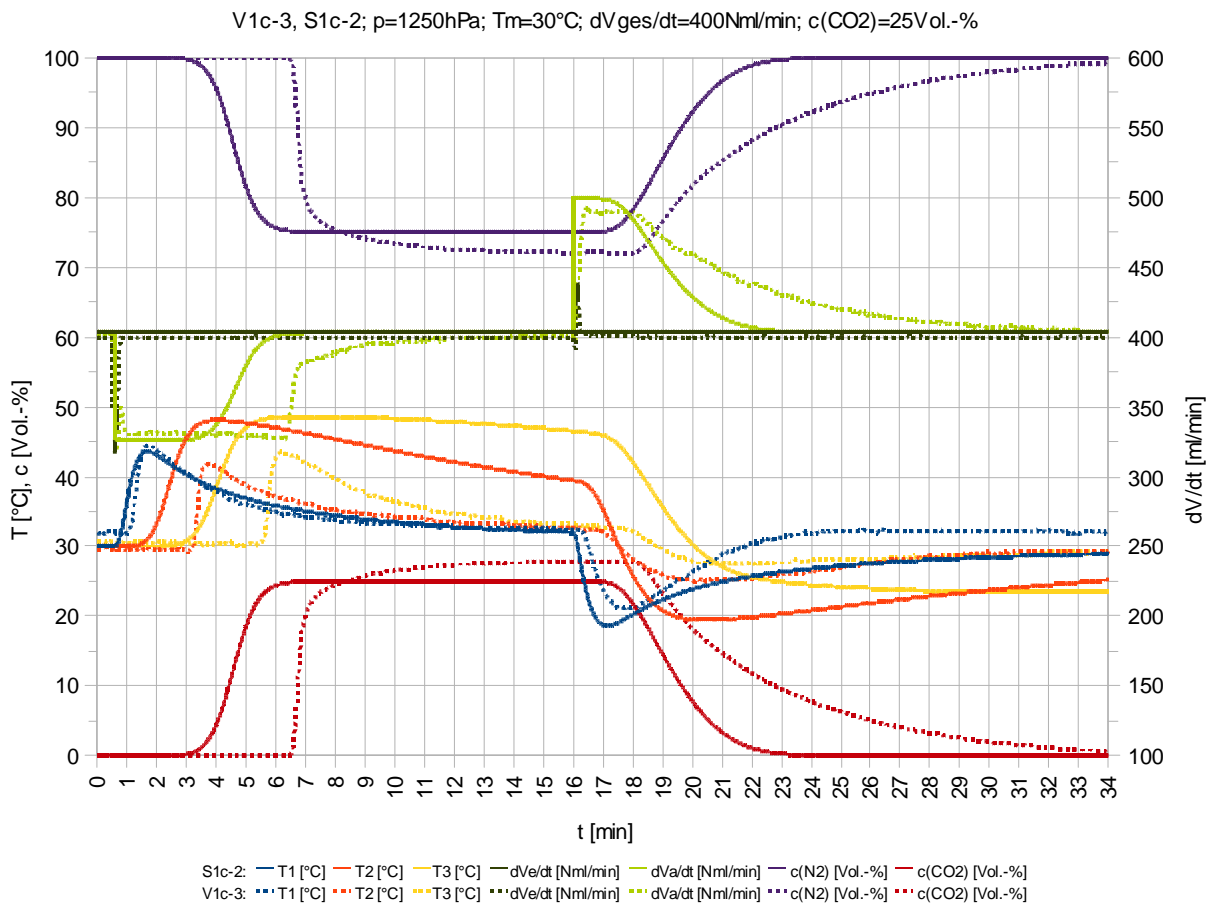


Abbildung 82 Vergleich von Versuch und Simulation mit Kohlendioxid

Die Ergebnisse des Versuchs V1c-3 und der Simulation S1c-2 werden in Abbildung 82 gegenübergestellt. Als Messgas kommt in beiden Fällen Kohlendioxid (CO_2) zum Einsatz.

Der Durchbruch von Kohlendioxid (CO_2) erfolgt in der Simulation bei $t = 3,5$ min. Bis die Sättigungskonzentration erreicht ist vergehen weitere 2,2 min. In der Messung bricht das Messgas bei $t = 6,6$ min durch, und das Adsorbens gilt ab $t = 7,7$ min als gesättigt. Der anhaltende Anstieg der Konzentration im Ausgangsgasstrom, der bei der Messung festzustellen ist, tritt in der Simulation nicht auf. Bei $t = 16$ min beginnt sowohl in der Simulation, als auch in der Messung der Desorptionsvorgang. Die Sättigungskonzentration wird in der Simulation zum Zeitpunkt $t = 17,6$ min erreicht, und die Durchbruchkonzentration bei $t = 21,9$ min unterschritten. Im Rahmen des Versuchs kann der Beginn der Desorption zum Zeitpunkt $t = 19$ min festgestellt werden. Die Desorption endet im Versuch bei $t = 31,7$ min.

Die Ausgangsvolumenströme erreichen beim Vergleich der Messkurven, mit den Kurvenverläufen der Simulation, auch bei der Verwendung von Kohlendioxid (CO_2) als



Adsorptiv, nur gering abweichende Maximalwerte. Die Kurvenverläufe der Ausgangsvolumenströme weichen, gemäß den unterschiedlichen Konzentrationsverläufen, voneinander ab.

Entsprechend dem früheren Durchbruch des Messgases, steigen die Temperaturen in der Adsorbensschüttung an allen Messpunkten früher an. Der Abbau der Temperaturerhöhung erfolgt, besonders im Bereich der Messpunkte T2 und T3, in der Simulation deutlich langsamer als in der Messung. Bei der Desorption sinkt die Temperatur T1 in der Simulation zunächst etwas schneller und tiefer ab, als in der Messung. Der Temperaturabfall bei T1, T2 und T3 wird in der Simulation nur sehr langsam wieder ausgeglichen. Dementsprechend bleiben vor allem die Temperaturen T2 und T3 in der Simulation sehr viel länger auf einem niedrigeren Wert, und steigen langsamer wieder an.

6.1.6 Ausblick

Die Ergebnisse der Simulation lassen im Vergleich mit den Versuchen erkennen, dass die Simulation noch verbesserungswürdig ist. Abweichungen bestehen vornehmlich zwischen den Verläufen der Temperatur und der Konzentration. Die Verläufe der Volumenströme werden von den Konzentrationsverläufen beeinflusst und nähern sich deutlich den experimentell gewonnenen Kurven an.

Die Abweichungen der Temperaturverläufe im Adsorber sind vermutlich auf die getroffene Annahme zurückzuführen, dass kein Austausch von Wärme zwischen dem Adsorber und der Umgebung stattfindet. Dies kann daraus geschlossen werden, dass der Anstieg und der Abfall der Temperatur in der zu erwartenden Höhe erfolgt, der Abbau der Temperaturdifferenz jedoch nur sehr langsam von statten geht. Um den Wärmeaustausch in die Simulation einfließen zu lassen kann angenommen werden, dass der Wärmetransfer über die Adsorberwand an die Umgebung erfolgt. Zur Berücksichtigung des Wärmeaustausches ist der Wärmetransferkoeffizient zwischen dem Adsorbens und der Adsorberwand zu bestimmen.

Ein Grund für die Abweichungen zwischen den Gaskonzentrationen, die in den Simulationsläufen und den Versuchen gewonnen wurden, kann in der Art der Bestimmung der



Massentransferkoeffizienten (siehe 6.1.3.3 Stofftransport) liegen. Die gewählte Berechnungsmethode für die Beladungen des Adsorbens (siehe 6.1.4 Isothermen) kann vor allem bei asymmetrischen Durchbruchkurven zu abweichenden Werten führen, die in der Folge in die Berechnung der Massentransferkoeffizienten (siehe 6.1.3.3 Stofftransport) eingehen. Dieses Problem könnte vermieden werden, wenn die Messwerte der einzelnen Volumenströme aus denen sich der Eingangsgasstrom zusammensetzt dem Nutzer zur Verfügung gestellt würden. Bisher werden nur die Zusammensetzung und der Gesamtvolumenstrom des Ausgangsgasstroms an den Nutzer übermittelt. Mit der Kenntnis der Zusammensetzung des Eingangsvolumenstroms könnte der adsorbierte Volumenstrom durch das Summieren der Differenz zwischen dem Eingangs- und Ausgangsgasstrom des Messgases exakter berechnet werden.

Für die Bestimmung der Massentransferkoeffizienten von Stickstoff (N_2) erscheint die Messung von Durchbruchkurven des Stickstoffs dem gewählten Verfahren zur Berechnung (siehe 6.1.3.3 Stofftransport) als deutlich überlegen. Zu diesem Zweck müsste die Versuchsanlage in Oldenburg allerdings zusätzlich mit Wasserstoff (H_2), Argon (Ar) oder Helium (He) als Spülgas betrieben werden, was aufgrund der entstehenden Kosten für das Spülgas, und den im Vorfeld die notwendigen Änderungen an der Versuchsanlage, als nicht durchführbar erschien. Alternativ zur Nutzung der Versuchsanlage der Carl von Ossietzky Universität Oldenburg wäre die Nutzung oder der Aufbau einer Anlage, speziell zur Untersuchung des Stofftransports von Gasen, notwendig.

Es ist in der Konsequenz erfolversprechender den Stofftransport nicht mit Hilfe von Massentransferkoeffizienten zu berechnen, sondern über Diffusionskoeffizienten.

Ideal zur Beschreibung der Adsorption an Kohlenstoffmolekularsieben erscheint das Modell Micro & Macropore (Mikro- und Makroporen). Es berücksichtigt bei der Berechnung des Stofftransports die unterschiedlichen Diffusionseffekte (siehe 6.1.3.3 Stofftransport), die in Kohlenstoffmolekularsieben auftreten. Es darf allerdings bezweifelt werden, dass es möglich ist alle notwendigen Parameter mit einem vertretbaren Aufwand zu bestimmen und zu recherchieren.

Das Modell Particle MB (engl. particle material balance; Partikel-, Stoffgleichgewicht) benötigt im Vergleich dazu nur die Angabe der molekularen und der effektiven Diffusi-



onskoeffizienten. In diesem Modell wird zwischen dem Stofftransport zur Partikeloberfläche und in das Adsorbens unterschieden. Es wird weiterhin davon ausgegangen, dass die Porenstruktur des Adsorbens homogen ist. Da der Einfluss der Makroporen auf den Transportwiderstand als gering einzustufen ist (siehe 6.1.3.3 Stofftransport), kann davon ausgegangen werden, dass mit diesem Modell gute Ergebnisse zu erreichen sind. Für dieses Modell steht die Bestimmung der effektiven Diffusionskoeffizienten noch aus.

Der aktuelle Stand der Simulation der Versuchsanlage, mit Hilfe der Software AspenAdsorption, erlaubt im Moment noch keine weitergehenden Aussagen über die möglichen Ursachen der schlechten Trennwirkung der Biogasaufbereitungsanlage in Graben/Lechfeld. Dies ist vor allem der dürftigen Datenlage und der mangelnden Kooperationsbereitschaft bzw. dem fehlendem Interesse des Unternehmens Carbotech geschuldet.

6.1.7 Zusammenfassung

Es wird davon ausgegangen, dass bei ungenügender Qualität eine Rückführung des Produktgases zum Feed erfolgt. Zudem wird angenommen, dass im Falle einer Rückführung die Prozessdauer für die Adsorption in allen Adsorbern reduziert wird, um die Trennschärfe des Verfahrens zu erhöhen. Da die Rückhaltekapazität der Aufbereitungsanlage begrenzt ist, kann bei einer Häufung der Rückführung das überschüssige Gas nur aus der Aufbereitungsanlage ausgeschleust werden. Dies wird als Ursache, für das häufige Abfackeln des Überschussgases in der Biogaserzeugungsanlage in Graben/ Lagerlechfeld, angesehen.

Die bisherigen Untersuchungen lassen nicht erkennen, dass das Adsorbens Carbotech D55/2 für eine Trennung der Gaskomponenten, die im Biogas auftreten, ungeeignet wäre. Eine mögliche Ursache für die häufigen Produktionsausfälle könnte in einer mangelhaften Messung und/oder Steuerung der Anlage liegen. Es ist nach aktueller Kenntnis der Sachlage allerdings davon auszugehen, dass die Auslegung der Adsorberkolonnen einen maßgebenden Einfluss auf die Güte der Gastrennung in der Aufbereitungsanlage Graben/ Lagerlechfeld haben. Es wird empfohlen, weitere Untersuchungen in dieser Richtung vorzunehmen. Eine Echtzeitmessung der Gaszusammensetzung, z.B. mit



Hilfe eines Gasspektrometers, am Ausgang eines Adsorbers, würde hier die notwendigen Informationen, zur Eingrenzung der Fehlerursachen liefern.

Die Simulation der Aufbereitungsanlage Graben/ Lagerlechfeld hat nicht die gewünschten Einblicke in die Anlage ermöglicht, die angestrebt wurden. Ursächlich dafür ist die geringe Anzahl an veröffentlichten Daten und die mangelnde Kooperationsbereitschaft des Herstellers Carbotech. Der dadurch entstandene Zeitaufwand zur Messung und Berechnung von Stoffkoeffizienten, der entstandene Zeitaufwand für die Recherche und der eigentliche Zeitaufwand für die Simulation stehen in keinem sinnvollen Verhältnis zu den Ergebnissen der Simulation. Wäre die Sachkenntnis zu dem eingesetzten Adsorbens besser, könnte die Simulation allerdings rasche Aufschlüsse über die Eignung des Adsorbens und für eine optimierte Dimensionierung der Adsorberkolonnen liefern. Ob die Simulationssoftware der Firma AspenTech, bei einer dynamische Simulation der Druckwechseladsorption, weitere Einblicke in die eingesetzte Aufbereitungstechnologie gewährt hätte, bleibt bis zum jetzigen Zeitpunkt offen.

6.2 Ansätze zur Simulation einer DWW

Die Recherche der Hersteller der unterschiedlichen Prozesseinheiten, und die Nachfrage beim Anlagenbetreiber erdgas schwaben gmbh, ergeben folgendes Bild der Aufbereitungsanlage an der Biogaserzeugungsanlage (BGEA) in Altstadt/ Schongau. Zur Aufbereitung wird ein Ammoniakwäscher, ein Druckwasserwäscher (DWW) und eine adsorbitive Gasbehandlung verwendet. Der Waschwasserstrom wird einer Flashkolonne und anschließend einem Stripper zugeführt. Das Verlustwasser der Aufbereitungsanlage wird ausgeglichen. Der Abgasstrom wird zudem mit Hilfe einer regenerativen Nachverbrennung behandelt. Nach dem Vergleich des Fließbildes, das der Anlagenbetreiber zur Verfügung gestellt hat, und dem publizierten Fließbild des Anlagenherstellers YIT (Teil des Konzerns RosRoca), das in Abbildung 83 dargestellt ist, ergab sich, dass sich die Anlagen in Altstadt und Västerås (Schweden) in ihrer Struktur gleichen.

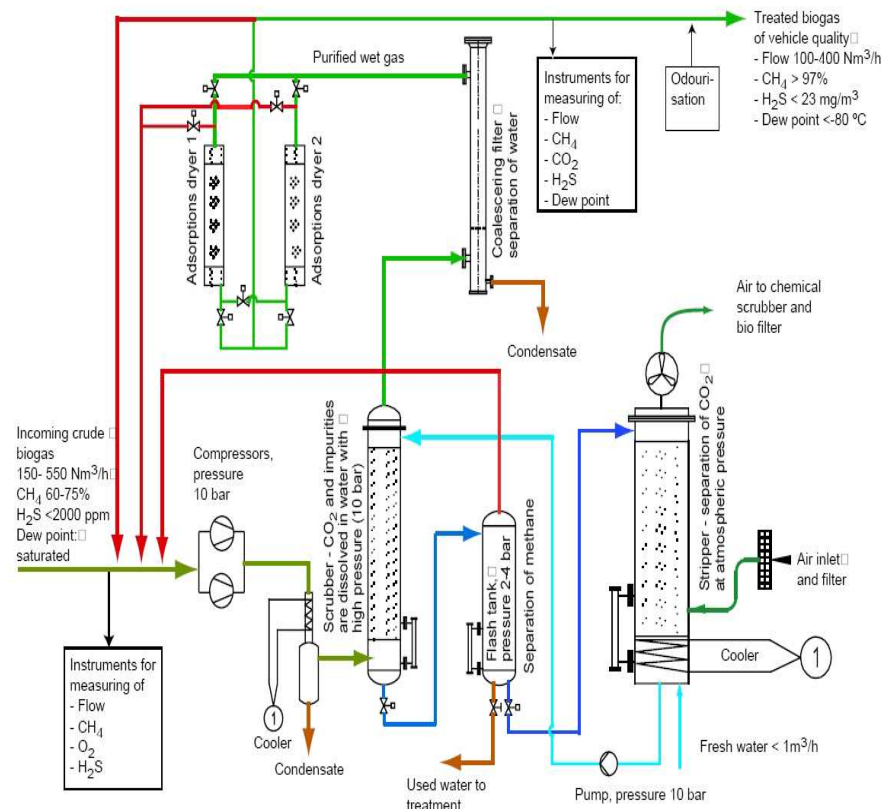


Abbildung 83: Fließbild der Biogasaufbereitungsanlage in Västerås [6-26]



Die Anlage in Altenstadt unterscheidet sich strukturell, allem Anschein nach, nur durch den vorgeschalteten Ammoniakwäscher und durch die Nachbehandlung des Abgasstroms, mit Hilfe der regenerativen Nachverbrennung.

Da dem Forschungszentrum keine normgerechten Fließbilder beider Anlagen vorliegen war ein Ortstermin geplant, um eventuelle Abweichungen der errichteten Anlage von den vorliegenden Plänen zu klären. Dieser Termin konnte leider nicht stattfinden.

Die Betriebsparameter der beiden Anlagen unterscheiden sich deutlich. Die Anlage in Västerås arbeitet mit einem Betriebsdruck des Druckwasserwäschers von 10 bar, während in der Anlage in Altenstadt ein Betriebsdruck von 7 bar vorliegt. Dies verschiebt das Gleichgewicht zwischen dem eingesetzten Absorbens und dem zu reinigenden Gasstrom beträchtlich. Da von der Anlage in Västerås nur wenige zusätzliche Auslegungsdaten vorliegen und nur sehr wenige Betriebs- und Auslegungsdaten der Anlage Altenstadt/ Schongau weitergegeben wurden, ist eine genauere Gegenüberstellung beider Anlagen nicht möglich gewesen.

Über die durchschnittliche Zusammensetzung der erweiterten Anlage in Altenstadt/ Schongau ist bisher nichts bekannt. Die Zusammensetzung des Ausgangsstroms der Anlage dürfte ebenfalls von den Werten abweichen, die dem Anlagenschema (siehe Abbildung 83) zu entnehmen sind.

Die Trocknung des Produktgasstroms wird in beiden Anlagen identisch durchgeführt. Der Koaleszenzfilter entfernt zunächst vorhandene Flüssigkeitströpfchen. Durch die Adsorptionsanlage wird der Gasstrom weiter getrocknet. Als Adsorptionsmittel wird hierbei Kieselgel (Handelsname: Silicagel) verwendet. Die sogenannte kalte Regeneration des Adsorptivs erfolgt durch eine Spülung mit trockenem Produktgas. Dies führt zu einer Rückführung von 3...8 % des ursprünglichen Produktgases zum Feedgasstrom der Aufbereitungsanlage.

Zum Ammoniakwäscher, der der Entfernung von Ammoniak dient, wurden folgende Informationen vom Anlagenbetreiber kommuniziert. Als Waschflüssigkeit wird im Wäscher Schwefelsäure (78%) verwendet. Dies senkt den Ammoniakgehalt des Rohbio-



gasstroms von durchschnittlich 300 ppm auf ca. 10 ppm. Der jährliche Verbrauch der Schwefelsäure (78%) liegt bei 6,64 m³/a.

Die regenerative Nachverbrennung (RNV), auch regenerative thermische Oxidation (RTO) genannt, wurde, nach Aussage des Anlagenbetreibers, von der Firma Krantz gebaut und installiert. Die Anlagendarstellung des Anlagenbetreibers lässt darauf schließen, dass die RNV, in der eingebauten Variante, über einen Spülbehälter verfügt, der bestimmungsgemäß dafür eingesetzt wird, Schadstoffpeaks bei Schaltvorgängen der RNV zu puffern [6-18].

6.2.1 Simulation der Aufbereitungsanlage

6.2.1.1 Aufbau der Simulation

Für die Simulation der Aufbereitungsanlage in Altstadt/ Schongau wird die Software AspenPlus V7.1 (23.0.4507) eingesetzt. Als Berechnungsmethode, für die Koeffizienten und Eigenschaften der vorliegenden chemischen Komponenten wird die Methode ELECNRTL verwendet. Diese Methode ist für die Berechnungen notwendig, da die Löslichkeit von Gasen in Wasser und die chemische Umsetzung von Molekülen in dissoziierter Form, für die Berechnungen von entscheidender Bedeutung sind. Mit Unterstützung des softwareeigenen „Electrolyte Wizard“ werden diejenigen Ionen identifiziert die nach der Lösung von Gasen in den Flüssigkeiten auftreten können. Ebenso wurde Salzbildung, und die Rekombination der Ionen zu weiteren chemischen Verbindungen identifiziert, und diese Komponenten, zusammen mit ihren Koeffizienten und Eigenschaften in die Simulation eingepflegt.

Die zunächst realisierte Simulation hat zum Ziel die Modelle für die eingesetzten Apparate mit einander zu verknüpfen, die Vorlaufströme, Rücklaufströme und Produktströme in der Simulation so zu simulieren, dass das Zusammenspiel der unterschiedlichen Berechnung eine warnungs- und fehlerfreie Simulation ermöglicht. Zu diesem Zweck sind unter anderem zusätzlich drei Konvergenzberechnungen und eine weitere Balanceberechnung notwendig. Die Sequenzierung der Berechnung ist, bei der vorliegenden dreifachen Stoffrückführung ebenfalls von entscheidender Bedeutung, um eine Konvergenz der numerischen Berechnungen zu erreichen.

Die Arbeiten an dem, in Altenstadt/ Schongau betriebenen, Ammoniakwäscher sind zum jetzigen Zeitpunkt nicht abgeschlossen, und gehen deshalb nicht in die weitere Betrachtungen der Anlage ein. Nach erfolgreichen Probeläufen des Simulationsmodells, ist der Wäscher vor dem Vorlaufstrom (1) zu installieren.

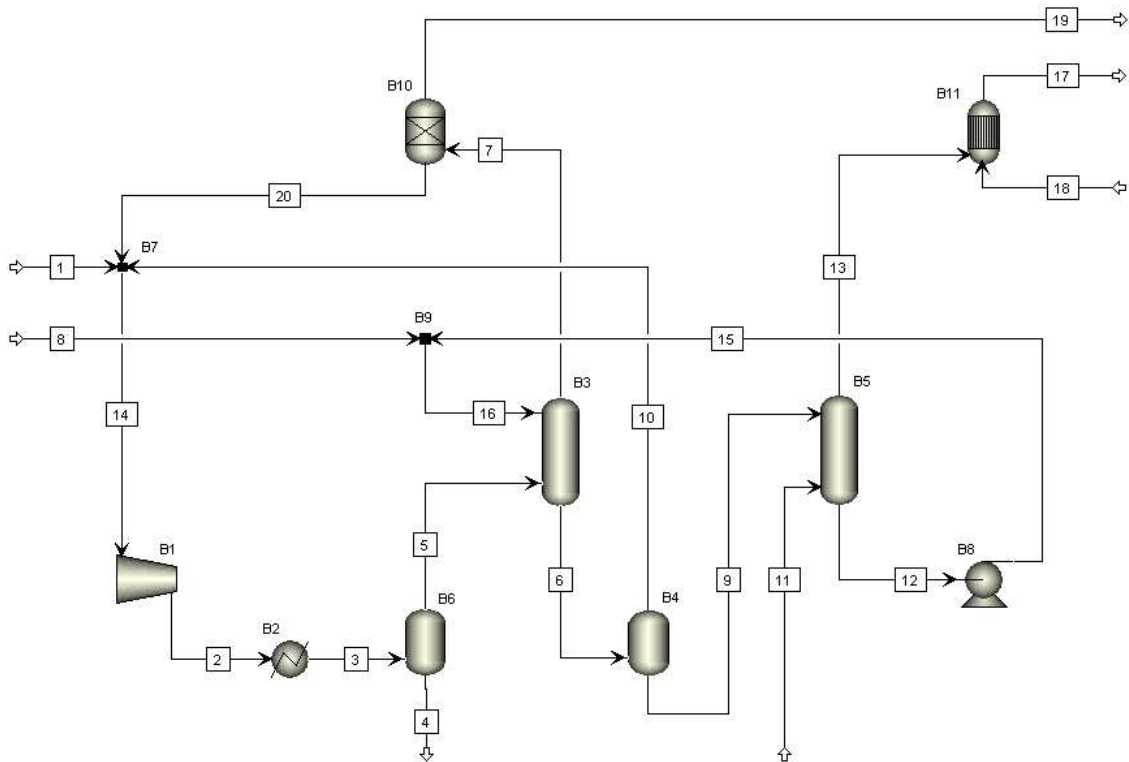


Abbildung 84: Fließbild des Simulationsmodells der DWW in Altenstadt / Schongau

Im Simulationsmodell der Biogasaufbereitungsanlage (siehe Abbildung 84) wird das Rohbiogas mit dem Vorlaufstrom (1) der Aufbereitungsanlage zugeführt. Über den Mischer (B7) wird der Gasstrom anschließend zum Kompressor (B1) weitergeleitet. Nach der Kompression wird der Gasstrom durch einen Wärmetauscher (B2) abgekühlt. Zur Berechnung des Kühlwasserbedarfs dient ein Berechnungshilfsmittel U-1. Das vorliegende Kondenswasser wird in der Folge durch die Flashkolonne (B6) abgetrennt und über den Ausgangsstrom (4), aus der Aufbereitungsanlage, ausgeschleust. Der komprimierte und gekühlte Gasstrom wird im Anschluss dem Druckwasserwäscher (B3) zugeführt. Der Gasstrom, der die Kolonne (B3) über den Strom (7) verlässt, wird einem Separator (B10) zugeführt, der einen Großteil des Wasserdampfes, und einen geringen Anteil des Gasstroms, zum Mischer (B7) zurückführt. Durch den Separator (B10) wird



die Gastrocknung mittels Koaleszenzwäscher und adsorptiver Gasbehandlung vereinfacht simuliert.

Der Produktgasstrom (18) kann anschließend der Gasdruckmess- und Regeleinheit (GDRM) zugeführt werden. Hier würde der Produktgasstrom die letzten Schritte der Konditionierung, vor der Einspeisung in das öffentliche Gasleitungsnetz erfahren. Notwendig wäre eine möglichst isotherme Druckanpassung und eine Brennwertanpassung (nach Wobbeindex) durch die Dosierung von Flüssiggas (engl. liquified petroleum gas: LPG). Da zum jetzigen Zeitpunkt weder der Hersteller der GDRM vom Anlagenbetreiber bestätigt ist, noch Auslegungsdaten für diesen Anlagenteil vorliegen, ist eine Simulation dieses Anlagenteils bis zum jetzigen Zeitpunkt unmöglich.

Für den Druckwasserwäscher (B3) wird ein Vorlaufstrom (8) für das Waschwasser benötigt. Der Volumenstrom des Waschwassers wird über den Mischer (B9) der Kolonne (B3) zugeführt. Das beladene Waschwasser, das den Druckwasserwäscher (B3) über den Strom (6) verlässt, wird zunächst einer Flashkolonne (B4) zugeführt. Der abgeschiedene Gasstrom (10) wird zum Mischer (B7) zurückgeführt. Das teilentgaste Waschwasser erreicht im Anschluss die Stripkolonne (B5). In der Kolonne (B5) wird ein Großteil der Gasbeladung, durch den einströmenden Eingangsstrom (11), ausgetrieben. Das entgaste Waschwasser wird dann durch eine Pumpe (B8) zum Mischer (B9) befördert. Vor der Berechnung der Massenbilanz des Mischers (B9) erfolgt in der Simulation eine Berechnung des Verlustwassers der Anlage, durch die Balanceberechnung B-1. Das kalkulierte Verlustwasser wird dann, durch die Reduzierung des Vorlaufstroms (8) ausgeglichen. Dadurch bleibt der Waschwasserstrom der Anlage konstant auf dem Wert, der für den Zulaufstrom (8) vor dem Simulationslauf eingestellt wird

Der Abgasstrom (13) wird durch die regenerative Nachverbrennung (RNV) behandelt. Vereinfachend wird die RNV durch einen Gleichgewichtsreaktor (B11) simuliert. Dem Reaktor (B11) wird ein Luftstrom (18) zugeführt. Für eine realitätsnahe Simulation dieses Nachbehandlungsverfahrens ist eine genaue Kenntnis der Verhältnisse innerhalb der RNV unverzichtbar. Nur durch die Kenntnis der Abläufe und Verhältnisse lässt sich ein angemessen komplexes Simulationsmodell entwickeln, um die Realität mit vertretbarem Aufwand abzubilden.



6.2.2 Eingangsströme

Der Eingangsgasstrom (1) ist, nach den veröffentlichten Werten für die maximale Anlageneistung der Biogaserzeugungsanlage in Altenstadt/ Schongau, auf 1250 Nm³/h festgelegt [6-19] (Normalbedingungen nach DIN 1343: $T_0 = 273,15 \text{ K}$; $p_0 = 1013,25 \text{ hPa}$). Die Temperatur des Rohbiogases ist für die Simulation auf 40°C eingestellt. Das Gas weist einen Förderdruck von 1050 mbar auf. Zum jetzigen Zeitpunkt liegen noch keine Messwerte oder Durchschnittswerte der Anlage in Altenstadt/ Schongau vor. Es wird eine Gaszusammensetzung gewählt die sich an den Durchschnittswerten unterschiedlicher Veröffentlichungen orientiert, wobei bei der gewählten Testzusammensetzung die Auflistung aller relevanten und behandelbaren Komponenten in der Simulation eine maßgebende Rolle spielen. In der Regel werden hohe Durchschnittswerte für die Störstoffe gewählt, um die Grenzen der Simulationsanlage auszuloten. Der letzte Stand der verwendeten Zusammensetzung des Eingangsgasstroms (1) ist der Tabelle 18 zu entnehmen. Da zum jetzigen Zeitpunkt das Simulationsmodell des Ammoniakwäschers noch nicht funktionsfähig ist, und deshalb nicht in die Simulation eingepflegt werden konnte, ist der Ammoniakgehalt des Feeds (1) auf die Ammoniakbelastung nach dem Ammoniakwäscher eingestellt. Da der Aufbereitungsprozess der Ammoniakwäsche sich nicht nur auf den Ammoniakgehalt auswirkt, entspricht die Zusammensetzung nicht vollständig den real vorliegenden Verhältnissen. Die Änderung des Eingangsgasstroms lässt sich jedoch jederzeit leicht realisieren. Es sei darauf hingewiesen, dass bei einer späteren Änderung der Gaszusammensetzung lediglich darauf zu achten ist, dass der Wassergehalt des Gasstroms soweit verändert werden muss, dass eine vollständige Sättigung vorliegt, ohne eine Übersättigung zu erreichen, da auftretendes Kondenswasser im Vorlaufstrom (1) eine Fehlermeldungen durch die Simulationssoftware erzeugt.

Tabelle 18: Zusammensetzung des Eingangsgasstroms (1)

Stoff	Einheit	Wert
H ₂ O	[kmol/kmol]	0,01700
CO ₂		0,35000
CH ₄		0,61730
H ₂ S		0,00060
N ₂		0,00200
O ₂		0,00300
NH ₃		0,00001
H ₂		0,01000



Der Zulaufstrom für das Waschwasser (8) erfüllt in der Simulation zwei Funktionen. Vor dem Simulationslauf gibt er den Stoffmengenstrom vor, der zur Gaswäsche durch die entsprechenden Anlagenteile geführt wird. Aktuell ist er auf 275 m³/h eingestellt, und fließt mit einer Vorlauf-temperatur von 15 °C in die Anlage hinein. Der Vorlaufdruck beläuft sich auf 7,0 bar. Durch die Berechnung einer Bilanz (B-1) die nach der Umlaufpumpe (B8) berechnet wird, wird dieser Zulaufstrom so geregelt, dass er in der Folge nur noch das Verlustwasser der Anlage ausgleicht. Der Volumenstrom des Verlustwassers kann den ausgegebenen Werten für den Zulaufstrom (8), direkt entnommen werden. Die Massenkonzentration von gelösten Sauerstoff: $x(\text{O}_2) = 7,9 \text{ mg/l}$ wurde der Wasseranalyse, des Trinkwassers in Altstadt/ Schongau [6-20], entnommen. Auf Grundlage dieser Wasseranalyse, und der in ihr angegebenen Massenkonzentration von freier Kohlensäure: $x(\text{H}_2\text{CO}_3) = 46 \text{ mg/l}$, wird ein Wert von $x(\text{CO}_2) = 46 \text{ mg/l}$ in der Simulation verwendet.

Der Vorlaufstrom (11), der den Stripper (B5) mit Luft durchströmt, besteht aus feuchter Luft. Dieser Luftstrom besitzt unter Normalbedingungen eine, als konstant angenommene, durchschnittlichen Luftfeuchte [6-20] von $\varphi = 0,77$. Er strömt in die Anlage mit einem Volumenstrom von $dV/dt = 1000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (Normalbedingungen nach DIN 1343: $T_0 = 273,15 \text{ K}$; $p_0 = 1013,25 \text{ hPa}$), und weist, bei einer Temperatur von 20 °C, atmosphärischen Druck auf. Es ergibt sich, durch Berechnung, unter Bezugnahme auf die Zusammensetzung von trockener Luft [6-10], die Luftzusammensetzung, die in Tabelle 19 eingetragen sind.

Tabelle 19: Zusammensetzung des Eingangsgasstroms (11)

Stoff	Einheit	Wert
H ₂ O	[kmol/kmol]	0,018
N ₂		0,767
O ₂		0,206
Ar		0,009



Mit der Luftzusammensetzung, der Tabelle 19, wird ebenfalls der Gleichgewichtsreaktor (B11), über den Vorlaufstrom (18) versorgt. Es liegt ebenfalls eine Gastemperatur von 20°C vor, und der Gasstrom liegt bei atmosphärischem Druck vor.

6.2.3 Apparate und ihre Modelle

Der Mischer (B7) führt die Vorlaufströme (1) und die Rücklaufströme (10) und (20) zusammen. Der Druck des entstehenden Stroms (14) ist mit 1050 mbar vorgegeben. Es wird eine Temperaturschätzung von 40°C verwendet, um der numerischen Berechnung einen günstigen Startwert für die Iteration, zu geben.

Für die Kompressoren der Anlage in Altenstadt/ Schongau ist aus dem Fließbild der Anlage in Västerås bekannt, dass in der Regel zwei Kompressoren in der Aufbereitungsanlage verbaut sind. Aus Gründen der Energieeffizienz ist anzunehmen, dass der zweite Kompressor lediglich als redundante Einheit vorgesehen ist. Deshalb wird der Kompressor (B1) in der Simulation als einzelner, einstufiger, isentroper Kompressor ausgeführt. Für den isentropen Wirkungsgrad wird der Standardwert der Software $\eta = 0,72$ verwendet. In der Einheit wird eine Druckerhöhung um 6050 mbar vorgenommen. In der Simulation ergibt sich ein Energiebedarf von 157,75 kW. Bei der einstufigen, isentropen Verdichtung ergibt sich in der Simulation eine Temperatur des Gasstroms von 241,00 °C.

Für den Wärmetauscher (B2) ist die Temperatur des Ausgangsstroms auf 15°C, und der Druckverlust des auf 50 mbar festgelegt. Es wird von einer Durchlaufkühlung im Gegenstrom ausgegangen. Die Kühlwasserberechnung U-1 geht von einer Vorlauftemperatur von 10°C und einem Vorlaufdruck von 4 bar aus. Das Kühlwasser soll mit 60°C aus dem Wärmetauscher wieder austreten. Bei den gewählten Parametern ergeben sich eine abzuführende Wärmemenge von 174,40 kW und ein Kühlwasserbedarf von 3004,21 kg/h. Die Flashkolonne (B6) trennt den gasförmigen Anteil des Stroms (3) ab, und schleust das Kondenswasser, Salze und im Kondenswasser gelöste Gase aus dem System aus. Die Kolonne dient hier lediglich als Kondenswasserabscheider. Diese Funktion ist in der Praxis normalerweise in den Wärmetauscher integriert. Durch die Wahl des Berechnungsmodells ELECNRTL ist die Integration des Kondenswasserabscheiders in



den Wärmetauscher jedoch nicht möglich. Die Flashkolonne ist auf einen Ausgangsdruck von 7,0 bar und eine Temperatur von 15°C eingestellt. Der Druckverlust durch die Flashkolonne wird wiederum pauschal mit 50 mbar angenommen. Es ergibt sich ein angenommener Druckverlust für einen Wärmetauscher mit Kondenswasserabscheider von insgesamt 100 mbar.

Die Zentrale Einheit der Aufbereitungsanlage ist der Druckwasserwäscher (B3). Er ist als „RadFrac“-Kolonne in der Simulation ausgeführt. Mit dieser Prozesseinheit ist es sowohl möglich, einfache Gleichgewichte zu berechnen, als auch Kolonnen mit Einbauten oder Schüttkörperkolonnen zu simulieren. Da im Moment nur wenige Auslegungsdaten der realen Schüttkörperkolonne vorliegen, musste zunächst eine einfache Gleichgewichtsberechnung genutzt werden. Die Kolonne ist in drei Ebenen eingeteilt. Der Gasstrom (5) wird über den Boden der Kolonne zugeführt. Das Produktgas verlässt die Kolonne über den Kopfbereich der Kolonne. Im Mittleren Kolonnenbereich stellt sich das Gleichgewicht zwischen dem Gas- und dem Flüssigkeitsstrom ein. Es wird vereinfachend angenommen, dass in der gesamten Kolonne ein Druck von 7.0 bar vorherrscht. Eine detailliertere Simulation der Verhältnisse in der Absorberkolonne wird erst nach dem Erhalt weiterer Auslegungsdaten durch den Anlagenbetreiber bzw. Anlagenbauer möglich werden.

Die Flashkolonne (B4) wird nach den Angaben des Anlagenherstellers in der Vergleichsanlage in Västerås mit 2...4 bar betrieben. Bei der aktuellen Auslegung der Apparate in der Simulation ergeben sich, bei einem Vergleich des Betriebs der Aufbereitungsanlage, mit einem Flash auf 2 oder 4 bar, nachfolgende Ergebnisse. Bei einem Flash des Gasstroms (6) auf 2 bar wird ein feuchteres, methanreicheres Gasgemisch zum Mischer (B9) zurückgeführt. Der Stoffmengenstrom (10) ist mit 7,61 kmol/h deutlich höher als mit 2,09 kmol/h, der bei einem Betrieb der Flashkolonne (B4) mit 4 bar vorliegt. Insgesamt ist der Methanschlupf der Aufbereitungsanlage, ohne die Regenerative Nachverbrennung (RNV), mit 0,0067 kmol/kmol ebenfalls deutlich niedriger als der Methanschlupf ohne RNV von 0,0307 kmol/kmol, der sich bei einem Betrieb der Kolonne (B4) mit 4 bar einstellt. Nachteilig wirken sich die veränderten Stoffströme allerdings auf die Produktgasqualität aus. Bei ansonsten unveränderten Prozesseinstellungen ergibt sich, bei einem Flash auf 4 bar, ein Methananteil im Produktgasstrom (19) von $y_{19}(\text{CH}_4) = 0,917$ kmol/kmol. Bei einem Flash auf 2 bar reduziert sich der Methan-



anteil auf einen Wert von $y_{19}(\text{CH}_4) = 0,902 \text{ kmol/kmol}$. Der Produktgasstrom (19), bei einem Flash auf 2 bar, ist jedoch um $0,0248 \text{ kmol/kmol}$ größer, als der Produktgasstrom (19), für den Flash auf 4 bar. Für die Simulationsläufe wird die Flashkolonne deshalb mit einem Druck von 2 bar betrieben.

Das teilbeladene Waschwasser wird nun der Stripkolonne (B5) zugeführt. Diese Kolonne ist wie der Druckwasserwäscher (B3) als „RadFrac“-Kolonne ausgeführt. Die Kolonne (B5) ist deshalb ebenfalls in drei Bereiche eingeteilt. In der Kolonne herrscht ein atmosphärischer Druck. Am Boden der Kolonne tritt der Luftstrom (11) ein und strömt in der Folge durch den Mittelteil der Kolonne. Der teilbeladene Wasserstrom wird über den Kopfbereich der Kolonne zugeführt. Der Vorgang der Entgasung findet im Mittelteil der Kolonne statt.

Der regenerierte Waschwasserstrom (15) wird der Pumpe (B8) zugeführt. Die Pumpe erhöht den Druck auf einen Förderdruck von insgesamt 7,0 bar. Bisher sind keine Wirkungsgrade in die Berechnung der Pumpe eingepflegt.

Für die Anpassung des Frischwasserzulaufs (8) wird vor der Berechnung des Mischers (B9) eine Balanceberechnung B-1 durchgeführt. Es erfolgt eine Berechnung der Massenbilanz des Mischers (B9) und eine Anpassung des Massenstroms im Vorlaufstrom (8). Das Verlustwasser der Aufbereitungsanlage beträgt, beim jetzigen Stand der Simulation, $0,84 \text{ m}^3/(24\text{h})$. Damit ist der Frischwasserbedarf der Simulationsanlage deutlich geringer als der von erdgas schwaben gmbh veröffentlichte Wasserbedarf [6-22] von $2 \text{ m}^3/\text{d}$. Ein möglicher Grund liegt in dem nicht simulierten Austrag von Flüssigkeitströpfchen, aus dem Druckwasserwäscher. Da die ausgetragene Flüssigkeit in der realen Anlage durch einen Koaleszenzfilter entfernt werden.

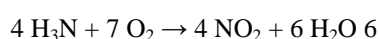
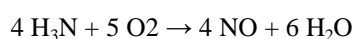
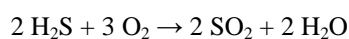
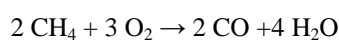
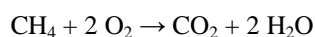
Der Mischer (B9) führt den Frischwasserzulauf (8) und den regenerierten Waschwasserstrom (15) zusammen. Es wird davon ausgegangen, dass dabei kein Druckverlust auftritt. Als Startwert für die Berechnung der Temperatur des Stoffstroms (16), der erneut der DWW zugeführt wird, wird eine Mischtemperatur von 15°C angenommen.

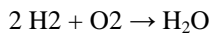
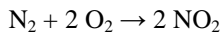
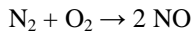
Die Produktgastrocknung besteht in der realen Anlage aus einem Koaleszenztrockner, der Flüssigkeitströpfchen entfernt und aus einer adsorptiven Gasbehandlungsanlage zur



Reduktion der Luftfeuchte. Auf eine Simulation des Flüssigkeitsaustrags wird aktuell verzichtet und deshalb auch keine Simulation des Koaleszenzfilter vorgenommen. Da die Adsorption mit der Software AspenPlus nicht zu simulieren ist und die Simulation der adsorptiven Gasbehandlung einen enormen Aufwand verlangen würde, wird dieser Teil der Aufbereitungsanlage stark vereinfacht durch einen Separator simuliert. Dieser ist so eingestellt, dass er den Produktgasstrom mit Normalbedingungen (Normalbedingungen nach DIN 1343: $T_0 = 273,15 \text{ K}$; $p_0 = 1013,25 \text{ hPa}$) aus der Anlage strömen lässt. Somit lässt sich der erzeugte Produktgasstrom sofort ablesen. Für den feuchtigkeitsbeladenen Gasstrom (20), der zum Vorlaufstrom (1) zurückgeführt wird, wird eine Temperatur von 40°C und ein Druck von 1050 mbar angenommen. Die Druckabsenkung vor der Mischung mit dem Feedgasstrom (1) ist sinnvoll, und die erhöhte Temperatur erlaubt es eine ausreichende Menge an Feuchtigkeit zurückzuführen und sie mit dem Vorlaufstrom (1) und dem Rücklaufstrom (10) zu mischen, ohne dass Kondensation in der Zuleitung zum Kompressor entsteht. Für die sogenannte kalte Regeneration werden bei der Biogasaufbereitung, $0,03 \dots 0,08 \text{ kmol/kmol}$ der Produktgasmenge benötigt [6-24]. Der Separator ist im Moment so eingestellt, dass er $0,04 \text{ kmol/kmol}$ der Gasanteile und $0,85 \text{ kmol/kmol}$ des Wasserdampfes des Eingangsgasstroms (7) über den Gasstrom (20) zurückführt. Der restliche Gasstrom kann als Produktgas gewonnen werden. Durch mehrere Simulationsläufe, bei unterschiedlichen Prozessbedingungen, haben sich diese Werte als brauchbar und, in Grenzen auch als ausreichend stabil erwiesen, um einerseits den Anforderungen zur Kondensation, nach DVGW-G 260 nachzukommen und andererseits keine Kondensation durch den Rückführungsstrom innerhalb der Aufbereitungsanlage entstehen zu lassen.

Die Regenerative Nachverbrennung (B11) wird durch einen Gleichgewichts Reaktor (REQUIL) simuliert. Der Reaktor ist auf eine Prozesstemperatur von $800 \text{ }^\circ\text{C}$ eingestellt und mögliche Verbrennungsreaktionen innerhalb des Reaktors sind über stöchiometrische Formeln eingetragen. Folgende Reaktionsgleichungen werden angenommen:





Die Regenerative Nachverbrennung (RNV) besitzt, bei der Nachbehandlung des hier vorliegenden Abgasstroms, einen Bedarf an Produktgas bzw. Erdgas. Zum jetzigen Zeitpunkt sind die erforderlichen Bedarfswerte nicht verfügbar, deshalb wird zunächst ein autothermer Betrieb der RNV simuliert. Da die Druckverhältnisse in der RNV im Moment ebenfalls nicht bekannt sind, wird aktuell eine vollständige Verbrennung bei atmosphärischem Druck simuliert. Der thermische Wirkungsgrad einer RNV liegt, nach Herstellerangaben, bei $\eta_{\text{th}} = 0,96$. Die Wärmeverluste der Anlage gehen im Moment nicht in die Simulation der RNV ein.

6.2.4 Ausgangsströme

Beim aktuellen Stand der Simulation ergibt sich ein Kondenswasserstrom (4), mit einem Massenstrom von 17,773 kg/h. Der Flüssigkeitsstrom besteht zu 0,995 kmol/kmol aus Wasser (H_2O) und zu 0,002 kmol/kmol aus Kohlendioxid (CO_2). Als Feststoff fällt 0,003 kmol/kmol Ammoniumcarbamat ($\text{NH}_2\text{COONH}_4$) an. Bei einer Temperatur von 15 °C liegen die 12,56 g/l des Feststoffes bei einer Löslichkeit von 790 g/l (bei 20 °C) [6-23], gelöst vor.

Der Gasstrom (13), der der Regenerativen Nachverbrennung zugeführt wird, besitzt einen Restgehalt an Methan $x(\text{CH}_4) = 2,65 \text{ g/Nm}^3$. Der entstehende Abgasstrom (17) besteht, bei den angenommenen idealisierten Prozessbedingungen, nach der Regenerativen Nachverbrennung, zu 0,006 kmol/kmol aus Argon (Ar), zu 0,283 kmol/kmol aus Kohlendioxid (CO_2), zu 0,548 kmol/kmol aus Stickstoff (N_2) und zu 0,138 kmol/kmol aus Sauerstoff (O_2). Als Begleitstoffe finden sich im Abgasstrom daneben Stickstoffmonoxid, mit $y(\text{NO}) = 50 \text{ ppm}$, Stickstoffdioxid, mit $y(\text{NO}_2) = 1 \text{ ppm}$ und Schwefeldioxid, mit $y(\text{SO}_2) = 524 \text{ ppm}$.

Der Produktgasstrom (19) weist einen Volumenstrom von 881,782 Nm^3/h auf. Die Zusammensetzung des Gasstroms ist der Tabelle 20 zu entnehmen.



Tabelle 20: Zusammensetzung des Produktgasstroms (19)

Stoff	Einheit	Wert
Ar	[kmol/kmol]	0,001
CH ₄		0,902
CO ₂		0,02
N ₂		0,007
O ₂		0,008
H ₂ O	ppm	410
H ₂ S		28

Der Wert für Schwefelwasserstoff ist mit $y = 39,48 \text{ mg(S)/Nm}^3$, deutlich höher als die Forderung der DVGW-G 260, die einen Grenzwert von $y_{\text{max}} = 4,75 \text{ mg(S)/Nm}^3$ vorgibt. Ursächlich für die Überschreitung des Grenzwertes ist die bisher nicht simulierte Rückführung durch die adsorptive Gasbehandlungsanlage. Das Adsorbens Kieselgel ist geeignet vor allem die stark polaren Stoffe Wasser und Schwefelwasserstoff aus dem Gasstrom zu entfernen und bei der Regeneration wieder zu desorbieren. Eine schwächere Wechselwirkung tritt auch mit Kohlendioxid auf, so dass ebenfalls eine Rückführung von Kohlendioxid erfolgt. Eine Simulation der adsorptiven Gastrennung ist mit dem Softwaremodul AspenPlus nicht möglich. Eine Simulation mit dem Softwaremodul AspenAdsorption erscheint vielversprechend, wurde aber zum jetzigen Zeitpunkt nicht durchgeführt. Da für die Trennwirkung der Gasbehandlungsanlage bisher keine belastbaren Daten vorliegen, wird auf die verstärkte Rückführung von Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid im Moment verzichtet. Auf Grund der Nachbehandlung des Gasstroms wird der Gehalt an Wasser, Schwefelwasserstoff und Kohlendioxid im Produktgasstrom (19) abgesenkt. Dies führt zu einer Anhebung des Methananteils im Produktgasstrom. Da die adsorptive Nachbehandlung im Moment nicht simuliert wird ist der berechnete Methangasanteil mit $0,902 \text{ kmol/kmol}$ niedriger, als der veröffentlichte Methangasanteil von ca. 98 % [6-24]. Weiteren Einfluss auf den Methananteil können abweichende Temperaturen des Waschwassers und des Gasstroms haben. Abweichungen bei den Druckverhältnissen innerhalb der Flashkolonnen wirken sich, wie bereits beschrieben aus.



6.2.5 Ausblick

Voraussetzung für eine weitere Verfeinerung der Simulation aller genannten Aufbereitungsprozesse, wäre eine genaue Kenntnis der Auslegungsdaten, der einzelnen Apparate. Diese Informationen können zum Teil vom Anlagenbetreiber, nach der Freigabe durch die einzelnen Anlagenhersteller bezogen werden. Einige Daten werden allerdings nur den Anlagenherstellern selbst bekannt sein, und nur direkt von ihnen zu erhalten sein.

Die adsorptive Gasbehandlung muss noch näher untersucht werden. Sie hat allem Anschein nach einen starken Einfluss auf die Qualität des Produktgasstroms. Eine Simulation, mit dem Softwaremodul AspenAdsorption, wäre denkbar. Auf jeden Fall sollte eine umfangreiche Bilanzierung oder Vermessung dieses Anlagenteils erfolgen, um die durch die Simulation generierten Indizien, auf ihre Stichhaltigkeit hin zu überprüfen.

Beachtung muss bei einer weiteren Bearbeitung der Simulation auch auf den zentralen Druckwasserwäscher gelegt werden. Er ist in der vorliegenden Grundsimulation lediglich als Gleichgewichtsapparat aufgebaut. Eine detailliertere Simulation erfordert wiederum die Auslegungsdaten des Herstellers, um die Verhältnisse in der Absorberkolonne möglichst gut darzustellen. Neben den geometrischen Abmaßen der Kolonne ist die Schüttkörperfüllung der Kolonne von entscheidender Bedeutung für die zur Verfügung stehende Grenzfläche zwischen dem Gasstrom und der Waschflüssigkeit. Neben dem Druck und der Temperatur des Lösungsmittels, ist die verfügbare Grenzfläche einer der wichtigsten Faktoren für die Absorption. Die Form und Größe der Schüttkörper wirkt sich deshalb maßgeblich auf das Gleichgewicht aus, das sich zwischen dem Gasstrom und der Flüssigkeit einstellt.

Eine detailgetreue Simulation der regenerativen Nachverbrennung stünde, beim jetzigen Stand der Simulation, in keinem Verhältnis zum Gewinn an Informationen, der durch diesen Aufbereitungsschritt zu erreichen sein könnte. Falls später gewonnene Betriebsdaten und Messwerte der RNV sich von der idealisierten Verbrennungsreaktion, der simulierten Nachbehandlung, unterscheiden sollten, kann eine Anpassung oder Verfeinerung der Simulation notwendig werden.



7 Ganzheitliche Analyse

7.1 Energiepflanzen

Laut EEG- Monitoring 2008 [7-1] werden momentan als Energieträger zur Biogas-erzeugung ca. 80 % Silomais, 9 % Grassilage, 8 % Getreideganzpflanzensilage und 3 % sonstige Substrate eingesetzt. Der Trend geht außerdem dahin, dass der Anteil von Monovergärungsbetrieben zunimmt [7-5]. Die Technik hat sich diesem Trend angenommen, und so ist es mittlerweile auch üblich möglich, ausschließlich pflanzliches Material zu Biogas zu vergären. Biogasanlagen wurden somit auch für Landwirte interessant, welche keine Viehhaltung betreiben, bzw. sie kommen auch für eine landwirtschaftsunabhängige Unternehmensstruktur in Frage, da auf tierische Exkremente verzichtet werden kann. Die Vergärung von Wirtschaftsdünger, kombiniert mit Energiepflanzen als Kosubstrat, hat sich jedoch als besonders gasertragreich herausgestellt [7-5]. Auch das EEG hat durch Vergütungen der Energieerzeugung durch den Einsatz Nachwachsender Rohstoffe einen Beitrag geleistet, um den Anbau und den Einsatz von Energiepflanzen zu forcieren. In der Landwirtschaft führt eine nachhaltige Nutzung von Energiepflanzen außerdem zu einem geschlossenen Nährstoffkreislauf. Infolge dessen haben sich etablierte Pflanzen wie Mais und Getreide als Energiepflanzen durchgesetzt, da Wissen, Erfahrung und geeignete landwirtschaftliche Maschinen hierfür bereits vorhanden waren. Dadurch, dass bei der Energiepflanzenproduktion weniger qualitative aber umso mehr quantitative Ertragsziele im Vordergrund stehen, richtet sich die Aufmerksamkeit mittlerweile auch auf alternative Pflanzenarten. Die Verwertung von Gesamtpflanzen wird aufgrund guter Silageeigenschaften wieder vermehrt durchgeführt. Die Arbeit beschränkt sich auf die Betrachtung von denjenigen Energiepflanzen, die sich gut zur Erzeugung von Biogas eignen. Es wird kein Anspruch auf Vollständigkeit erhoben [7-1].



7.1.1 Kurzcharakterisierung

Die Ziele des Anbaus von Energiepflanzen sind, damit möglichst hohe Energieerträge pro Flächeneinheit und speziell im Fall von Biogasanlagen, möglichst hohe Biogasausbeuten bzw. noch präzisere Methanausbeuten pro ha zu generieren, aber auch noch die möglichst hohe reaktorspezifische Biogas- bzw. Methanerträge pro m³ Faulraumvolumen zu erreichen. Dies ist jedoch von einer Abwägung der unterschiedlichen Unternehmensziele abhängig.

Pflanzen werden daher nach ihrem spezifischen Methanbildungspotential und auch nach ihrer Zusammensetzung an leicht mikrobiell abbaubaren Fetten, Proteinen und Kohlenhydraten beurteilt. Substrate mit hohen Gehalten an Rohfaser, insbesondere in lignifizierter Form lassen sich von den Biogasmirkoben nur schlecht bzw. unvollständig zu Methan verarbeiten. Dies bedeutet, dass diese Biomassen eine verringerte mikrobielle Verwertbarkeit aufweisen. Die Anteile an lignifizierter Zellulose im Inputsubstrat sollten deshalb möglichst gering sein. Bei den Pflanzen ist außerdem auf eine geringe Belastung mit Hemm- und Schadstoffen zu achten, um nachteilige Wirkungen auf den mikrobiellen Vergärungsprozess und die Qualität des Gärrests als Pflanzennährstoff zu vermeiden.

Hohe Methan - Flächenleistungen (1 CH₄/ha), verbunden mit stabilen Pflanzenerträgen (Ertrag an mikrobiell abbaubarer organischer Substanz pro ha) sichern die Versorgung von Biogasanlagen. Erstrebenswert sind daher hohe Gesamtbiomasseerträge (TM/ha), Standfestigkeit und Krankheitsresistenz der Pflanzenbestände. In der Landwirtschaft liegen die Herausforderungen in der Auswahl standortgeeigneter Pflanzen und der Bestimmung des optimalen Erntezeitpunktes [7-5].

Im Folgenden werden ausgewählte Nachwachsende Rohstoffe beschrieben, die sich als Biogassubstrate eignen und daher im Rahmen der Ökobilanz betrachtet wurden. Dazu zählen Mais, Getreide, Sorghum - Hirsen, Beta-Rüben und Gräser.

7.1.1.1 Mais

Mais ist unter den Nachwachsenden Rohstoffen für die Biogaserzeugung die wichtigste Kulturpflanze in Deutschland geworden. Aufgrund der hohen Energieerträge pro Hektar werden viele Biogasanlagen nur mit Silomais betrieben. Von 2006 bis 2007 ist die An-



baufläche für Mais zur Biogasnutzung von 162.100 ha auf 239.200 ha angestiegen. Bei einer gesamten Energiepflanzen- Anbaufläche (für Biogas) von rund 300.000 ha entfallen damit ca. 80 % auf Energiemais.

Die wachsenden Flächen für den Maisanbau werden von der Öffentlichkeit mittlerweile kritisch gesehen, da Pflanzen mit großem Höhenwachstum das Landschaftsbild stark beeinflussen. Die Nutzung als Biogassubstrat steht außerdem in Konkurrenz zur Futter- bzw. Nahrungsmittelproduktion. Da im Energiemaisanbau keine entscheidenden Unterschiede im Anbau oder der Erntetechnik bestehen und die Unterschiede in der Qualität des Aufwuchses eine alternative Nutzung nicht ausschließen, kann die Pflanze und ihre Produkte je nach Bedarf ihrer Nutzung zugeführt werden.

Die C4-Pflanze Mais zeichnet sich durch eine hohe Photosyntheseleistung aus, wodurch entsprechend viel Energie in der Pflanze gespeichert werden kann. Es werden Sorten ausgewählt, die besonders massewüchsig und spätreif sind, sowie viel Blatt- und Stängelmasse ausbilden können. Dennoch ist anzumerken, dass unter dem Kriterium der mikrobiellen Verdaulichkeit die maximalen Biomassertrag pro ha gezüchteten Energiemaissorten in ihrer Mineralisierbarkeit im Biogasprozess durch ihren höheren Gehalt an faserhaltigen Stützelementen schlechter abschneiden.

Mais kann sehr gut Gülle und Gärreste als Dünger nutzen, was sich für die gewünschte Kreislaufwirtschaft positiv darstellt. Dem gegenüber steht jedoch die Humus zehrende Eigenschaft dieser Pflanze. Das bedeutet, dass es bei geringer organischer Düngung zu einer Humusunterversorgung des Ackerbodens kommen kann. Hier muss man mit Konsequenzen wie schlechter Bodenstruktur, verstärkte Treibhausgasemissionen aus dem Boden und Ertragseinbußen rechnen. Selbst bei der gesamten Rückführung von Gärresten auf Mais- Monokulturen kann keine positive Humusbilanz erreicht werden [7-1].

Dies ist auch ein Beurteilungskriterium im Rahmen von Cross-Compliance bei der Vergabe der EU Beihilfen an die Landwirtschaft.

Auf Flächen die von Mais-Monokulturen geprägt sind, ist außerdem mit einem verstärkten Auftreten von Schädlingen und Pilzerkrankungen wie dem Westlichen Maiswurzelbohrer, dem Maiszünsler oder dem Maisbeulenbrand zu rechnen. Diese Probleme können allerdings mit kostenträchtigen Maßnahmen wie Fruchtfolgen, Anbaupausen oder chemischer Bekämpfung minimiert werden [7-4].



7.1.1.2 Getreide

Neben Maissilage wird vor allem Getreide- Ganzpflanzensilage als Biogassubstrat eingesetzt. Trotz der geringeren Energieertragspotentiale ist der Getreideanbau wichtig für eine vielfältige Fruchtfolge im Energiepflanzenanbau, da sowohl Winter- als auch Sommerformen existieren.

Da Energiegetreide in noch grünem Zustand früh geerntet wird, treten kaum Ährenkrankheiten auf. Da hierbei der Gesamtpflanzenenertrag entscheidend ist und nicht die Qualität der Ähren und Körner, werden im Vergleich zum Marktfruchtanbau weniger Pflanzenschutzmittel ausgebracht. Langstrohige Getreidesorten werden bevorzugt, welche sich durch eine hohe Konkurrenzstärke gegenüber Unkräutern auszeichnen. Dennoch ist zu bedenken, dass der hohe Strohanteil die Energiedichte und Abbaubarkeit der Gesamtmischung reduziert.

Triticale, die in der Ökobilanz betrachtet wird, ist eine Kreuzung aus Roggen und Weizen. Das Züchtungsziel bestand darin, die Vorzüge beider Elternteile in einer Pflanze zu kombinieren. Dieses Getreide stellt somit geringere Boden- und Klimaansprüche als Weizen und besitzt eine hohe Feldresistenz gegen Krankheiten [7-20].

7.1.1.3 Gräser/Dauergrünland

Die traditionelle Grünlandnutzung sowie der Anteil der Grünlandflächen in Deutschland sind gegenwärtig am Abnehmen. Gründe dafür sind die Umnutzung der Flächen durch z.B. Zersiedlung, aber noch entscheidender durch technische und züchterische Entwicklungen und den steigenden Wettbewerbsdruck im landwirtschaftlichen Sektor. Zum einen führen die steigenden Milchleistungen und die Milchquotenregelungen zu abnehmenden Viehzahlen bei steigenden Bestandesgrößen. Bei der Fütterung von Hochleistungsmilchkühen hat sich als Folge der Anteil an eingesetzten Kraftfuttermitteln erhöht. Somit wird das traditionelle Dauergrünland immer weniger als Futterproduktionsfläche benötigt. Stattdessen tendiert man dazu, nur die begünstigten Grünlandflächen intensiv zu bewirtschaften, um Grassilage zu erzeugen. Problematisch stellt sich auch das Umbrechen von Grünland zu Ackerland dar, weil dadurch ein Teil des im Oberboden in der Humusfraktion organisch gebundenen Kohlenstoffs als CO₂ in die Atmosphäre entweicht. Es geht außerdem die Boden und Grundwasser schützende Wirkung von Grünland, sowie der Lebensraum für ein artenreiches Ökosystem verloren [7-11].



Eine alternative energetische Nutzung von Grünland zur Erhaltung dieser Flächen ist daher aus Gründen des Naturschutzes, der Kulturlandschaftserhaltung und der Sozio-ökonomie erstrebenswert.

Dauergrünland kann helfen eine ganzjährige Versorgung von Biogasanlagen mit Substraten zu garantieren. Vor allem für Regionen in denen Flächen für Ackerbau knapp sind. Auch als Zweitfrucht sind Gräser interessant. Sie wirken sich positiv auf die Humusbilanz aus. Man geht von einem positiven Saldo von 600 kg Humus- Kohlenstoff je Hektar aus [7-1]. Bei Hülsenfrüchten kann man zudem gute Vorfruchtwirkungen durch Stickstofflieferungen für die Folgekultur verbuchen.

Untersuchungen haben gezeigt, dass die Methanausbeuten pro ha und pro kg oTS mit zunehmendem Alter der Pflanzenbestände, bzw. bei einer extensiven Nutzung mit nur wenigen Schnitten abnehmen. Auch ein möglichst geringer Anteil an lignifizierter Rohfaser ist für eine optimale Biogasnutzung förderlich. Aufgrund einer Vielzahl von Einflussfaktoren, angefangen bei der Gräserzusammensetzung, ergeben sich bei den Biogas- und Methanausbeuten große Spannweiten. Genauso breit streuen die Biomasseerträge pro Hektar. Generell kann man aber davon ausgehen, dass ertragssteigernde Maßnahmen, sowie früh gewählte Erntetermine förderlich für hohe substratspezifische und reaktorspezifische Gaserträge sind [7-12].

7.1.1.4 Rüben

Zur Biogasproduktion sind sowohl Futter- als auch Zuckerrüben bestens geeignet. In den letzten Jahren ist die Anbaufläche von Rüben in Deutschland geschrumpft, doch aktuelle Forschungsergebnisse und die Beachtung der in der Vergangenheit gemachten Erfahrungen in der Verwertung von Beta-Rüben zur Fütterung von Rind und Schwein könnten diesen Trend beenden.

Aus pflanzenbaulicher Sicht kann der Rübenanbau zur Auflockerung enger Fruchtfolgen dienen (mindestens dreigliedrig). Neben geringen Ertragsschwankungen, verfügt diese Frucht über eine exzellente Nährstoffausnutzung und eine überaus hohe Stoffwechselaktivität, d.h. Assimilation von CO₂ sowie eine gute Sauerstoffproduktivität. Damit stellt sich die Beta-Rübe als eine der effektivsten Pflanzen mit sehr hohen Assimilationsraten und guten Kompensationsmöglichkeiten bei zeitweiliger Trockenheit dar.



Bei der Integration in eine Energiefruchtfolge muss allerdings beachtet werden, dass die Rübe stark Humus zehrend wirkt. Es bestehen hier die Möglichkeiten, entweder die Rübenblätter nach der Ernte auf dem Feld zurückzulassen und / oder durch das Ausbringen des Gärrestes die Humusbildung zu fördern. Durch verstärkte züchterische Bearbeitung werden bessere Resistenzen erwartet, sowie noch höhere Hektar- Erträge an mikrobiell abbaubarer oTS [7-14]. Dies gilt umso mehr, wenn man die im Biogasprozess mikrobiell verfügbare organische Trockenmasse genauer betrachtet, was in einer im Vergleich zum Standard Mais (Verdaulichkeit der oTS von 63 – 67%) sehr hohen Verdaulichkeit der Rüben Biomasse von 93 – 95% zum Ausdruck kommt.

Das steigende Interesse an Rüben für die Biogasproduktion ist vor allem darauf zurückzuführen, dass man sogar höhere Methanerträge pro Hektar als mit Mais erzielen kann. Die Zukunft wird zeigen, welcher Rübentypus sich durchsetzen wird. Entweder die trockensubstanzreiche Gehaltsrübe (mit einem geringeren Erdanhang) oder eine entsprechend auf verbesserte mechanische Abreinigungsfähigkeit gezüchtete Zuckerrübe. Die gehaltsreiche Futterrübe hat hier je nach Anbaugesbiet und natürlichen Standortvoraussetzungen Vorteile gegenüber der Zuckerrübe aufzuweisen. [7-15].

Weitere Vorteile von Futterrüben bestehen darin, dass sie auch auf ärmeren Böden und klimatisch benachteiligten Standorten angebaut werden können und durch die Glattschaligkeit sowie durch ihre höhere Position in der Erde geringe Verschmutzungsgrade aufweisen.

Allein eine 10%-ige Zugabe von Rübensilage in einen Fermenter verbessern Rühr- und Pumpfähigkeit des Substrates sowie die Gesamt- Methanausbeute. Mit Rüben als Biogassubstrat kann eine hohe Raumbelastung erreicht werden, wobei nur eine kurze Verweilzeit benötigt wird. Die schnelle Abbaubarkeit bewirkt außerdem hoch effiziente Ausnutzung des teuren Fermenterraums in Biogasanlagen. Neue Konservierungstechniken wie die Flüssigkonservierung optimieren den Energieertrag von Rüben durch ganzjährig konstante Substratqualitäten, extrem gute Lagerstabilität auf Grund der dabei ablaufenden Langzeithydrolyse in den Hackfruchtsilos. Bei dieser bewährten Technik besteht zudem die Möglichkeit der Vollautomatisierung des gesamten Energiegewinnungsprozesses [7-13].

7.1.1.5 Sorghum Hirsen



Die mit Mais verwandten Sorghum Hirsen haben ihren Ursprung in Äquatorialafrika und zeichnen sich durch Trockentoleranz und geringe Bodenansprüchen aus. Die mittlerweile weltweit bedeutsame Kultur verfügt über eine gute Wassernutzungseffizienz und ist als C4- Pflanze besonders massewüchsig unter hohen Temperaturen und Sonneneinstrahlung. Auch mit kurzzeitiger Nässe kann die Pflanze besser umgehen, als Mais. Der effiziente Umgang mit Nährstoffen und Wasser ist auf die stark verzweigten Wurzelsysteme der Hirsen zurückzuführen. Die Pflanzen können außerdem gut mit hohen Salzgehalten im Boden umgehen.

Die Hirsen haben einen ähnlichen Habitus wie Mais, was bedeutet, dass dieselben Maschinen, Be- und Verarbeitungstechniken angewendet werden können. Als Saattechnik ist im Gegensatz zum Maisanbau Drillsaat ausreichend.

Es existieren noch keine Langzeitstudien über mögliche Auswirkungen dieser Pflanzart auf heimische Ökosysteme, und auch die Anfälligkeit für Schädlingen und Krankheiten ist für den Anbau in unseren Breiten noch nicht geklärt. Fest steht jedoch, dass Sorghum- Hirse nicht als Wirtspflanze für typische Mais- Schädlinge (Maiszünsler, Maiswurzelbohrer) gilt [7-18].

Problematisch stellt sich jedoch noch die Frostempfindlichkeit dieser Kultur dar. Durch Züchtungen wird aber bereits versucht, die Pflanze besser an Klimate der gemäßigten Breiten anzupassen. Auch ein schnelleres Jugendwachstum wäre wünschenswert, da Unkraut dadurch weniger Erfolg hätte, bzw. weniger chemische Unkrautbekämpfung notwendig wäre. Ein später Aussattermin ist hier von Vorteil, da die Hirsen bei einer Bodentemperatur von 12 °C relativ rasch wachsen, und damit Unkraut verdrängen. Für chemische Unkrautbekämpfung ist noch kein Mittel zugelassen, Ausnahmen müssen extra genehmigt werden. Die Verwertung von Gärresten durch Hirsen wurde bereits erprobt und erzielte gute Ergebnisse, wenn diese vor der Saat in den Boden eingearbeitet werden.

Viele Experten sind sich einig, dass diese Kultur eine gute Alternative zu Mais darstellen könnte. Besonders hinsichtlich des Klimawandels, welcher häufigeres Auftreten von Dürren verursachen wird, bietet diese Pflanze die notwendigen Voraussetzungen. Da sie hinsichtlich der Biomasseproduktivität pro Hektar mit Mais Schritt halten kann, und darüber hinaus einen geringeren Nährstoffbedarf (abhängig. vom Hirsentyp) hat, scheint diese Kultur ein geeignetes Substrat für die Biogaserzeugung zu sein.

Hirsen eignen sich hervorragend für die Züchtung, da eine hohe Sortenvielfalt zur Verfügung steht. Da sich die Pflanzenzüchtung aber erst seit kurzen mit diesen bisher noch



relativ unerforschten Kulturen beschäftigt, sind die Erwartungen hinsichtlich höherer Biomasserträge pro Hektar durch Hybridsorten groß [7-16]. Allerdings ist die Zusammensetzung der Rohfaserfraktion als Kriterium für den Einsatz in Biogasanlagen zu beachten.

Da Hirsen sehr reich an Kohlenhydraten sind, muss das Inputsubstrat mit gehäckselten fett- oder eiweißhaltigen Pflanzen kombiniert werden. Damit lassen sich die Biogasausbeuten erhöhen.

Zuckerhirse

Sorghum bicolor, auch als Zuckerhirse¹ bezeichnet, erreicht je nach Standort Wuchshöhen zwischen zwei und fünf Meter. Die Befruchtung ist überwiegend selbstbestäubend (4-7 % Fremdbefruchtung), wodurch ein invasives Auftreten bisher noch nicht nachgewiesen werden konnte. Zuckerhirse eignet sich aufgrund der hohen Gehalte (bis 16%) an vergärbarem Zucker im Stängel als Biogassubstrat. In der Landwirtschaft kann diese „neue Kultur“ zur Auflockerung enger Fruchtfolgen dienen. Die Spätsaatverträglichkeit ermöglicht beispielsweise GPS- Vorfrüchte und damit auch eine erhöhte Kulturenvielfalt.

Weitere Stärken der Zuckerhirse sind hohe Ertragsmengen bei kurzer Vegetationszeit und vielfältige Nutzungsmöglichkeiten. Die Pflanze kann sowohl als Grünfutter dienen, aber auch zur Zuckergewinnung oder konserviert als Silage. Für eine hohe Gasausbeute ist aber zu beachten, dass man *Sorghum* möglichst fein gehäckselst einsiliert.

Schwachpunkt der Pflanze ist die mangelhafte Standfestigkeit. Bei Starkregen besteht die Gefahr, dass sich die Rispe mit Wasser vollsaugt, und so schwer wird, dass die gesamte Pflanze knickt. In der Züchtung wird neben einer höheren Kältetoleranz und höheren Ertragsleistungen auch an diesem Problem geforscht.

Sudangras

Im Gegensatz zu Zuckerhirse erreicht Sudangras lediglich Höhen von 2- 3 Metern. Damit erzielt es auch einen geringeren Biomassertrag pro Hektar. Anbau, Ernte aber auch die Pflanzeigenschaften von Sudangras sind sehr ähnlich wie von Zuckerhirse [7-16; 7-17; 7-18; 7-19; 7-20; 7-21,7-22].



7.1.2 Umweltwirkungen

Mit steigendem Energiepflanzenanbau für Biogasanlagen gehen bestimmte Wirkungen auf die Umwelt einher. Um sich einen Überblick darüber zu verschaffen, hilft eine Einteilung in die verschiedenen Kategorien: Boden, Wasser, Klima

Abgesehen von den üblichen landwirtschaftlichen Bearbeitungsmaßnahmen, gibt es bei Energiepflanzen für die Biogasproduktion spezielle Aspekte hervorzuheben. Besonderer Bedacht liegt auf den Cross- Compliance – Regelungen der EU zur Erhaltung einer intakten Umwelt, die erfüllt werden müssen [7-31].

- **Boden**

- Es ist mit dem Einsatz von Pflanzenschutzmitteln zu rechnen.
- Energiefruchtfolgen wie die Zweikulturnutzung führen über das Jahr zu erhöhtem Bearbeitungsaufwand der Felder.
- Grünlandumbrüche verursachen hohe Humusabbauraten. Besser man erhält Grünland und verwendet die Erträge zur Biogaserzeugung oder bringt den Grünschnitt auf Ackerflächen aus, um die Humusbildung zu fördern.
- Humushaushalt: Die Rückführung der Gärreste ist oft nicht ausreichend, um die Humusbilanz zu verbessern. Vor allem der Maisanbau führt zu großen Humusverlusten. Gärreste aus NawaRo- Biogasanlagen sind sehr hygienische Dünger (Krankheitserreger werden in Biogasprozess meist sicher abgetötet), die von vielen Pflanzen sehr gut verwertet werden können und den Nährstoffkreislauf zwischen Feld und Biogasanlage schließen.(Substitution von Mineraldünger)
- Hohe Konzentrationen von Herbiziden, Salzen und Schwermetallen gelten in der Biogasproduktion als Hemmstoffe. Ein Eintrag sollte daher bereits bei der Pflanzenproduktion verhindert werden, was auch förderlich für die Bodengesundheit ist [7-5].

- **Belastung des Grundwassers**

- Eine geringere Nährstoffdüngung bei Energiepflanzen beeinflusst die Grundwasserqualität generell positiv [7-5].



- Entscheidend ist, dass die ausgebrachten Nährstoffmengen zeit- und pflanzengerecht ausgebracht werden, damit sie effektiv Mineraldünger substituieren können.
- **Atmosphäre, Klima:** Ausstoß von Treibhausgasemissionen wie CO₂ (Kohlendioxid), N₂O (Lachgas), CH₄ (Methan)
 - Dies ist generell abhängig von im Boden verfügbarem Wasser und Nitrat
 - je weniger gedüngt wird, desto weniger Emissionen werden gebildet
 - Umbruch von Grünland führt zu (einmaligen) hohen CO₂ Emissionen
 - Lagerung und Ausbringung von Biogasgülle zeichnet sich durch geringere Belastungen in Geruch, Keimen und Lachgas aus als unvergorene Gülle.
- **Monokulturen** sind wegen der Risiken der Rinnenerosion (v. a. in Hanglagen), eintöniger Kulturlandschaft und erhöhtem Schädlingsbefall zu vermeiden. Der Anbau von hochwüchsigen Kulturpflanzen wie Mais oder Hirse wirken negativ auf die Flora-Diversität, finden wenig Anklang bei der nicht - landwirtschaftlichen Wohnbevölkerung und bei der Jägerschaft.

Die Herausforderung in der Landwirtschaft besteht darin, die hier aufgezählten Risiken möglichst gering zu halten. Auf mögliche Analyse- und Optimierungsmöglichkeiten wird in den nächsten Kapiteln hingewiesen.

7.1.3 Ökobilanzen

Um Umweltwirkungen besser einschätzen zu können, wurden verschiedene Methoden entwickelt. Zur Quantifizierung und Bewertung von Umweltwirkungen haben sich Ökobilanzen weitgehend durchgesetzt. Man kann hiermit sowohl energetische, als auch klimawirksame Aspekte untersuchen. Eine Lebensweganalyse (Life-Cycle-Analysis) zur Ermittlung der Gesamtumweltwirkung ist die Grundlage dieser Methodik. Damit wird ein möglichst umfassendes und lückenloses Einbeziehen aller Vorleistungen und Zusatzaufwendungen gewährleistet.



7.1.3.1 Methodik der Ökobilanzen

Annahmen

Bei der Eingrenzung des Untersuchungsrahmens wurde beschlossen, die Faktoren unberücksichtigt zu lassen, welche sich von Pflanze zu Pflanze nur sehr geringfügig unterscheiden. In den Energie- und Treibhausgasbilanzen (THG-Bilanz) wurden daher folgende Aspekte vernachlässigt:

- Produktion der Maschinen
- Lagerung (Silage)
- Wasserverbrauch

Bei der Ermittlung der Ertragsdaten der Energiepflanzen wurde ein hohes Ertragsniveau gewählt, bei einer Schlaggröße von 20 ha. Damit sind die Pflanzenkulturen besser miteinander vergleichbar [7-22; 7-23; 7-24; 7-27; 7-28].

Daten der Energiepflanzenproduktion

Als Datengrundlage diente der Energiekostenrechner des KTBL (Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft e.V., Darmstadt). Von den zur Verfügung stehenden Daten wurden Angaben zu Anbau, Ernte und Transport verwendet. Bezüglich der Biogasproduktion wurden die Pflanzen Silomais, Gras (Dauergrünland), Futterrübe, Sudangras, Zuckerhirse und Triticale (Ganzpflanzennutzung) ausgewählt.

Daten für Bilanzierung

Für die Energie- und THG- Bilanz werden folgende Aspekte mit einbezogen:

- Dieserverbrauch der Maschinen bei der Pflanzenproduktion
- Saatgut: Produktion, Transport bis Ausbringung auf Feld
- Düngemittel (Produktion, Transport, Ausbringung)
 - N: Stickstoff
 - P: Phosphat
 - Ca: Kalk
 - Gärrest
- Pflanzenschutzmittel (Produktion, Transport, Ausbringung)
- Masse- und Energieverluste der Biomasse durch die Konservierung

Zusätzlich für die THG- Bilanz wurden auch nichtenergetische Emissionen errechnet, die bei der landwirtschaftlichen Produktion entstehen:

- N₂O (Lachgas)-Emissionen aus dem Boden durch mineralischen Stickstoffdünger
- N₂O- Emissionen aus dem Boden durch Ausbringung von Gärresten

Als Emissionsfaktor wurden 0,0125 kg N₂O pro 1 kg Stickstoff [7-23] angenommen.

Die Mengenangaben pro ha an Dieserverbrauch, Saatgut, Düngemittel, Pflanzenschutzmittel und Masseverluste durch Konservierung stammen ebenfalls aus dem KTBL - Energiepflanzenrechner [7-25]. Daten für die Vorleistungen, sprich Produktion von Betriebsmitteln, stellte das Programm GEMIS 4.5 [7-24], und ergänzende Literatur zur Verfügung. Die Bewertung wird nach den Leitlinien der Ökobilanz durchgeführt, die in den internationalen Normen ISO 14040-3 festgelegt sind. In Abbildung 85 ist das Schema einer Lebenszyklusanalyse/Ökobilanz dargestellt [7-27].

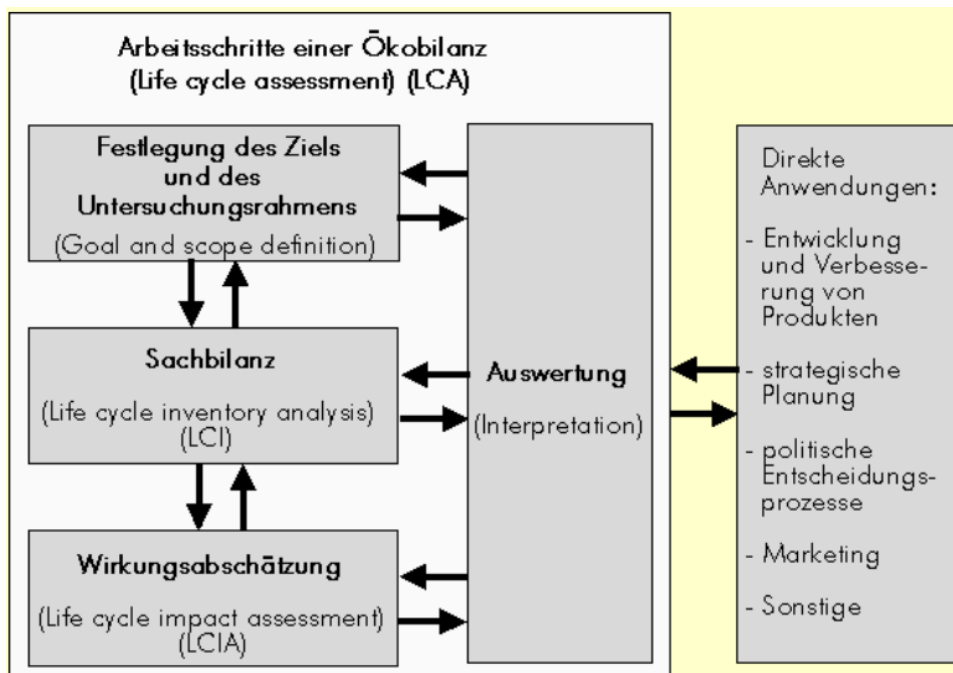


Abbildung 85: Schema einer Ökobilanz [7-26]

Es soll das Erderwärmungspotential der Treibhausgase abgeschätzt werden, die bei der Produktion von nachwachsenden Rohstoffen entstehen. Es werden also sowohl Wirkungen wie die Wärmeabsorptionsfähigkeit als auch die Verweildauer (Zeithorizont von 100 Jahren) dieser Gase in der Atmosphäre mit einbezogen.

Die Treibhausgaspotentiale wurden nach den Vorgaben der IPCC (2007) wie folgt angenommen.

	Treibhausgaspotential	Lebensdauer in der Atmosphäre
CO ₂	1	variabel
CH ₄	25	20 J.
N ₂ O	298	114 J.

Abbildung 86: THG Potential [eigene Darstellung]

7.1.3.2 Ergebnisse

Die Ergebnisse der Energie und Klimabilanzen werden jeweils anhand von Hektarfläche, organischer Trockenmasse und produzierbaren Kilowattstunden, welche anhand des Energiegehalts von Methan errechnet wurden, dargestellt. Für die Landwirtschaft ist die Hektar- Bezugsgröße die entscheidende, wohingegen der organische Trockenmassegehalt das Methanproduktionspotential repräsentiert. Die theoretische Energieausbeute in Kilowattstunden stellt den Bezug zur Endnutzung her.

Energie - Input

Wie viel Energieaufwand nötig ist, um die Pflanzen zu produzieren, wird in den folgenden Abbildungen ersichtlich. Es wird angenommen, dass sowohl mineralischer Dünger als auch Gärrest verwendet wird. Da die Stickstoffdüngung sowohl durch mineralischen Dünger als auch durch Gärrest erfolgt, entsteht somit ein Überschuss an Gärrest. Dieser Gärrest kann jedoch anderweitig verwendet werden und wird somit als Gutschrift verrechnet. Dabei wird allerdings ein Verlust von 10 % berücksichtigt.

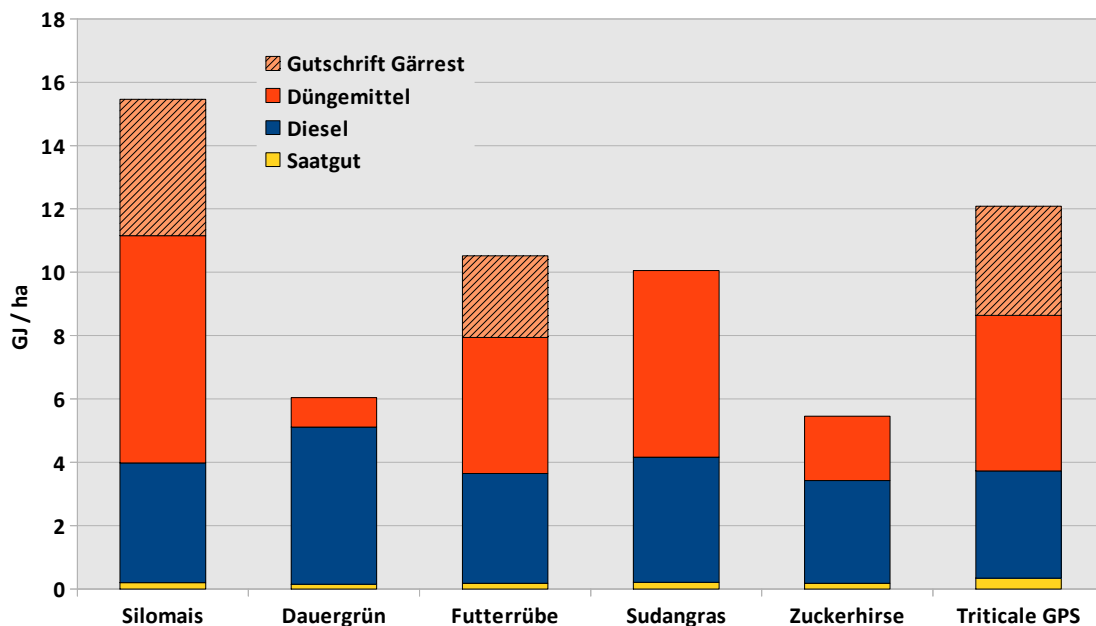


Abbildung 87 : Kumulierter Energie - Input auf ha – Basis [eigene Darstellung]

In *Abbildung 87* lässt sich erkennen, dass Silomais gefolgt von Sudangras den höchsten Energie- Input pro Hektar benötigen. Bei Silomais, der Futterrübe, der Zuckerhirse und bei der Triticale GPS wird ca. 1/3 der Gesamtenergie bei der Dünger- und Pflanzenschutzmittelbereitstellung verbraucht. Bei Dauergrünland hingegen wird lediglich ein geringer Anteil dafür benötigt. Diesem wiederum wird ein Anteil von über 50 % bei Sudangras gegenübergestellt.

Die Saatgutproduktion fällt nur sehr geringfügig ins Gewicht. Der Dieselverbrauch variiert etwas je nach Maschinenaufwand, lediglich beim Dauergrünland fällt dieser sehr stark ins Gewicht. Dies sollte aber relativ betrachtet werden, weil der Mineraldüngemittelverbrauch in diesem Bereich sehr gering ist.

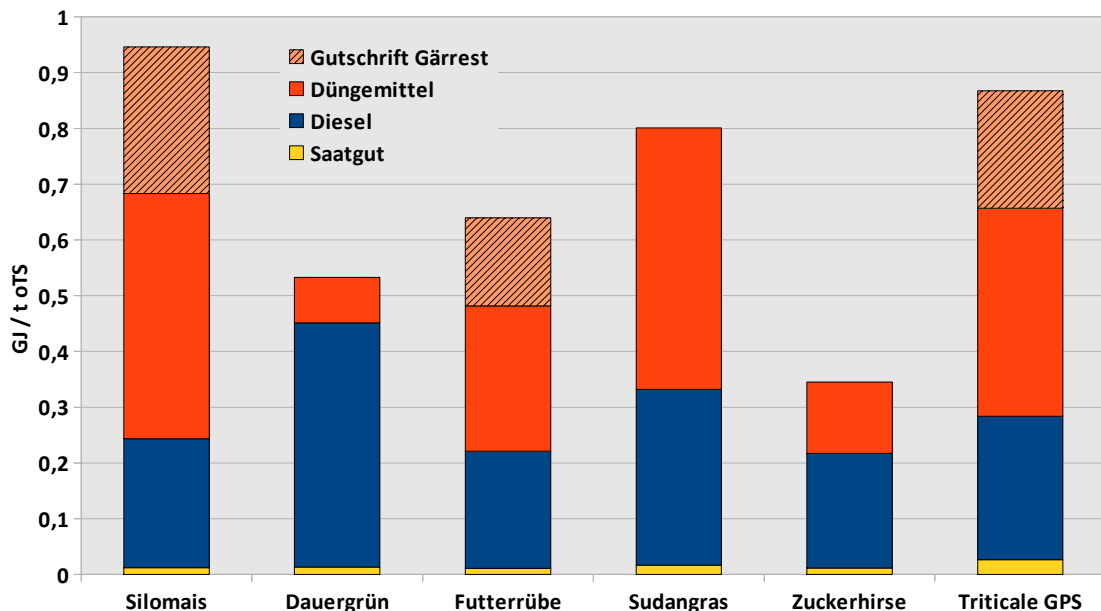


Abbildung 88 : Kumulierter Energie - Input auf oTS-Basis [eigene Darstellung]

Betrachtet man die aufgewendeten Energiemengen auf Basis organischer Trockensubstanz (siehe *Abbildung 88*) hat Sudangras die höchsten Inputmengen. Dies resultiert aus dem hohen Anteil an mineralischer Düngung. Zuckerhirse und Futterrübe haben aufgrund der hohen Ertragsleistung und des einfachen Ernteaufwands einen deutlichen Vorteil.

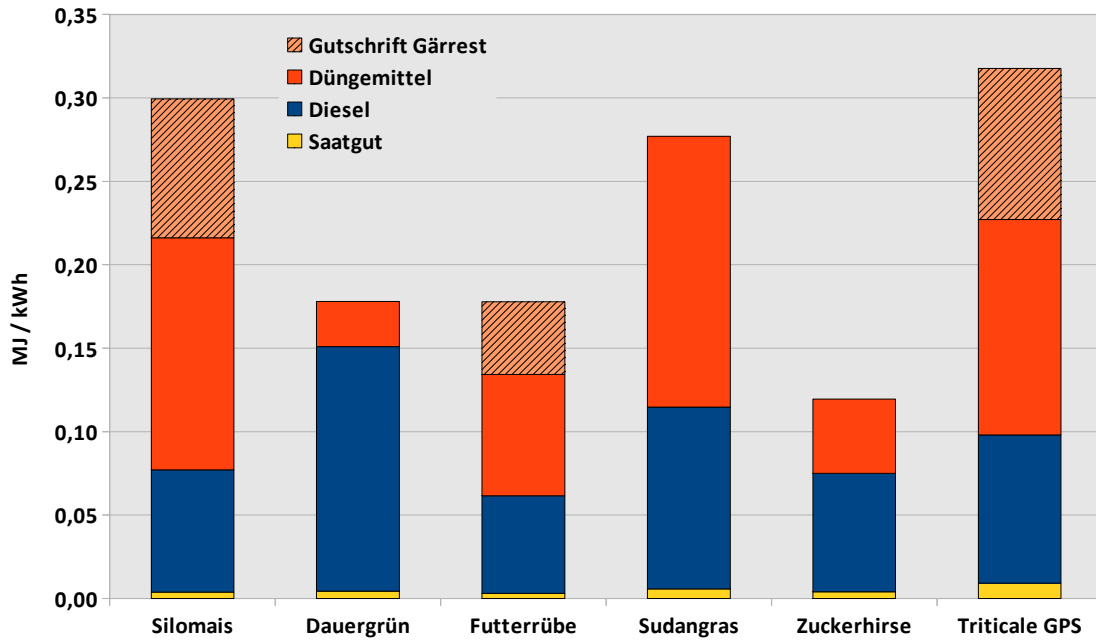


Abbildung 89 :Kumulierter Energie - Input auf kWh – Basis [eigene Darstellung]

Auf Basis von Kilowattstunden (siehe *Abbildung 89*) zeichnen sich dieselben Verhältnisse ab, wie auf oTS- Basis. Für Futterrübe und Zuckerhirse wird zur Produktion von 1 kWh Energie (Biogas) weniger als 0,15 MJ Input- Energie aufgewendet. Damit sind diese Pflanzen am energieeffizientesten. Silomais, Sudangras und Triticale schneiden hier am schlechtesten ab.

Energiebilanzen

Für eine Bewertung der Energiepflanzenproduktion muss die gesamte Energiebilanz betrachtet werden. Anhand von Elementaranalysen wurde der Energiegehalt der Pflanzen errechnet (roter Balken) und der Input- Energie (blauer Balken) gegenübergestellt. Damit soll veranschaulicht werden, wie viel Energieinput notwendig ist, um Biomasse als erneuerbaren Energieträger zu erhalten. Je mehr Energieinput, desto geringer wird die tatsächliche „erneuerbare Nettoenergie“.

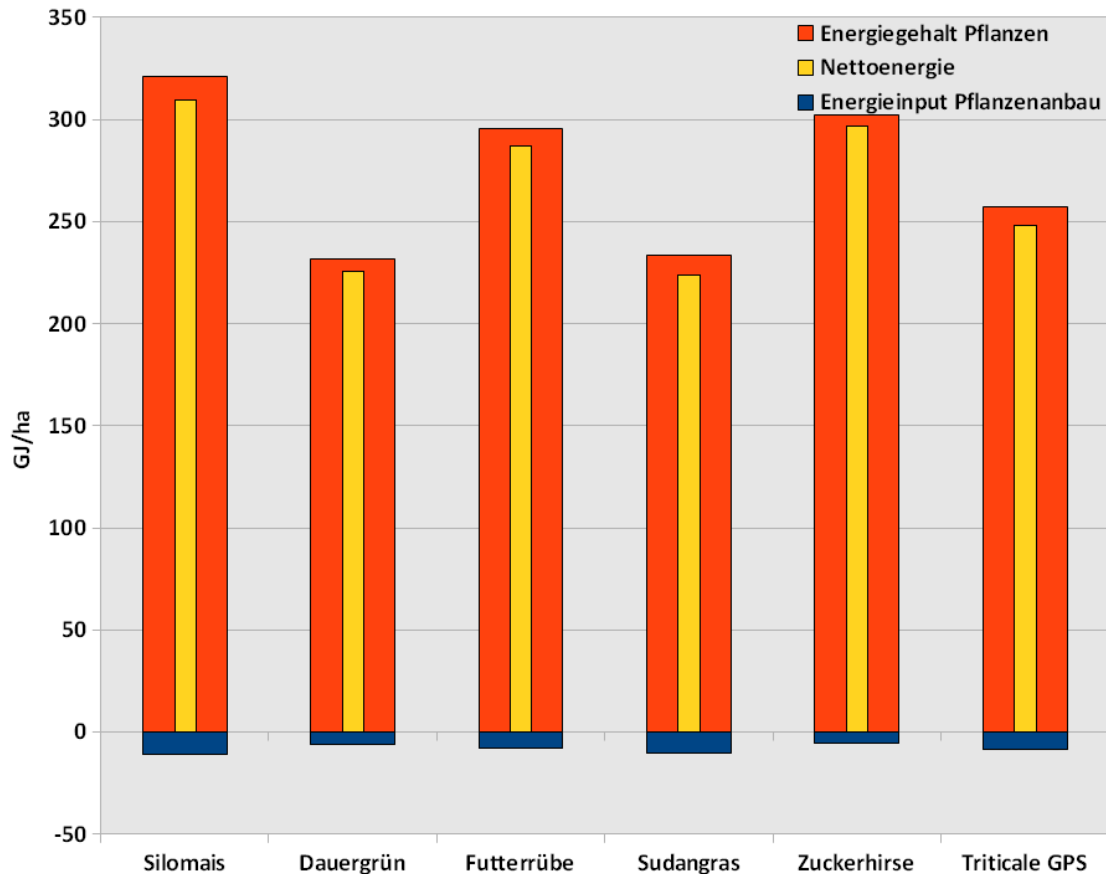


Abbildung 90 : Energiebilanz auf ha-Basis [eigene Darstellung]

Das Ergebnis der Energiebilanz in *Abbildung 90* auf Hektar- Basis zeigt auf, dass Grünland, Sudangras und Triticale die geringsten Nettoenergiebeträge aufweisen. Führend hingegen sind Silomais, Zuckerhirse und Futterrübe mit Werten von durchschnittlich ca. 300 GJ/ha.

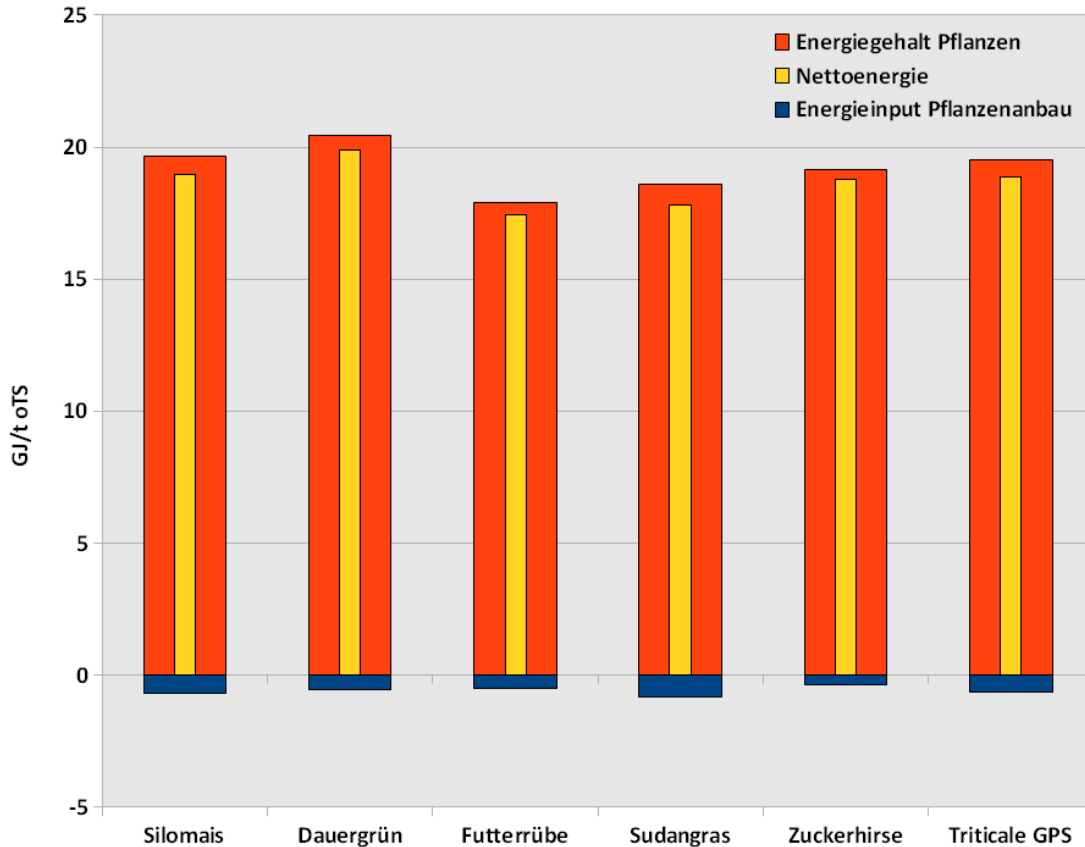


Abbildung 91 : Energiebilanz auf oTS – Basis [eigene Darstellung]

Die Energiebilanz auf Basis der Pflanzenmasse (Abbildung 91) zeigt keine signifikanten Unterschiede zwischen den untersuchten Pflanzenarten. Die berechnete Nettoenergie bewegt sich bei allen Kulturen um die 18 GJ Energiegehalt pro Tonne organischer Trockenmasse. Ausschlaggebend sind hier nicht der Energiegehalt der Pflanzen, welcher kaum Schwankungen aufweist, sondern die unterschiedlichen Produktionsaufwendungen pro Einheit erzeugter Biomasse und bei der Einordnung der relativen Vorzüglichkeit sollte die mikrobielle Abbaubarkeit im Anaerobprozess in die Beurteilung mit einfließen. Dies findet bislang in den Datenbanken noch keine Berücksichtigung.

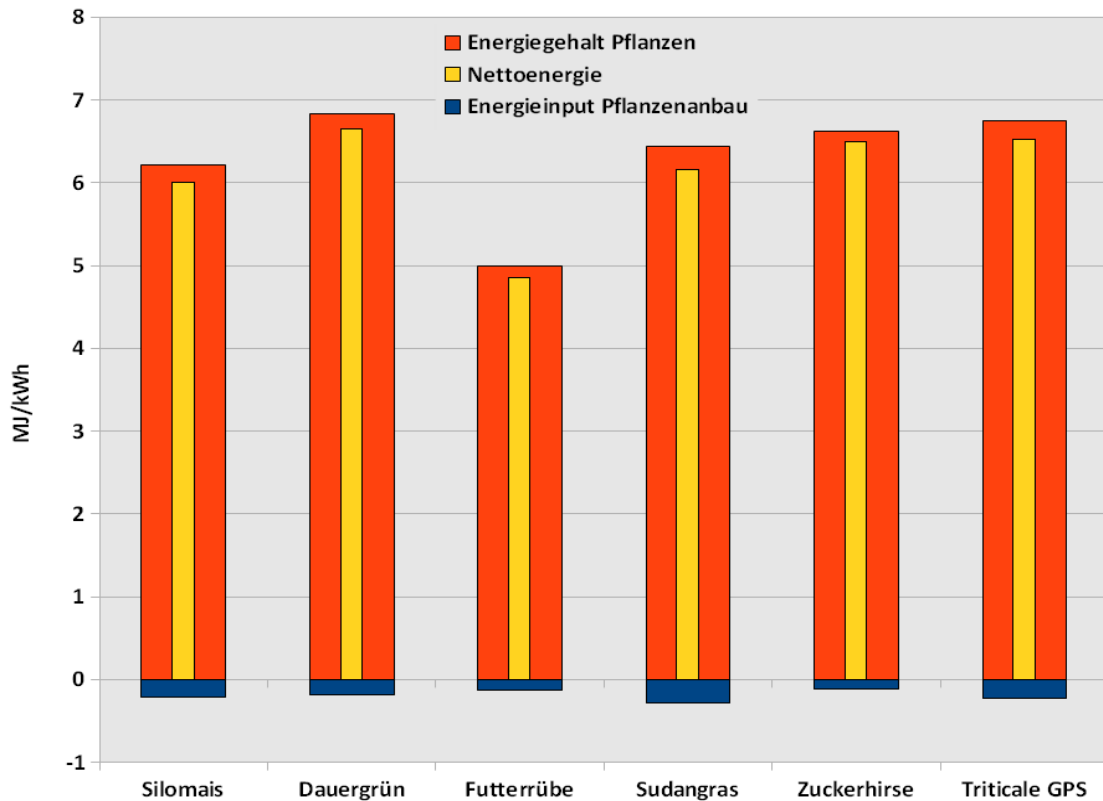


Abbildung 92 : Energiebilanz auf kWh-Basis [eigene Darstellung]

In *Abbildung 92* zeigt sich, dass die höchsten Nettoenergiegehalte- bezogen auf produzierbare Kilowattstunden- Dauergrünland, Zuckerhirse und Triticale-GPS aufweisen. Die Futterrübe hat mit Abstand den geringsten Nettoenergiegehalt. Hier muss der geringste Energieinput pro kWh Energie aufgewendet werden. Zusätzlich wird bei der Futterrübe durch die hohe Umsetzungsrate zu Methan (sehr gute mikrobielle Abbaubarkeit), im Vergleich wenig Biomasseenergie benötigt.

THG – Emissionen

Für die Erstellung einer THG-Bilanz werden im ersten Schritt alle Emissionsquellen analysiert. Es handelt sich hier zum einen um Emissionen die durch die Bereitstellung von Produktionsfaktoren (z.B. mineralischer Dünger) verursacht werden und daher als indirekte Emissionen bezeichnet werden. Zum Anderen entstehen direkte Emissionen wie durch die Verbrennung von Diesel oder durch die Stickstoffausbringung auf das Feld. Die Summe beider Emissionsgruppen ergeben schließlich die gesamten CO₂-Äquivalente.

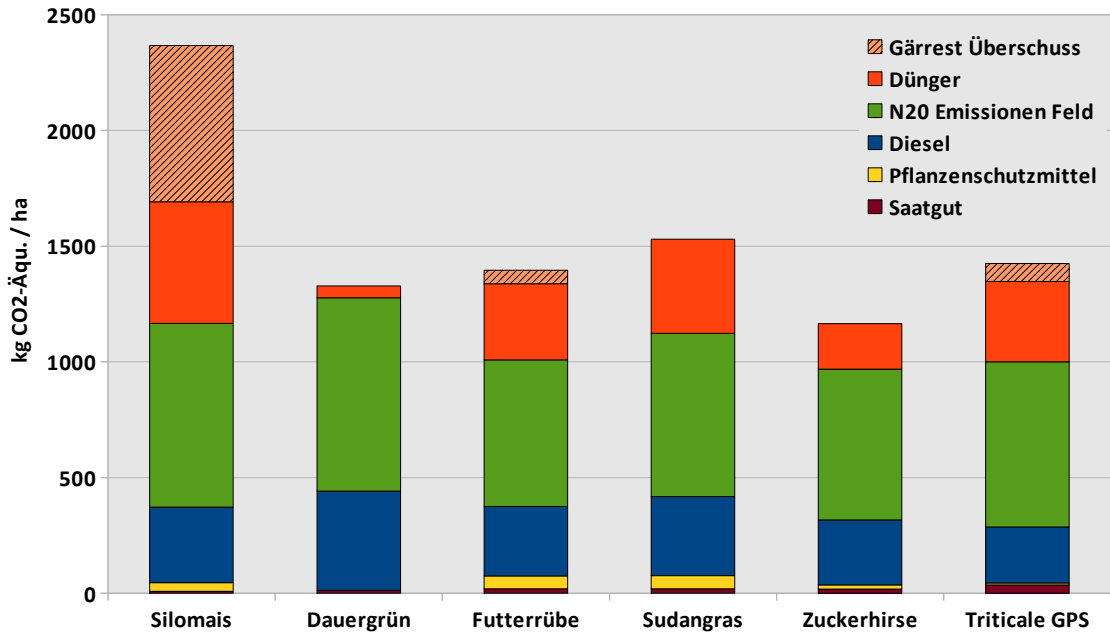


Abbildung 93 : THG - Emissionen auf ha-Basis [eigene Darstellung]

Abbildung 93 zeigt die Treibhausgasemissionen die pro Hektar Anbaufläche entstehen. Den größten Anteil machen die N₂O Emissionen vom Feld aus. Die meisten Emissionen pro Hektar stammen von Silomais und Sudangras, was auf den hohen Stickstoffaufwand zurückzuführen ist.

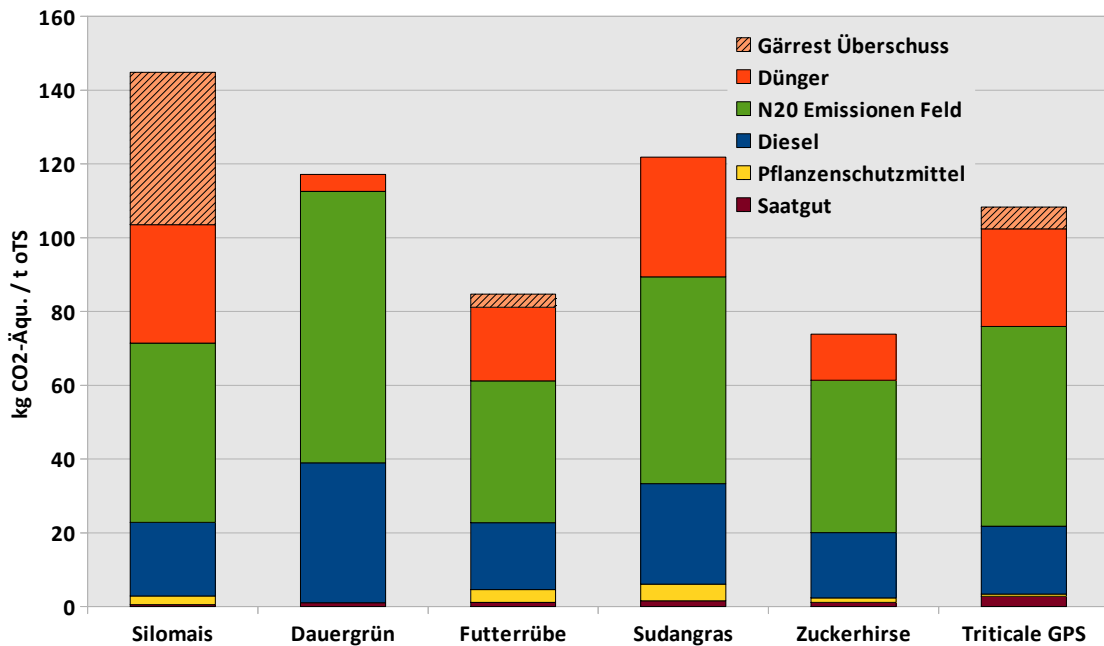


Abbildung 94: THG - Emissionen auf oTS- Basis [eigene Darstellung]

Auf Basis organischer Trockenmasse zeigt sich jedoch ein differenzierteres Bild. Wie in *Abbildung 94* ersichtlich, werden beim Futterrüben- und Zuckerhirseanbau mehr als 70 kg klimaschädliche Gase pro Tonne Trockenmasse produziert. Dauergrünland und Sudangras liegen mit über 110 kg CO₂-Äquivalenten pro Tonne Trockenmasse an der Spitze. Der Hauptgrund, neben einem hohen Stickstoffeinsatz, ist wieder der hohe Dieserverbrauch, welcher bei mehrfacher Ernte im Jahr anfällt.

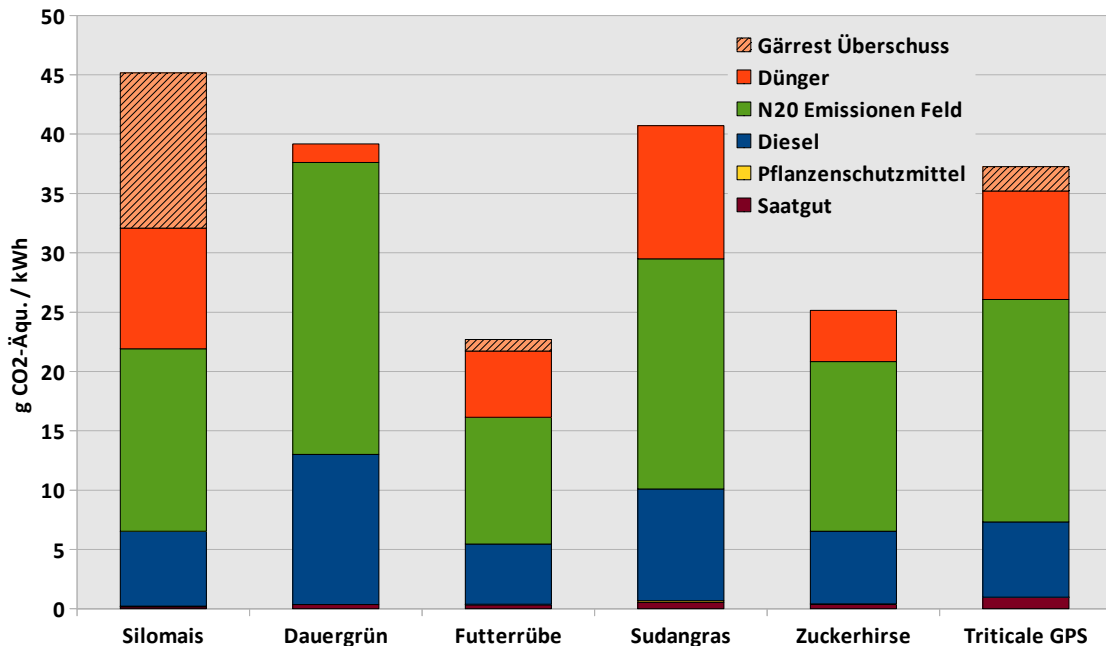


Abbildung 95 : THG - Emissionen auf kWh – Basis [eigene Darstellung]

Bezogen auf die theoretische Energieausbeute (Biogas) in Kilowattstunden (siehe *Abbildung 95*) ist die Futterrübe die klimafreundlichste Alternative. Die hohen Werte von Grünland und Sudangras haben wieder mit dem Dieserverbrauch und Stickstoffeinsatz zu tun.

THG – Bilanzen

In der THG -Bilanz wird die in der Pflanze fixierte Menge an CO₂ den Klimagasen gegenübergestellt, welche zur Produktion der Biomasse ausgestoßen wurde.

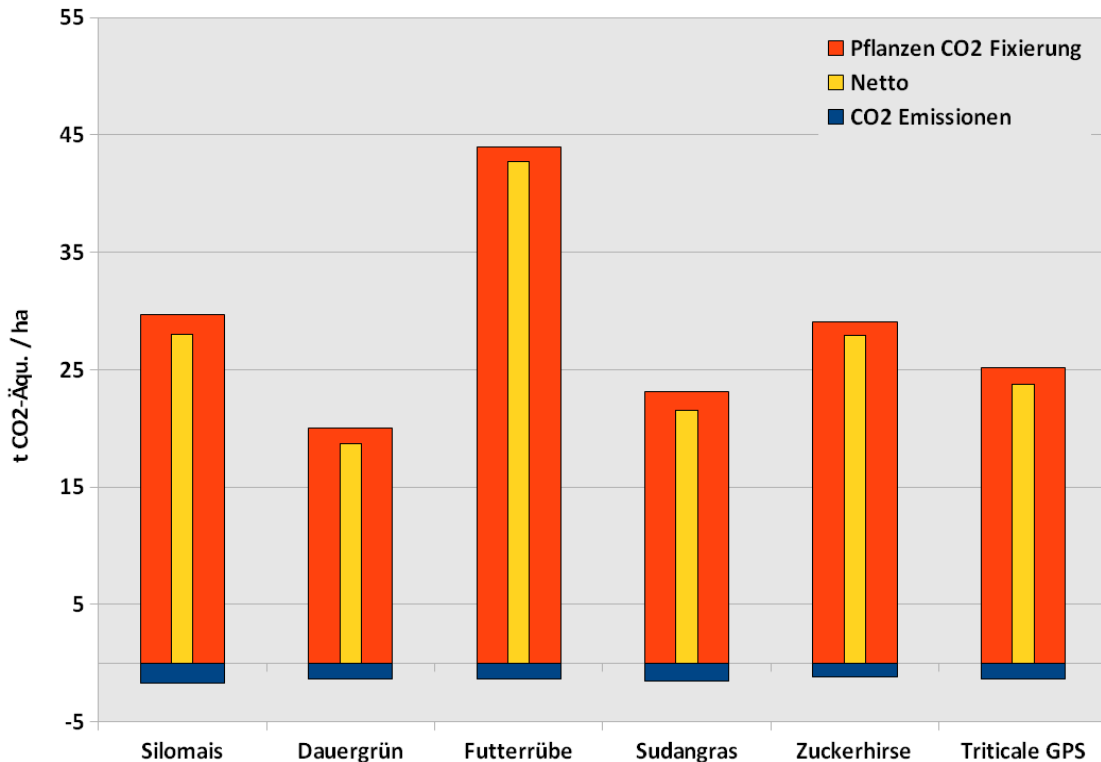


Abbildung 96 : THG - Bilanz auf ha-Basis [eigene Darstellung]

Dauergrünland fällt hier (siehe Abbildung 96) mit nur 20 t CO₂- Äquivalenten pro Hektar besonders aus dem Rahmen. Dies relativiert sich aber wieder, wenn man den geringen Biomassertrag bedenkt. Futterrüben haben demnach den höchsten Kohlenstoffgehalt pro ha assimiliert. Der Nettoemissionsgehalt zeigt auf, wie viel CO₂, abzüglich der durch die Biomasseproduktion verursachten Emissionen, in den Pflanzen gespeichert sind. Man könnte dies auch als erneuerbares Energiepotential beschreiben. Wie viel davon im Biogasprozess zu Methan verwertet werden kann, hängt von der mikrobiellen Verfügbarkeit der Kohlenstoffverbindungen ab, also, ob etwa die Rohfaserkomponenten mit Lignin inkrustiert oder frei zugänglich sind.

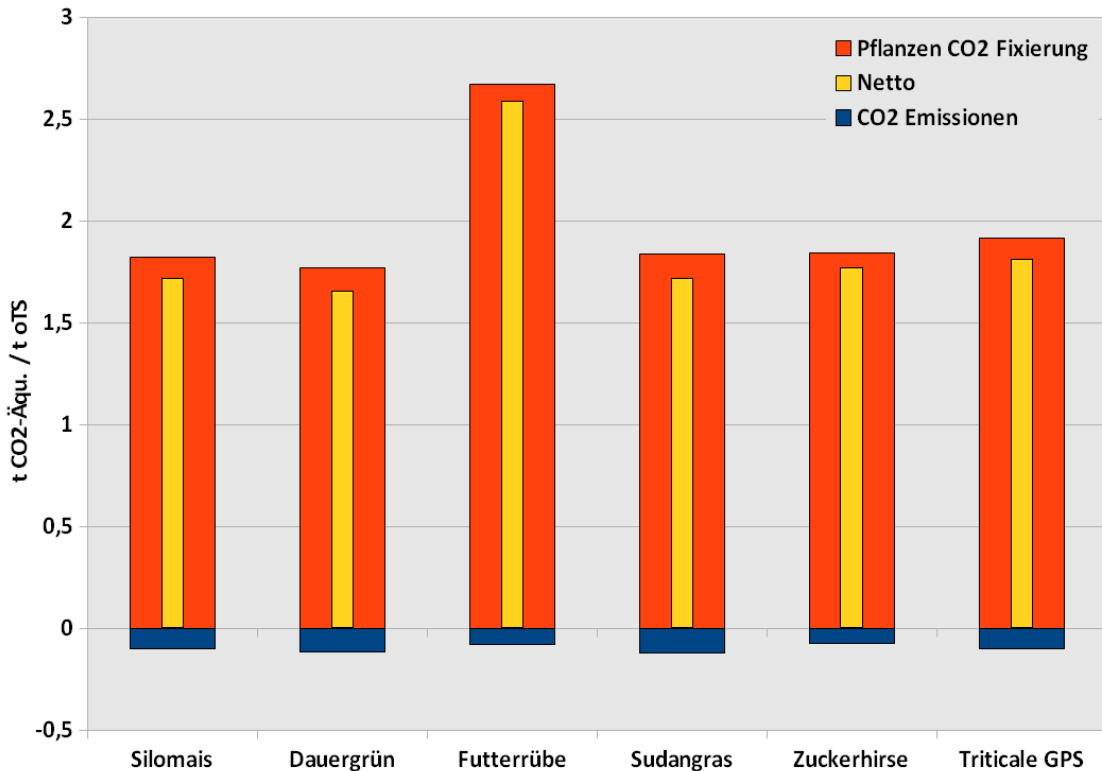


Abbildung 97 : Netto - CO₂- Fixierung pro t organischer Trockensubstanz [eigene Darstellung]

Die Netto - CO₂- Fixierung in *Abbildung 97* stellt sich auf Basis der organischen Trockenmasse ähnlich dar. Den Spitzenwert erreichen wiederum die Futterrüben. Diese Pflanzen können am meisten Kohlenstoff in die Pflanzenmasse einbauen, und damit als natürliche CO₂ Senke dienen. Ob diese assimilierte Biomasse auch effizient in Nutzenergie umgewandelt werden kann, geht aus dieser Darstellung noch nicht hervor. Hierfür müssten dann noch zusätzlich die Quotienten für die mikrobielle Verwertung („Verdaulichkeiten“) berücksichtigt werden.

Bei Dauergrünland muss außerdem bedacht werden, dass durch die dauerhafte Bodenbedeckung der Kohlenstoff sehr langfristig und in großen Mengen im Humus gespeichert wird. Dies wird in dieser Betrachtung aber nicht berücksichtigt.

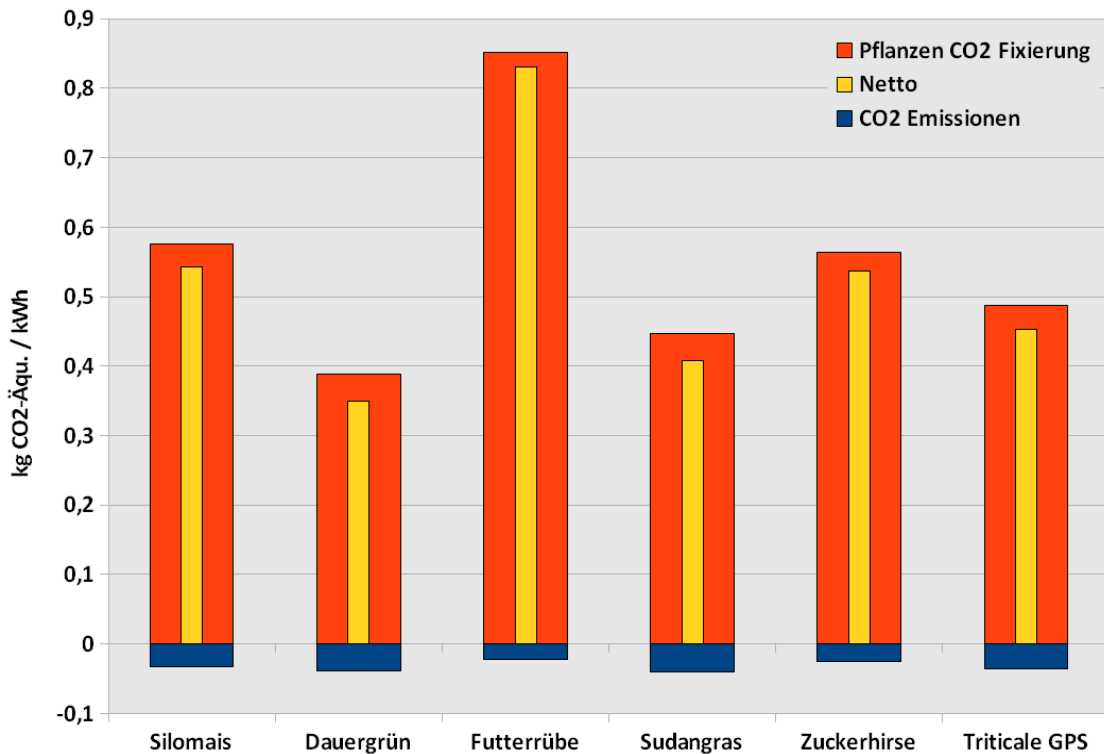


Abbildung 98 : THG-Bilanz auf kWh-Basis – Effizienz der Verwertung der assimilierten Biomasse zur Erzeugung von Nutzenergie (Methan) [eigene Darstellung]

Welche Masse an CO₂ pro kWh späterer theoretischer Energieausbeute (Methan) zuvor fixiert wird, zeigt *Abbildung 98*. Dauergrünland und Sudangras bilden mit durchschnittlich 0,4 kg CO₂-Äquivalente die untere Grenze. Futterrüben haben, wie auch schon in den anderen Abbildungen, die höchsten Nettobeträge, was bedeutet, dass pro kWh Methan ca. 0,85 kg CO₂-zuvor in Biomasse fixiert- wieder ausgestoßen wird. Die Emissionen welche durch Biomassebereitstellung verursacht wurden, werden subtrahiert. Daher sind die Nettobeträge als klimaneutral zu betrachten.

7.1.4 Optimierungen in der Landwirtschaft

Um einen nachhaltigen Anbau von Energiepflanzen gewährleisten zu können, sind noch wirksamere Optimierungsstrategien zu erarbeiten. Die Herausforderung besteht darin, Ökologie, Produktivität und Wirtschaftlichkeit zu vereinen. Auch auf die zunehmenden klimatischen Veränderungen muss reagiert werden. Der Klimatrend geht hin zu extrem heißen Sommern und vermehrten Starkregen- und Sturm- Ereignissen. Um für Biogasbetreiber das Risiko der Substrat- Versorgungssicherheit in Zukunft so gering wie möglich zu halten, können neue Anbautechniken oder -systeme, innovative Züchtungsziele, oder generell alternative Pflanzenbausysteme helfen.



Innovative Anbausysteme müssen dem Energiepflanzenanbau in der Hinsicht angepasst werden, dass mehrjährige (Gesamtenergie-) Erträge pro ha quantitativ maximiert werden, die Energieerträge aber hinsichtlich ihrer tatsächlichen Verwertbarkeit zur Methan-erzeugung in einer Biogasanlage relativiert werden müssten, um zu einer wirklich aussagekräftigen Entscheidungsgrundlage für Anlagenbetreiber zu kommen:

- **Zweikulturnutzung:** Bei dieser Anbaumethode werden im Herbst winterfeste Pflanzen angebaut, die zwischen Mai und Juli zu ernten sind. Anschließend werden schnell wachsende Sommerkulturen gepflanzt, deren Ernte im Herbst stattfindet. Für hohe Erträge ist eine gute Wasserversorgung nötig. Die Vorteile dieser Methode bestehen in geringem bis keinem Pestizideinsatz. Die beinahe ganzjährig geschlossene Bodenbedeckung wirkt erosionshemmend und minimiert den Nährstoffeintrag in das Grundwasser.
- **Integrierter Anbau** mit Zwischenfrüchten (z.B. Ölrettich, Senf) eignet sich, um bodenverbessernde Wirkungen zu erzielen und die Erträge sind zudem als Biogassubstrate einsetzbar.
- **Mischfruchtanbau/Gemengeanbau:** Durch den gemeinsamen Anbau verschiedener Pflanzen (z.B. Sonnenblume und Mais) wird eine höhere Bestandesstabilität und Biodiversität erreicht. Vor allem in Trockenjahren hat sich diese Anbau-technik als Ertrags stabilisierend erwiesen. Voraussetzung bei dieser Technik sind gemeinsame Reife- bzw. Erntezeitpunkte und ähnliche Eigenschaften in Habitus und Physiologie.
 - **Sortenmischungen** eignen sich besonders für Getreide und erhöhen die genetische Variabilität. Außerdem wird dadurch die Verbreitung von Krankheitserregern eingeschränkt.
 - **Artenmischungen** können sein: Futterpflanzengemenge oder Körnerleguminosen mit Getreide (z.B. Bohne mit Hafer). Vorteile sind geringer Schädlings- und Krankheitsbefall und bei optimaler Pflanzen- Kombination hohe Biomasseerträge.
- **Dauerkulturen:** Ökologisch vorteilhaft ist die ganzjährige Bodenbedeckung, die auch als Bereicherung der Kulturlandschaft dient. Für Blütenbesucher entsteht außerdem zusätzliches Nektarangebot.
- **Agroforstsysteme** Darunter versteht man den integrierten Anbau von Feldfrüchten und Gehölzstreifen auf einer Fläche. Aus ökologischer Sicht ist die Erhöhung der Biodiversität, effiziente Nutzung der Wachstumsfaktoren (Wasser,



Licht, Nährstoffe), verstärkte C- Bindung im Boden und Erosionsvermeidung durch Windschutz hervorzuheben. Der Einfluss auf das Landschaftsbild wird zum großen Teil positiv bewertet, da die Strukturvielfalt erhöht wird. Große Akzeptanz findet die Anbautechnik auch aus dem Grund, dass eine Kombination aus Energie- und Nahrungsmittelproduktion möglich wird.

Hinsichtlich der **Pflanzenwahl** entstehen zusätzliche Optionen. Durch den Klimawandel werden hochproduktive C4 – Pflanzen wie Hirsen oder Chinaschilf interessant. Diese Pflanzen bieten gute Anpassungsfähigkeiten an Trockenheit und Hitze, worin sie dem Mais überlegen sind. Der Anbau vieler unterschiedlicher Kulturpflanzen führt zu einer höheren Biodiversität und zum Erhalt genetischer Ressourcen.

Um die optimalen Pflanzen für einen Standort auszuwählen, sollen in Zukunft digitale Informationssysteme, sog. „Biomasseplaner“ helfen.

Optimierungspotentiale bestehen auch im Bereich **Konservierung und Lagerung**. Untersuchungen müssen hier noch Erkenntnisse über den Einfluss der Faktoren Häcksel-länge, Siliermittelaufwand und Einlagerungsdauer auf das Methanbildungspotential erbringen. Für Feldfrüchte die bisher keiner Biogasverwertung zugeführt wurden, sich aber durchaus dafür eignen, müssen passende Verarbeitungs-, Konservierungs- und Lagerungstechniken erprobt werden.

Eine weitere Strategie versucht **Ökologie mit wirtschaftlichem Nutzen zu verknüpfen**. Durch die Minimierung der Produktionsmittel sollen auf der einen Seite Kosten vermieden und auf der anderen Seite die Umwelt geschont werden. Ein möglichst restriktiver Einsatz der Stickstoffdüngung, insbes. mit mineralischen Düngemitteln, wirkt sich positiv auf die Klimabilanz aus, da weniger Treibhausgasemissionen ausgestoßen werden. Auch auf Pflanzenschutzmittel soll möglichst verzichtet werden. Argumente sind, dass Unkräuter Erosionsschutz bieten, und bei niedrig wachsenden Pflanzen einen relativ geringen Einfluss auf den Biomassertrag haben [7-7]. Frühe Erntezeitpunkte und geringerer Qualitätsanspruch bei Energiepflanzen sprechen ebenfalls für eine minimale Unkrautbekämpfungsintensität.

Neben dem Schutz der Ackerfauna profitiert der Landwirt auch von den geringeren Kosten der Substratherstellung [7-7, 7-8, 7-9, 7-10].

7.2 Anlagenbewertung

7.2.1 Biogasanlage Graben/Lechfeld

7.2.1.1 Energetische Betrachtung

Bei der Lebenswegbetrachtung - Life – Cycle – Analysis - der Energiebereitstellung im Biokraftwerk Lechfeld wurden energetische Aufwendungen und Erträge gegenübergestellt. Die Basisdaten, welche aus dem ersten Halbjahr 2009 stammen, wurden für das gesamte Jahr hochgerechnet, um damit eine Effizienzanalyse durchzuführen. Des Weiteren dient diese Herangehensweise dem Aufzeigen der Optimierungspotentiale. In welche Stufen sich der Lebensweg in Lechfeld aufgliedert, zeigt folgende Darstellung (siehe Abbildung 99):

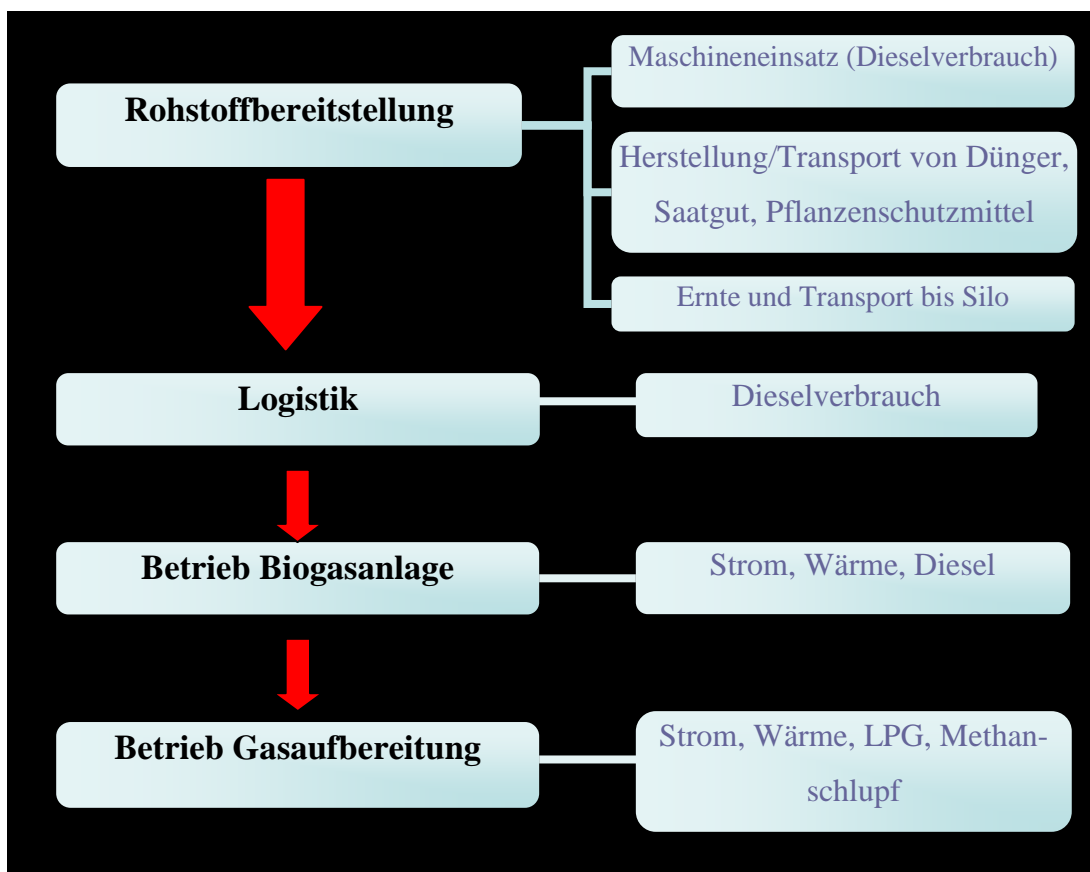


Abbildung 99: Life-Cycle-Analyse Biomethananlage Lechfeld [eigene Darstellung]

Da die Anlage ausschließlich mit den landwirtschaftlichen Rohstoffen Mais, Grassilage und Getreide versorgt wird, musste bereits die gesamte Bereitstellungskette dieser Substrate erhoben werden. Die Roh- und Reststoffe müssen durchschnittlich 20 km transportiert werden. Daher wurde die Logistik gesondert betrachtet.

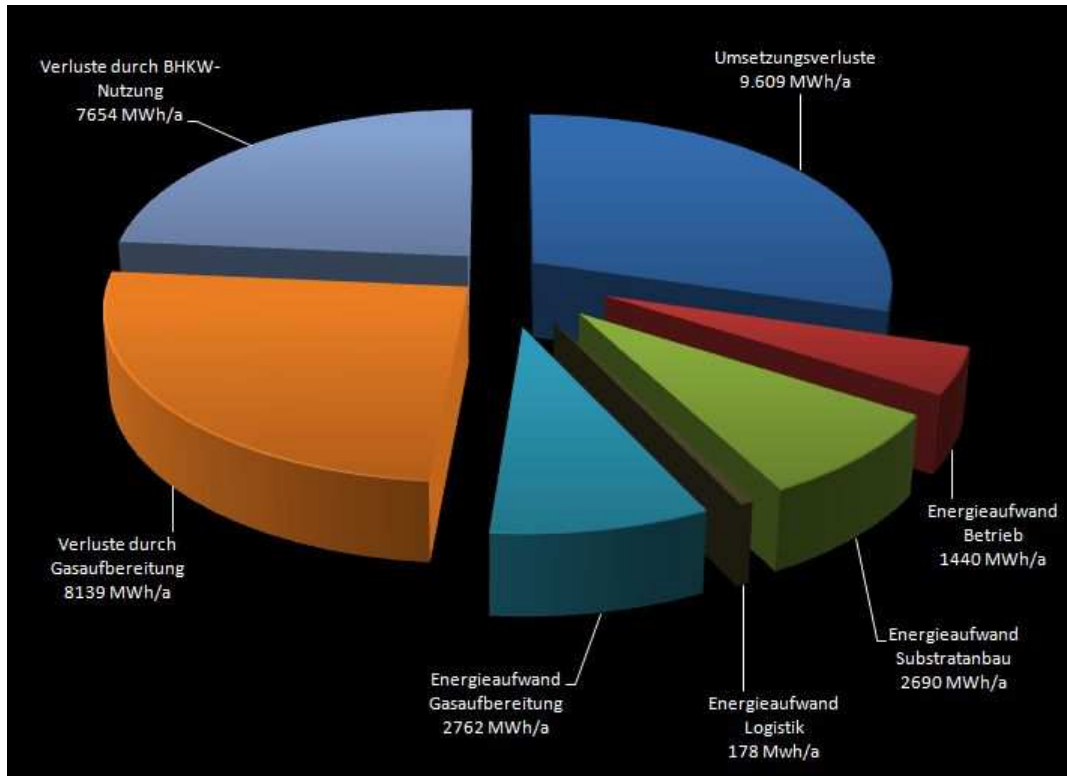


Abbildung 100: Energetische Verluste bei der Biomethanerzeugung Graben / Lechfeld [eigene Darstellung]

Wider Erwarten machte dieser Bereich jedoch nur einen relativ kleinen Anteil an den gesamten Energieaufwendungen aus (siehe Abbildung 100). Hierzu muss jedoch aber angemerkt werden, dass nur der Dieselverbrauch der LKWs berechnet wurde, nicht aber die Energiemengen, welche zur Produktion der Transportmittel aufgewendet wurden. Dasselbe gilt auch für den landwirtschaftlichen Bereich der Rohstoffherzeugung. Der verfügbare Gärrest, welcher nach der Separierung in einen trockenen und einen flüssigen Anteil wieder auf die Flächen ausgebracht wird, ersetzt einen großen Anteil des mineralischen Düngers. Daher wurde der Nährstoffgehalt der Gärrestmengen errechnet, um erschließen zu können, wie viel mineralischer Dünger tatsächlich eingespart werden kann. Es ist also eine geringere Menge an energieintensivem Minereraldünger notwendig, was sich in folgenden Betrachtungen positiv auswirkt.

Die energetischen Umsetzungsverluste von hier 9.609 MWh/a finden im Fermenter statt. Bestimmte organische Pflanzen-Bestandteile können von den im Biogasprozess



aktiven Mikroben nicht abgebaut werden und verlassen daher energetisch ungenutzt den Prozess. Sie hatten daher lediglich die Funktion eines „Ballasts“. Die Verluste durch die BHKW-Nutzung (bei einem Wirkungsgrad von 85%) wurden hinterlegt, um eine Vergleichbarkeit mit anderen Anlagen herstellen zu können. Die Endnutzung des Biomethans ist somit schon mit einkalkuliert, obwohl diese tatsächlich erst beim Verbraucher selbst stattfindet. In der Realität findet in Lechfeld also keine derartige Energieverwertung statt.

Die Aufwendungen für die Gasaufbereitung fallen besonders stark ins Gewicht. Zum einen ist Prozessenergie in Form von Strom und Wärme notwendig, zum anderen muss zur Erreichung der geforderten Gasqualität Flüssiggas (LPG) beigemischt werden. Bei der Gasaufbereitung kommt es außerdem zu einem Methanschlupf von ungefähr 2% (genauere Daten lagen auf Grund von Problemen mit der Gasmesstechnik nicht vor). Der Gasanteil, welcher über die Notfackel verbrannt wurde, ist in diesem Falle mit 15% (vgl. Kapitel 4.1.2) berechnet worden. Betrachtet man die Energieaufwendungen und die energetischen Verluste bei der Gasaufbereitung, die sich auf 10.901 MWh_{th} summieren und stellt diesem Betrag die übrigen - nicht vermeidbaren - Umsetzungsverluste in Höhe von 21.571 MWh gegenüber, wird der sehr hohe Anteil der Gasaufbereitung deutlich. Gründe dafür sind die technischen Probleme bei der Gasaufbereitung System Carbotech, wodurch das Biogas aufgrund fehlender Verwertungsredundanzen ohne energetischen Nutzen „verklappt“ (abgefackelt) werden muss.

Durch diese bezifferten Verluste kann die Energieumwandlungseffizienz bestimmt werden. Der Primärenergiegehalt der eingesetzten Biomasse wird hierfür in Bezug zur gewonnenen Nettoenergie gesetzt (siehe Tabelle 21). Als Ausgangswert wird die Energiemenge verwendet, welche nach der BHKW- Nutzung (Wirkungsgrad 85%) zur Verfügung steht. Alle Aufwendungen und Verluste werden subtrahiert, um schließlich die tatsächlich nutzbare Energie zu erhalten.

Tabelle 21: Energiebilanz Biomethananlage Lechfeld [Quelle: Eigene Erhebungen]



	MWh
Primärenergie (Biomasse)	57.449
Umsetzungsverluste in BGA	-9.609
Energiemenge Biogas	47.840
Energiemenge nach BHKW	40.186
Energieaufwand Substraterzeugung	-2.690
Energieaufwand Logistik	-178
Energieaufwand Betrieb	-1.440
Energieaufwand Gasaufbereitung	-2.762
Verluste durch Gasaufbereitung (Notfackel, Methanschlupf)	-8.139
Nettoenergie	24.976
Umwandlungsverhältnis (Nettoenergie : Primärenergie)	43%

Für Lechfeld ergibt sich ein Nutzungsgrad der eingesetzten Primärenergie von 43%. Das bedeutet, dass im Energiegewinnungsprozess 57% der eingesetzten Energie aufgewendet, bzw. nicht-energetisch genutzt werden. Auch hier wird deutlich, dass die Gasaufbereitung mit über 10.000 MWh starken Einfluss auf das Gesamtergebnis nimmt. Würde man die Gasaufbereitung nicht berücksichtigen, könnte man ein Umwandlungsverhältnis von 62% erreichen.

7.2.1.2 THG-Bilanz

Die Treibhausgasbilanz der Biomethananlage Lechfeld umfasst dieselben Betrachtungsbereiche wie im vorhergehenden Kapitel. Große Emissionsquellen wurden im Substratanbau, dem eigentlichen Biogasbetrieb, vor allem aber in der Stufe der Gasaufbereitung ermittelt (siehe Abbildung 101). Die Emissionen des Substratanbaus (Landwirtschaft) lassen sich durch die vollständige Verwertung des Gärrests zur Pflanzendüngung bereits zu einem Drittel reduzieren, weitere Gutschriften konnten jedoch nicht ausgemacht werden. 1.245 t CO₂-Äquivalente werden allein durch die Gasaufbereitung verursacht. Die Emissionen welche bei der Bereitstellung der Gasaufbereitungsanlage

anfallen, konnten in diesen Erhebungen aufgrund fehlender Daten nicht mit einbezogen werden.

Der Nettoemissionswert von ungefähr 3.000 t CO₂- Äquivalenten pro Jahr ist offensichtlich verbesserungswürdig. Allein die eigene Bereitstellung der Prozessenergie (Wärme und Strom) könnte deutliche Einsparungen bewirken.

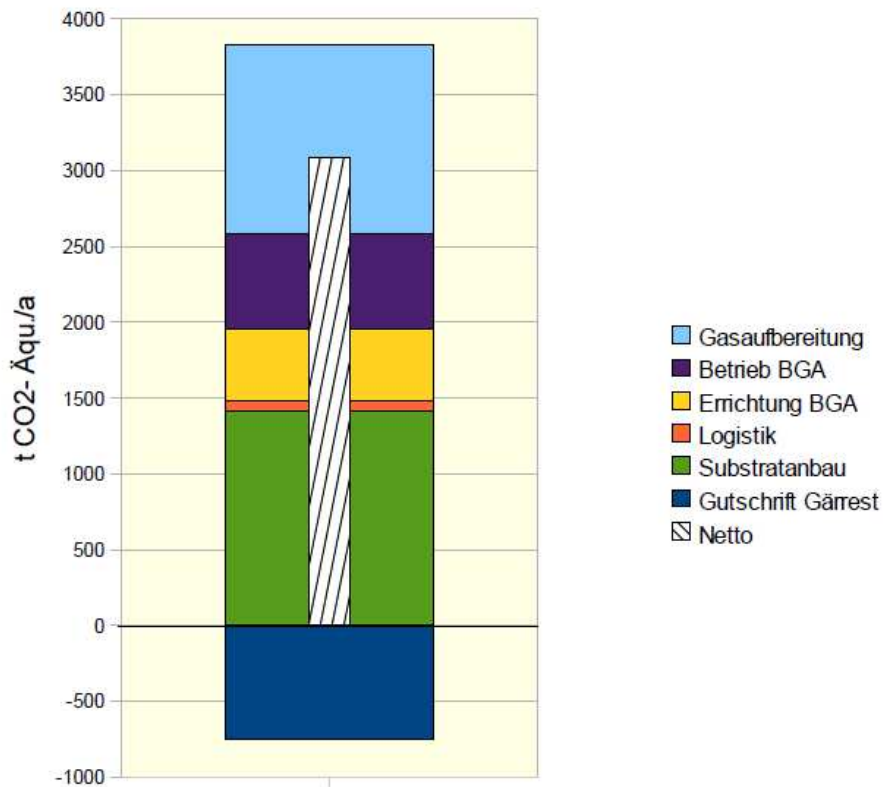


Abbildung 101: THG- Bilanz Biomethananlage Graben / Lechfeld für ein Jahr [eigene Darstellung]

Um Vergleiche zu anderen Anlagen anstellen zu können, werden die Emissionen in Abbildung 102 anhand der produzierten Energie dargestellt. Es zeigt sich, dass erhebliche Einsparungen im Bereich der Gasaufbereitung möglich und auch unbedingt nötig sind, um die aktuelle Treibhausgasbilanz der gesamten Biomethananlage Lechfeld verbessern zu können.

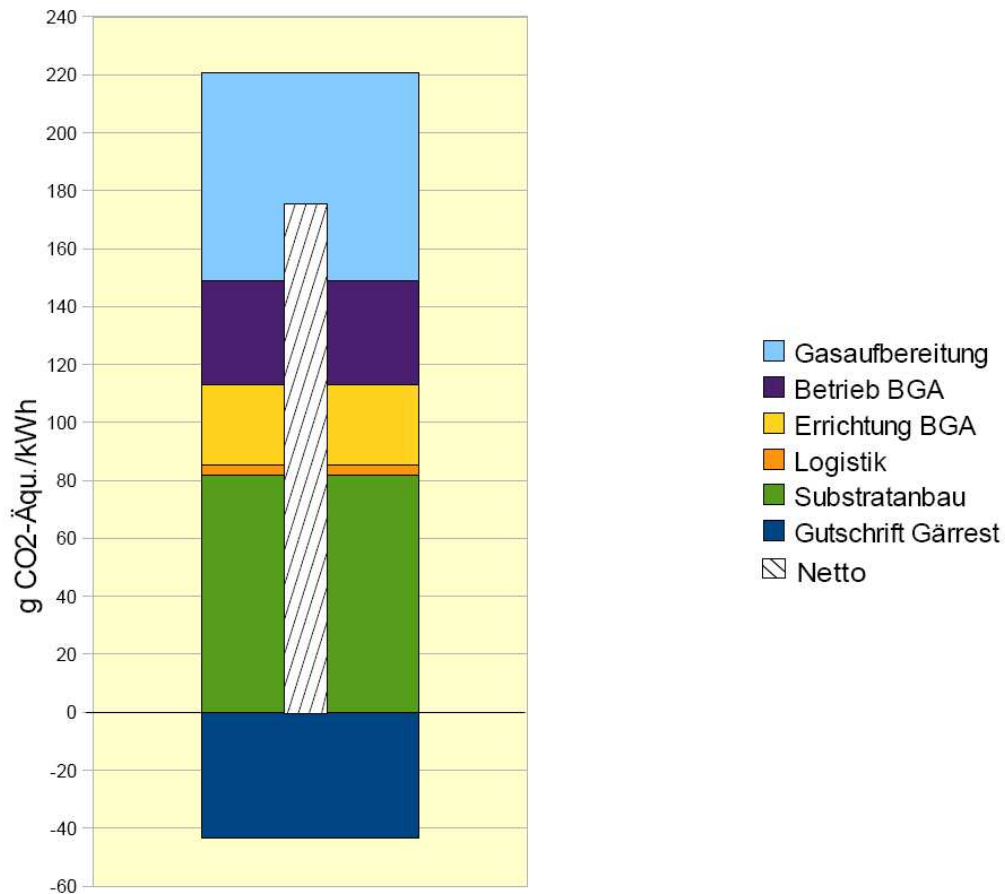


Abbildung 102: THG- Bilanz Biomethananlage Graben / Lechfeld auf kWh- Basis [eigene Darstellung]

Massebilanz

Bei der Erstellung der Massebilanz wurden wieder die eingesetzten Inputsubstratmengen der ersten Jahreshälfte 2009 auf das gesamte Jahr umgerechnet. Die errechnete Masse des Gärrestes ist insofern wichtig, damit ungefähr abgeschätzt werden kann, welche logistischen Aufwendungen für die Rückführung auf die Felder notwendig sind. Bei der Bilanzierung wurde nach Buswell angenommen, dass 16% des Biogases aus Wasser und 84% aus der organischen Trockensubstanz gewonnen wird. Die Ergebnisse dieser Berechnung wurden schließlich mit den in Lechfeld ermittelten Biogas-Massewerten verglichen. Dabei konnte eine geringe Abweichung in der Höhe von 0,1% festgestellt werden. Die Konsistenz der Berechnungen konnte somit nachgewiesen werden.

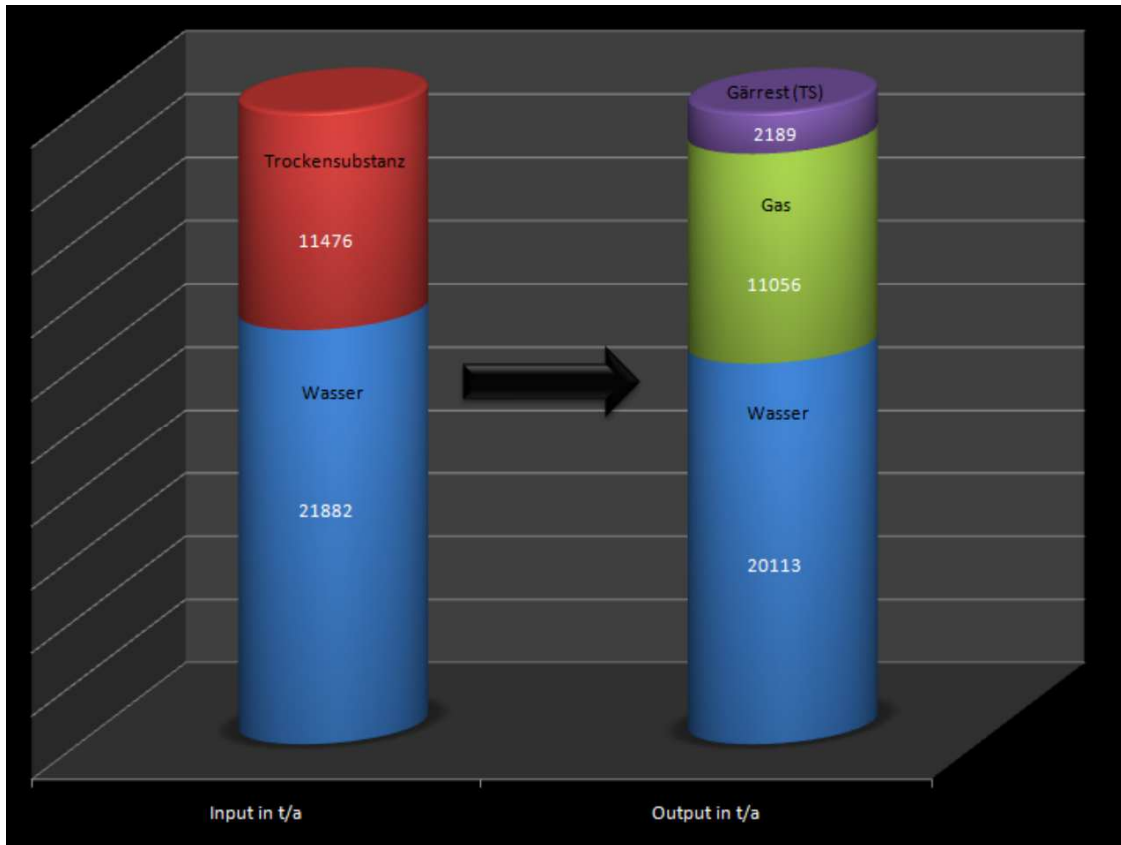


Abbildung 103: Masseaufspaltung Biomethananlage Graben / Lechfeld nach Vergärungsvorgang [eigene Darstellung]

Aus Abbildung 103 geht hervor, dass der Wasseranteil durch die Vergärung leicht abnimmt, die Trockensubstanz im Input reduziert sich auf die Masse des (trockenen) Gärrestes. Als Hauptprodukt entstehen 11.056 t Biogas im Jahr.

7.2.2 Biogasanlage Kühbach

7.2.2.1 Energetische Betrachtung

Um die Energieeffizienz der Anlage in Kühbach zu ermitteln, wurde ebenso der Energieoutput wie auch die einzelnen Aufwendungen, die bei der Energieerzeugung anfallen, erhoben und bilanziert.

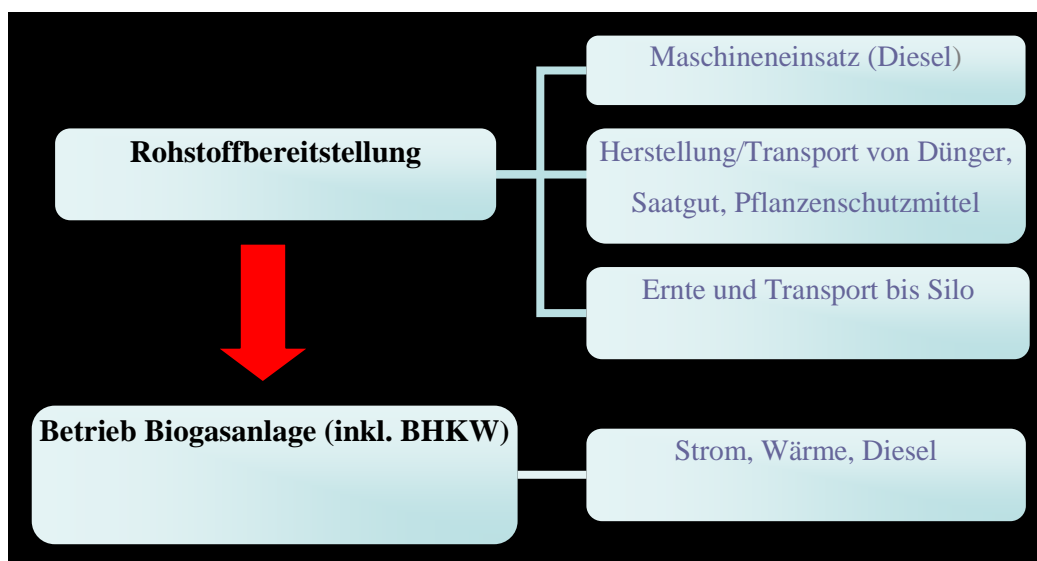


Abbildung 104: Life-Cycle-Analyse Biogasanlage Kühbach [eigene Darstellung]

Auch hier wurde als Ausgangsbasis eine Lebenswegbetrachtung durchgeführt, deren Ergebnis in Abbildung 104 visualisiert ist. Am Anfang der Kette befindet sich die Produktion der Inputsubstrate.

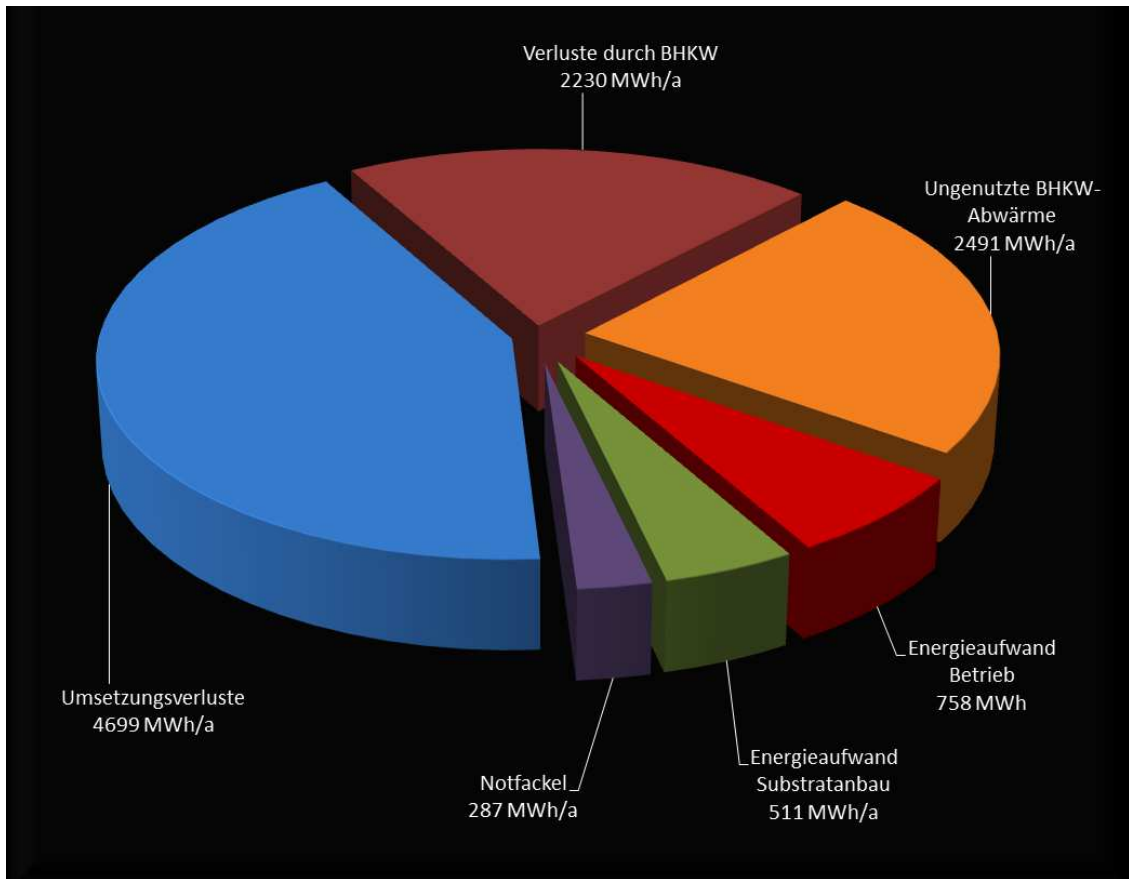


Abbildung 105: Energetische Verluste bei der Biogaserzeugung Kühbach [eigene Darstellung]

In Kühbach werden hauptsächlich Mais (10.230 t/a), Getreide-GPS (1.030 t/a) und sonstige Inputsubstrate wie Gräser, Kartoffeln, Hühnertrockenkot (770 t/a), pro Jahr eingesetzt. Auf ein Jahr gerechnet, werden für den Anbau dieser Substrate insgesamt 511 MWh Energie aufgewendet. Bei diesem Wert ist die Düngung mit Gärrest einbezogen, welcher als Substitut für mineralischen Dünger dient.

Die Umsetzungsverluste von 4.699 MWh (siehe Abbildung 105) pro Jahr spiegeln die Energie wider, welche durch den Vergärungsprozess nicht in Methan umgewandelt werden kann. Man könnte diese auch als biologische Umsetzungsverluste benennen.

Der Biogasbetrieb an sich benötigt in etwa so viel Energie wie die Landwirtschaft beim Substratanbau. Der Stromverbrauch nimmt mit ca. 70% den größten Anteil ein.

Die BHKW- Nutzung ist auch hier wieder mit dem Wirkungsgrad von 84% hinterlegt, und ist für ca. ¼ der Gesamtverluste verantwortlich.

Die Energiemengen, welche durch die Notfackel im Jahr 2009/2010 verloren gingen, lagen bei ca. 290 MWh/a. Hier wurde angenommen, dass 2 % des Biogases über diesen Weg entsorgt werden muss.



Im nächsten Schritt lässt sich die Umwandlungseffizienz der eingesetzten Biomasse zur Nutzenergie feststellen (siehe Tabelle 22). Im Rohstoff Biomasse waren ca. 19.000 MWh Primärenergie gespeichert.

Tabelle 22: Energiebilanz der Biogasanlage Kühbach [Quelle: Eigene Berechnungen]

	MWh
Primärenergie (Biomasse)	19.069
Umsetzungsverluste in BGA	-4.699
Energiemenge Biogas	14.370
Energiemenge nach BHKW	9.594
Energieaufwand Substraterzeugung	-511
Energieaufwand Betrieb	-576
Notfackelverluste (2%)	-287
Nettoenergie	8.220
Umwandlungsverhältnis (Nettoenergie : Primärenergie)	43%

Für die Berechnung wird der Energiegehalt des Biogases nach BHKW- Nutzung (Wirkungsgrad: 84%) als Ausgangsgröße verwendet. Nach Abzug der Verluste erhält man ein Umwandlungsverhältnis von 43 %.

7.2.2.2 THG-Bilanz

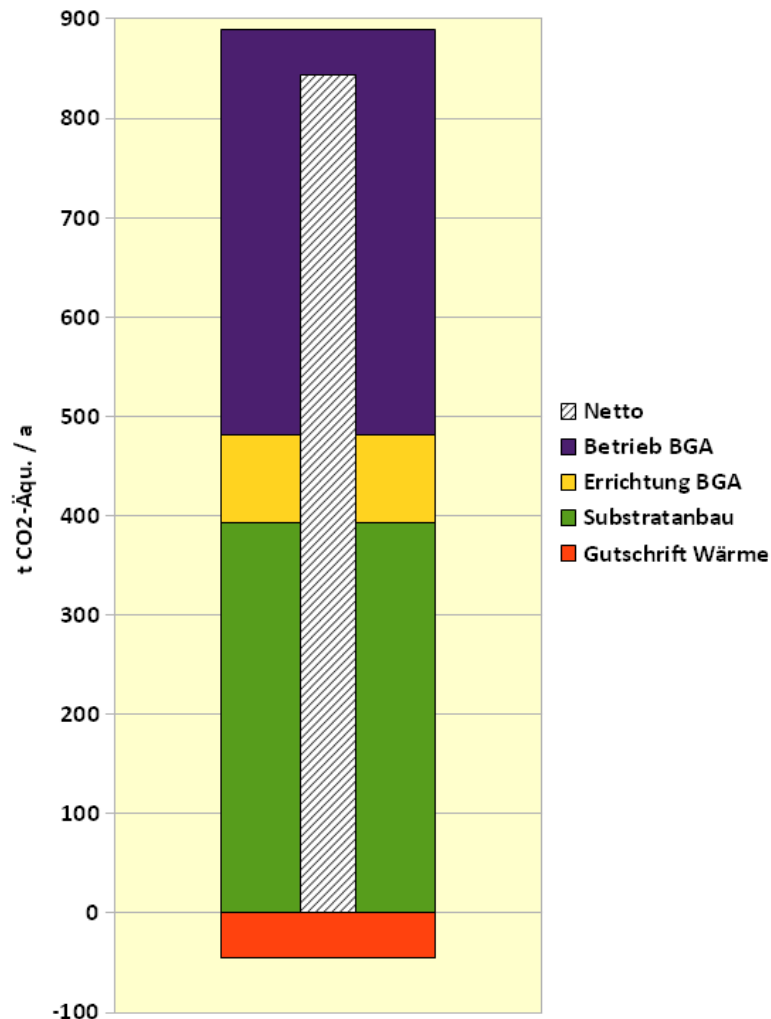


Abbildung 106: THG- Bilanz der Biogasanlage Kühbach [eigene Darstellung]

In Kühbach stellten sich als Hauptemittenten die Landwirtschaft und der Betrieb der Anlage heraus (siehe Abbildung 106). Die Wärme, welche zum Betrieb der Biogasanlage benötigt wird, kann gutgeschrieben werden, da diese aus dem eigenem Prozess stammt. Damit gelangt man zu einem Nettoemissionswert von 844 t CO₂ – Äquivalenten pro Jahr.

Mit Optimierungsoptionen wie etwa der Eigenwärmenutzung lassen sich in Kühbach ca. 45 t CO₂ – Äquivalente einsparen. Solche geschlossenen Kreisläufe helfen Energie- und Treibhausgasemissionen deutlich zu reduzieren. Eine weitere Verbesserung könnte durch die Umstellung des Fuhrparks auf „Bio-Treibstoffe“ erfolgen. 13.700 kg CO₂ – Äquivalente werden bereits pro Jahr durch den Betrieb des Teleskopladern pro Jahr pro-

duziert. Diese Möglichkeit wurde in Kühbach bereits in Erwägung gezogen, und könnte in Zukunft zu einer zusätzlichen THG- Bilanz- Verbesserung beitragen. Außerdem ist eine zusätzliche Kälteerzeugung im Sommer geplant. Eine KWKK soll überschüssige Wärme in Kälte umwandeln.

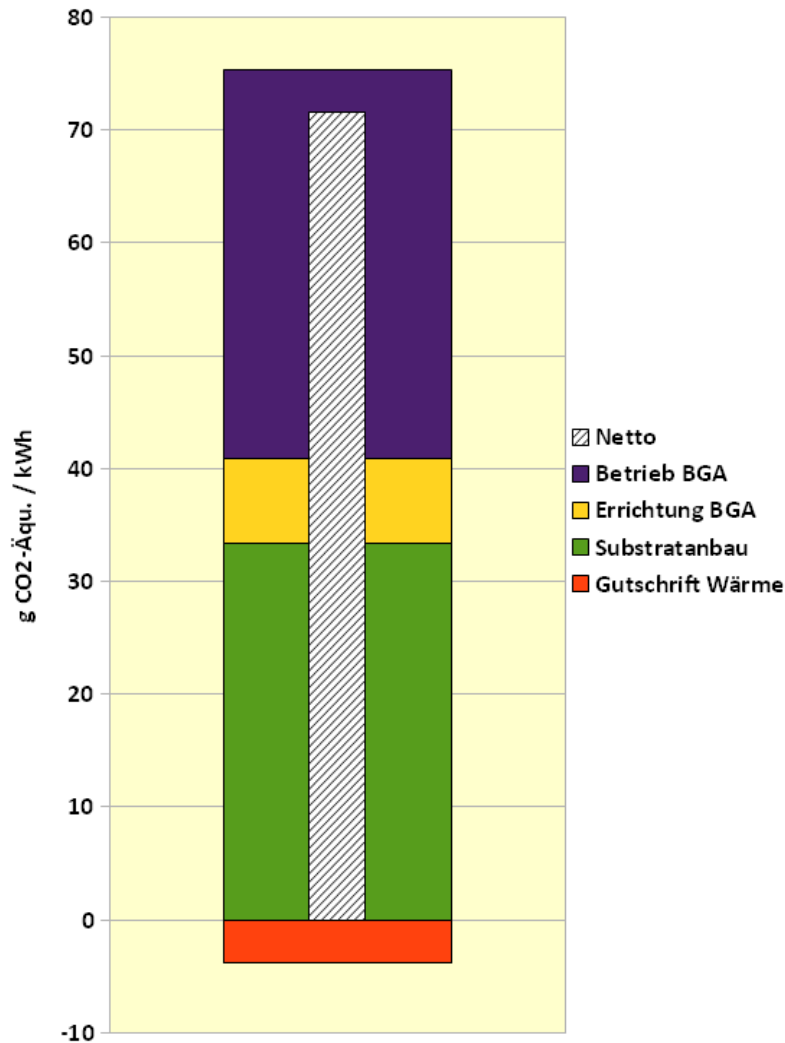


Abbildung 107: THG- Bilanz der Biogasanlage Kühbach auf kWh- Basis [eigene Darstellung]

Zur Vergleichbarkeit mit anderen Anlagen, werden die Emissionen in der obigen Abbildung auf die produzierte und verkaufte Kilowattstunde bezogen. Die Nettoemissionen von knapp über 71 g CO₂- Äquivalente liegen damit sehr niedrig.

7.2.2.3 Massebilanz

Die Massen spielen vor allem in der Logistik der Substrate und der Gärrestrückführung eine Rolle. Für die Betriebsführung an sich ist diese Analyse also entscheidend. Hinzu kommt, dass sich in der Massebilanz die Effizienz der Vergärung widerspiegelt. Zum einen wird die Umsetzung der organischen Trockensubstanz zu Biogas, und damit der erzielbare Biogasertrag je Einheit zugeführtem Substrat geringer, und zum anderen erhöht sich in gleichem Maße der TS-Gehalt des Gärrestes womit ein höheres Restgaspotenzial einhergeht (siehe Abbildung 108).

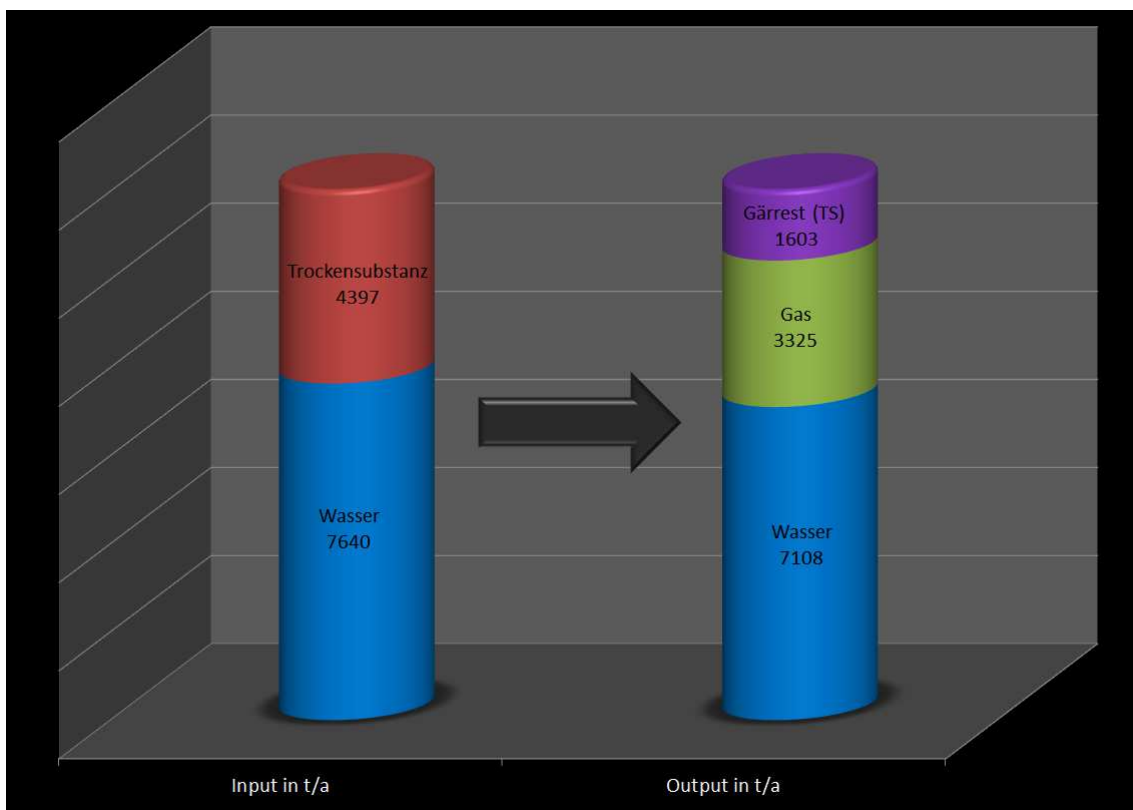


Abbildung 108: Masseaufspaltung Biogasanlage Kühbach nach Vergärungsvorgang [eigene Darstellung]

Durch die Vergärung der Inputsubstrate wird der Großteil der organischen Trockensubstanz und ca. 16% des Wassers zu Biogas transformiert. Nicht umgesetzte Trockenmasse bildet im Output den trockenen Gärrest.



7.3 Stoffkreisläufe

7.3.1 Nährstoffkreislauf

Bei der Energieerzeugung durch Biogasgewinnung sollen die geschlossenen Nährstoffkreisläufe als besondere Stärke herausgearbeitet werden. Die Erzeugung landwirtschaftlicher Substrate soll unter diesem Aspekt noch detaillierter untersucht werden. Einzelne Feldfrüchte sowie verschiedene Fruchtfolgen werden miteinander verglichen um auch hier Verbesserungspotentiale herausarbeiten zu können.

7.3.2 Humusbilanz

Humus ist einer der wichtigsten Faktoren für eine nachhaltige und umweltschonende Landwirtschaft. Bestandteile sind abgestorbene, organische Bodensubstanzen aus Pflanzen- oder Tierresten. Die Humusentwicklung ist ein dynamischer Umwandlungsprozess, welcher die physikalischen, chemischen und biologischen Eigenschaften des Bodens bestimmt. Da der Humusanteil im Wesentlichen in der oberen Bodenschicht (A_p -Horizont) anzutreffen ist, schützt er außerdem vor Erosion durch Wind und Wasser. Eine optimale Humusversorgung, welche durch die Bilanzierung errechnet werden kann, stellt somit folgende Schutzfunktionen sicher [7-27].

- Verminderung von Bodenerosion
- Verbesserte Bodenstruktur und Bodenfruchtbarkeit durch einen funktionierenden Nährstoff- und Wasserspeicher und einer erhöhten Anzahl an Bodenorganismen
- Filterung und Pufferung von Schadstoffen (Wasserschutz)
- Luft-, Temperatur- und Nährstoffhaushalt ausgeglichen
- Kohlenstoffspeicher: Fixierung von CO_2 aus der Atmosphäre und damit positive Einflussnahme auf globale Klimaveränderung

Die Übernutzung von Böden durch Überweidung, Entwaldung oder intensive landwirtschaftliche Nutzung stellt ein weltweites Problem dar. Degradierete Landflächen, verfügen über geringe oder gar keine Humusgehalte, und sind daher landwirtschaftlich nur noch bedingt bzw. meist sogar nicht mehr nutzbar. Global wird der Anteil von degradierten Böden auf ca. 17% geschätzt Um dieser Entwicklung entgegenzuwirken sind



Humusbilanzen eine Methode, um Boden schonende Bewirtschaftungssysteme zu entwickeln.

Seitens der EU-Politik wurde hier 2005 durch die Einführung der Cross- Compliance Regelungen Stellung bezogen. Dabei wurde bestimmt, dass Landwirte, welche Zahlungen von der EU erhalten, neben anderen Verpflichtungen im Umweltschutzbereich insbesondere die Anforderungen des Bodenschutzes zu erfüllen haben. Bei Verletzung dieser Vorschriften werden die Direktzahlungen gekürzt

Ansatzpunkte bei der Entwicklung von Humusbilanzen sind zum einen die Gestaltung der Fruchtfolgen und zum anderen die Optionen bei der organischen Düngung. Weitere landwirtschaftliche Maßnahmen wodurch Einfluss auf die Humusentwicklung genommen werden kann, sind die Einarbeitung von Pflanzenresten, eine möglichst geringe Bodenverdichtung und eine entsprechend schonende Bodenbearbeitung. Menge und Ausbringung von Dünger und Kalk muss standortgerecht an die Bedürfnisse der Pflanzenbestände angepasst sein.

Als Ziel einer Humusbilanz wird ein ausgeglichener bis leicht positiver Humussaldo gesetzt, standorttypische Humusgehalte sollen erhalten werden [7-26, 7-27, 7-28, 7-29].

7.4 Nachhaltigkeit

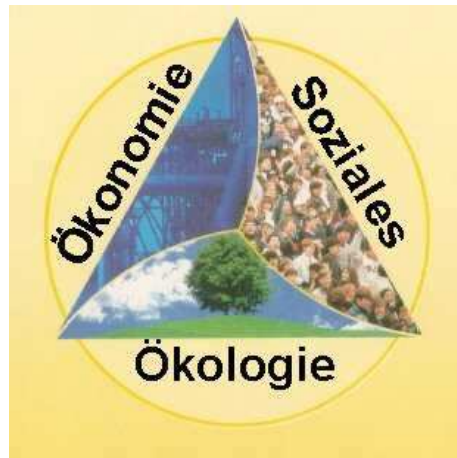


Abbildung 109: Die Zielgrößen der Nachhaltigkeit [7-30]

In diesem Kapitel werden die untersuchten Anlagenkonzepte hinsichtlich ihrer Nachhaltigkeit (siehe *Abbildung 109*) betrachtet. Stärken und Schwächen werden analysiert und schließlich in ein übertragbares/allgemeines Planungstool eingearbeitet. In dieser ganzheitlichen Betrachtung werden nach dem Prinzip der Nachhaltigkeit drei Zielgrößen verfolgt, die Ökonomie, Ökologie und Soziales verträglich miteinander kombinieren, um langfristige Erfolge zu erzielen.

7.4.1 Wirtschaftlichkeit

Derzeit ist die Entwicklung im ländlichen Raum dahingehend, dass immer mehr Menschen, aufgrund schlechter Jobchancen, in die Stadt ziehen und so die ländlichen Gebiete langsam immer mehr ausgedünnt werden. Hinzu kommt noch sinkende Rentabilität kleiner und mittlerer landwirtschaftlicher Betriebe, die daraufhin vermehrt ihren Betrieb einstellen. Deshalb ist gerade in ländlichen Gebieten, Biogas bereits zu einem entscheidenden Wirtschaftsfaktor geworden und kann es für kleinere bis mittlere Bauernbetriebe und mittelständische Unternehmen in Zukunft noch in verstärktem Maße werden.

Landwirte, die z.B. organische Abfälle von Kommunen mit verwerten, erhalten dadurch eine neue siedlungspolitische Funktion und ein zusätzliches Einkommen. Vor allem für die kleineren Landwirtschaftsbetriebe, die oftmals um ihre Existenz kämpfen müssen, kann ein Zusammenschluss mit anderen Landwirtschaftsbetrieben, zum Bau und Be-



trieb einer Biogasanlage, durch die damit verbundene relativ sichere Einkommensquelle, zu einer gesicherten Nebenbeschäftigung führen. Der „Landwirt“ wird sozusagen zum „Energiewirt“. Eine zusätzliche Steigerung der Wirtschaftskraft des ländlichen Raumes ist die Folge. Weiterhin trägt die kurzfristige Schaffung und Sicherung von Arbeitsplätzen durch den Bau von Biogasanlagen zur Stärkung des ländlichen Raumes bei. Durch die Einnahmen aus der Energiegewinnung und z.T. auch aus der –
verwertung kommt es zu einem gezielten Einkommenstransfer aus den urbanen Gebieten mit hohem Energieverbrauch in die ländlichen Räume mit ihrer Energieeinspeisung in die öffentlichen Netze. Auch eine langfristige Sicherung von Arbeitsplätzen ist, durch die nötige Überwachung und Wartung der Anlagen mit den angegliederten Gasaufbereitungsanlagen bzw. den Blockheizkraftwerken und den eventuell dazugehörigen Nah- oder Fernwärmenetzen, gewährleistet. Da eine stetig steigende Tendenz, zum Bau von Biogasanlagen in Deutschland, zu erkennen ist, werden längerfristig auch neue Arbeitsplätze – vor allem im ländlichen Raum - geschaffen. Abschließend kann man festhalten, dass der Bau und Betrieb einer Biogasanlage, durchweg einen positiven Einfluss auf die regionale und überregionale Wirtschaft hat. [7-33]

7.4.2 Ökologie

Endlichkeit fossiler und atomarer Rohstoffe

Die heute überwiegend eingesetzten Energieträger Öl, Gas, Kohle und Uran sind nur begrenzt auf der Erde vorhanden. Bei gleichbleibendem Verbrauch werden die bekannten Reserven an Öl, Gas und Uran in einem mehr oder weniger überschaubaren Zeitraum zur Neige gehen. Alle Schätzungen zur Reichweite der fossilen Ressourcen sind allerdings mit Unsicherheiten behaftet. In jedem Fall muss der Großteil der fossilen und atomaren Energieträger nach Deutschland importiert werden, was zu beachtlichen Abflüssen von Finanzmitteln, häufig in zum Teil politisch instabile Regionen führt. Zu einer nachhaltigen Energieversorgung gehört, dass sie nicht nur kurzfristig sondern vielmehr langfristig stabil und bezahlbar bleibt. Hier bieten nachwachsende Rohstoffe, die weltweit und natürlich auch in Deutschland dauerhaft gewonnen werden können, grundsätzlich die nachhaltigere Perspektive. [7-33]



Rohstoffanbau

Häufig wird bemängelt, dass der Anbau von Energiepflanzen Monokulturen fördert, dadurch die Artenvielfalt zerstört und das Wachstum von Schadorganismen und Unkraut zusätzlich verstärkt. Somit müsse der Landwirt mehr Pestizide anwenden und verringere so die Artenvielfalt noch weiter. Hinzu käme, dass die Pestizide, durch die verstärkte Anwendung, auch in unser Grundwasser vordringen und somit letztendlich sogar uns Menschen betreffen bzw. schädigen können. Das stellt heutzutage tatsächlich noch ein Problem dar, denn Landwirte bauen bevorzugt Arten an, die sie kennen und für die sie bereits über die geeignete Erntetechnik verfügen. Dies gilt aber überwiegend für den Anbau von Futter- und Lebensmitteln. Bei der Energiepflanzenproduktion können und werden die Aufwandmengen für Pestizide und Fungizide aufgrund der sehr viel geringeren Reinheitsanforderungen des Erntegutes schon in der heutigen Landwirtschaft deutlich reduziert. Hinzu kommt, dass nachwachsende Rohstoffe große Potenziale bieten, die Vielfalt unserer Kulturlandschaft zu erweitern und die teilweise engen landwirtschaftlichen Fruchtfolgen aufzulockern. Bedenken sollte man auch, dass vor ca. 150 Jahren etwa 10-15% unserer landwirtschaftlichen Flächen für Energiezwecke zur Fütterung der Zugtiere genutzt worden sind. Schließlich ist die Palette der Energie- und Rohstoffpflanzen groß und kann oftmals gemeinsam geerntet und verarbeitet werden. Diese vorteilhaften Aspekte der erneuerbaren Energie in Form von Biomasse müssen jedoch stärker in den Vordergrund treten. In diesem Punkt muss also noch Forschungs- und Entwicklungsarbeit geleistet werden. Beachtlich wird auch der zukünftige züchterische Fortschritt im Bereich des Biomasseanbaus sein. Waren bislang beim Futter- und vor allem beim Lebensmittelanbau immer nur qualitative Züchtungsparameter im Fokus des Interesses, so werden beim Biomasseanbau stärker Leistungsfähigkeit, Effizienz und Verwertbarkeit der Substrate im Vordergrund stehen. Auch deswegen wird zukünftig eine breite Palette an leistungsfähigen und effizienten Pflanzen für den Biomasseanbau zur Verfügung stehen. [7-33]

Abwechslungsreichere Fruchtfolgen bieten folgende Vorteile:

- Verbesserte Boden- und Pflanzengesundheit
- mehr Risikostreuung
- bessere Verteilung der Arbeitsspitzen
- bessere Lagerraumausnutzung
- Alternativen für schwache Standorte



- Vorteile bei voraussichtlicher Klimaveränderung mit trockeneren und wärmeren Sommern
- größere Artenvielfalt, auch bei der Begleitflora und -fauna

Klimaschutz

Kohlendioxid (CO₂) ist das Leitgas der klimawirksamen Gase, die den so genannten Treibhauseffekt verursachen. Bei der Verbrennung fossiler Energieträger entstehen große Mengen an zusätzlichem CO₂ die zum weltweiten Anstieg der Durchschnittstemperaturen beitragen - ab dem 20. Jahrhundert bis heute waren es etwa 0,8 °C. Klimawissenschaftler rechnen mit einem weiteren Anstieg bis Ende dieses Jahrhunderts zwischen 2 und 6 °C. Zum Vergleich: die Temperaturen in der letzten Eiszeit, die vor etwa 10.000 Jahren zu Ende ging, lagen global "nur" etwa 5 – 6 °C tiefer als heute!

Mit der Nutzung nachwachsender Rohstoffe kann dem Klimawandel entgegengewirkt werden, denn im Gegensatz zu den fossilen Ressourcen setzen Energieträger aus Biomasse bei ihrer Verbrennung immer nur die Menge an CO₂ frei, die sie während des Wachstums der Atmosphäre entnommen haben. Dadurch sind sie weitgehend CO₂-neutral. Hinzuzurechnen ist jedoch der energetische Aufwand für Anbau, Transport und Umwandlung der Biomasse, der heute größtenteils noch aus fossilen Quellen gedeckt wird. Der Einsatz erneuerbarer Energie in diesem Sektor würde diesen Bilanzaspekt verbessern. Doch in ihrer Gesamtbilanz emittieren Bioenergieträger weniger CO₂ als Öl, Kohle und Erdgas, die eben auch gewonnen, aufbereitet und transportiert werden müssen. Wird der Energiebedarf komplett durch erneuerbare Energien bereitgestellt, darunter fallen Strom und Wärme aus solaren Quellen, Wasser oder Biomasse und Treibstoff aus Biomasse oder ähnlichem, wird der gesamte Lebenszyklus von Biomasse CO₂-neutral. [7-33]

Soziales

Wichtige Punkte sind die Auswirkungen der Biogaserzeugung auf Landschaft und Region. Wie bereits beschrieben, haben Biogasanlagen, durch Schaffung und Sicherung von Arbeitsplätzen sowie die Möglichkeit des Erhalts von kleineren landwirtschaftlichen Betrieben und dem Auf- und Ausbau leistungsfähiger Biogasbetriebe, einen positiven Einfluss auf die Wirtschaftsleistung ländlicher Regionen. Eine stärkere Wirtschaft bindet die Bevölkerung an die Region und stellt somit einen Baustein zum Erhalt der



ländlichen Struktur und Kultur dar und kann zusätzlich den Trend zur negativen Bevölkerungsentwicklung auf dem Land stoppen.



8 Schlussfolgerung und Perspektiven

Im Rahmen des Projekts Biomethan wurden die wichtigsten Ansätze zur Effizienzsteigerung im gesamten Verfahren der Biogasgewinnung und –verwertung aus nachwachsenden Rohstoffen untersucht. Die Einspeisung von Biomethan wird zurzeit als politisch, wirtschaftlich und ökologisch sinnvollste Lösung zur möglichst effizienten Verwertung nachwachsender Rohstoffe im Biogasprozess gesehen. Daher stellte sich die Frage ob und in wie weit diese potenzielle Überlegenheit auch zu einer relativen Vorzüglichkeit des Verfahrens gegenüber den Alternativen einer Kraft-Wärme-Kopplung beiträgt.

Das Erstaunliche ist, dass beispielsweise Simulationstools, die es erlauben würden die Verfahren exakt im Vorhinein zu beurteilen und zu optimieren, nicht einmal im Rahmen der Produktentwicklung zum Einsatz gelangten. Trotz der im Rahmen dieses Projekts festgestellten deutlichen Mängel bei der Anlagenauslegung, bei Betrieb und Service konnten aufgrund unzureichender Bereitschaft zur Weitergabe von detaillierten Betriebsdaten die Möglichkeiten unseres Simulationsprogrammes nicht zum Vorteil der gesamten Branche ausgeschöpft werden.

So konnte eine - im Verhältnis zur untersuchten Focus-Anlage Graben – relativ kleine Biogasanlage mit Kraft-Wärme-Kopplung dasselbe Energieumwandlungsverhältnis erzielen. Der zusätzliche Energieaufwand für die Gasaufbereitung und –Einspeisung konnte nicht überkompensiert werden. Eine streng wärmegeführte KWK-Biogasanlage würde beide im Rahmen des Projekts untersuchten Anlagenbeispiele übertreffen können.

Interessante Ergebnisse zeigten sich darüber hinaus bei der Bilanzierung der eingesetzten Substrate im Rahmen der ganzheitlichen Analyse. Hier stellte sich die mikrobielle Verwertbarkeit (Verdaulichkeit) der Substrate als wesentliches Kriterium für die Energieeffizienz heraus. Je weniger organische Trockensubstanz im Gärrest nach der anaeroben Stufe übrig bleibt, umso effizienter war der Substratabbau bzw. die Substratausnutzung im Fermenter.

Da im Bereich der Fermentation seit vielen Jahren keine grundlegenden Fortschritte erfolgt sind, und daher bislang zu große Anteile an Inputsubstrat und Hilfsenergie verschwendet werden, war es eine Aufgabe dieses Projekts die labortechnischen Möglichkei-



ten zur Bestimmung von Substratleistungen unter mikrobiell optimierten Fermentationsbedingungen zu entwickeln und aufzubauen. Zur Optimierung der Fermentationsvorgänge wurde zusätzlich der Einsatz der Online-Nah-Infrarot-Spektroskopie in Praxisanlagen untersucht (System TENIRS). Aufgrund der zwischenzeitlichen Insolvenz der Tenirs GmbH und der anschließenden Übernahme durch die m-u-t AG wurde die NIRS-Technik in zwei zeitlich getrennten Messperioden eingesetzt. Im zweiten Untersuchungszeitraum stellten sich deutliche Qualitätsverluste im Bereich der Modellstatistik ein. Dieser essentielle Bereich sollte nach den bisherigen Erkenntnissen vom jetzigen Anbieter noch weiter vertieft werden.

Zum Abschluss des Forschungsprojekts kann anhand der Bedeutung der Einflussparameter für die Effizienz des Gesamtprozesses abgelesen werden, wo künftig die zentralen Aufgaben für die Weiterentwicklung des Verfahrens der Gewinnung und Verwertung von Methan liegen werden.



Anhang:

Anhang 1:

	Spezifische Eigenschaften, Parameter	Konventionelle Fermentertechnologie <i>Rührkessel-Fermenter</i>	Innovative Fermentertechnologie <i>Turbo – Festbett - Fermenter</i>
1.	Prozessstabilität	<p>...begrenzt durch:</p> <p>a.) bauartbedingt für Funktion notwendige “vollständige Durchmischung” (führt zu unvermeidbaren, direkten Kurzschlussströmungen beim Substrat)</p> <p>daraus folgt</p> <p>b.) systemspezifische, niedrige Konzentration und unvermeidbarer, ständiger Verlust an aktiven <i>methanogener Mikroorganismen</i></p> <p>→ nimmt weiter ab</p> <p>c.) bei hydraulischen Stoßbelastungen und Erhöhung des Durchsatzes oberhalb der systemspezifischen Auslegungsgrundlagen</p> <p>→ als Konsequenz</p> <p>d.) Hohes Prozessrisiko ohne die Möglichkeit, methanogene Mikroben und aktive Biomasse für den Neustart vorzuhalten</p>	<p>...zusätzlich gesichert durch:</p> <p>Erzwungene Pfropfenströmung</p> <p>durch zwei (2) nacheinander durchströmte Festbettreaktoren (Upflow + Downflow-Bereich) ohne hydraulische Kurzschlüsse</p> <p>mit der Folge</p> <p>a.) einer stabilen Dünnfilm-Biologie, die mit suspendierter, aktiver Biomasse in Wechselwirkung steht</p> <p>b.) der Möglichkeit der räumlichen Anordnung und Überwachung der Verfahrensschritte in Übereinstimmung mit der Kinetik des mehrstufigen, hocheffizienten, anaeroben Abbaus</p> <p>c.) eines stabilen biologischen Prozesses auch bei hohen und stark schwankenden Belastungen</p> <p>→ erhöht sich weiter durch</p> <p>d.) kontinuierliche Anreicherung von aktiver Biomasse</p> <p>e.) permanente Rückhaltung und Aufkonzentration methanogener Mikroben</p> <p>→ im Kontrast dazu</p> <p>f.) Risikoarme, leichte und schnelle Erholung des Systems nach Verfahrensstörungen als Folge der permanenten Reinkubation durch Reintegration inhärenter methanogener Archäen</p>
2.	Eigenenergieverbrauch des Systems	<p>a.) Hoher Verbrauch an elektrischer Energie für Heizung und Umwälzung großer Reaktorinhalte unter allen klimatischen Bedingungen</p> <p>b.) Hoher Verbrauch an Wärmeenergie zur Aufrechterhaltung der Fermentationstemperatur in den großvolumigen Reaktoren (besonders ungünstige Aufwand-/Ertragsrelation im Nachfermenter)</p>	<p>a.) Reaktorinhalte verringern sich um 30 bis 80 Prozent</p> <p>→ dies führt zur</p> <p>b.) Verringerung des Eigenenergieverbrauches um 80 bis 90 %</p> <p>c.) bei entsprechender Auslegung ist das System in der Lage, den notwendigen Gasdruck selbst aufzubauen. (→ weitere Einsparungen).</p>
3.	Auslegung,	a.) Raumbelastung maximal	a.) Raumbelastung aus der Sicht der



	Spezifische Eigenschaften, Parameter	Konventionelle Fermentertechnologie Rührkessel-Fermenter	Innovative Fermentertechnologie Turbo – Festbett - Fermenter
	Raumbelastung, Wirkungsgrade, Technische Ausführung	<p>1,0 bis 3,0 kg oTS/m³.d 3,0 bis 4,5 kg CSB/m³.d pro m³ Reaktorinhalt und Tag In beiden Fällen abhängig von der Substratcharakteristik</p> <p>b.) Häufig zusätzlicher Nachfermenter meist gleicher Größe und Ausstattung; häufig eingesetzt, um den vollständigen Abbau zu erreichen (nicht möglich)</p> <p>c.) Reaktorspezifische Biogasproduktion 1 bis .max. 3 m³/m³ x Tag</p> <p>d.) Große Fermentervolumina, hoher Platzbedarf</p> <p>e.) Montage und Inbetriebsetzung sehr zeitintensiv</p>	<p>Biomasseverarbeitung (Biosolids): 3 bis 12 kg oTS (organische Trockensubstanz) pro m³ Reaktorinhalt und Tag</p> <p>Raumbelastung aus der Sicht der Abwassertechnik, ungefähr entsprechend ≥ 4.5 bis ≥18 kg CSB</p> <p>b.) Verringerung des Reaktorvolumens um 30 bis 80 Prozent, kein Nachfermenter erforderlich</p> <p>c.) Reaktorspezifische Biogasproduktion bis zu 10 m³/m³ x Tag</p> <p>d.) Modularer Aufbau in unterschiedlichen Geometrien. Anlagen teilbar zur Anpassung der Belastung an den mittelfristigen Bedarf</p> <p>e.) Sichere Teilabschaltung und Biomasseverhaltung</p> <p>f.) Geringer Platzbedarf</p>
4.	Besonderheiten	Keine	<p>a.) Keine bzw. stark reduzierte Dosierung von Spurenelementen (wegen <i>permanenter Rückgewinnung aktiver Biomasse im System</i>)</p> <p>b.) Der biologische Prozess wird nicht durch heiße Wärmetauscherflächen, Starkstromkabel oder Antriebe im Reaktionsraum gefährdet</p> <p>c.) Verlässliche Vermeidung und Beseitigung von Schwimmdecken</p> <p>d.) Wirksamer Abbau auch von gelösten Stoffen</p> <p>e.) Schnelle Passage von Flüssigkeit, verlangsamte Passage von fester Biomasse durch Reflowstrom („Wiederkäu“-Funktion)</p>
5.	Beispiele für neue Anwendungen	Keine	<p><u>Unmittelbar umzusetzen</u></p> <p>a.) Repowering und Boosting bestehender Anaerobanlagen mit dem Ziel der zusätzlichen Nutzung des Restgaspotentials von 15 bis 35 % der Auslegungsbio-gasmenge.</p> <p>b.) Ersatz der Anlagen wie in a.)</p> <p>c.) Vergärung von Belebtschlamm zur maximalen Mineralisation und Methanerzeugung</p> <p>d.) Energetische Nutzung von Gülle in Monofermentation</p> <p>e.) Für jegliche neuen Anwendungen in der Industrie, Landwirtschaft und bei Kommunen</p>



	Spezifische Eigenschaften, Parameter	Konventionelle Fermentertechnologie <i>Rührkessel-Fermenter</i>	Innovative Fermentertechnologie <i>Turbo – Festbett - Fermenter</i>
			<p><u>Mittel-/langfristige Aspekte</u></p> <p>f.) Völlige Umstellung von Philosophie, Konzepten und Auslegung biologischer Abwasserbehandlungsanlagen</p> <p>g.) Kontinuierliche Verringerung des Anteils aerober Technologien der Abwasserbehandlung durch fortschrittliche Methoden der anaeroben Minimierung von Rückständen der Abwasserbehandlung in Kommune und Industrie</p> <p>h.) Auferstehung der zweistufigen, hochbelasteten aeroben Abwasserbehandlung mit hohem Überschusschlammanfall = aerobe Abwasserbehandlung mit vergleichsweise niedrigem spezifischen</p> <p>i.) Energieeinsatz, aber hoher Biomasseproduktion die anaerob verwertet wird</p>
6.	Ausbeute Methan	<p>a.) Unvollständig durch eingeschränkte Prozessstabilität bei hoher hydraulischer Raumbelastung</p> <p>b.) Verringerte substratspezifische Methanausbeute pro Gewichtseinheit Biomasse (Kurzschlussströmung; Verlust methanogener Mikroben)</p> <p>c.) Insbesondere verringert durch das hohe Restgaspotential</p>	<p>a.) <i>Hohe Ausbeute wegen der kontrollierten Anreicherung von Biomasse</i></p> <p>b.) Hoch effiziente Mineralisierung</p> <p>c.) Methangewinnung aus der hydrogenotrophen Synthese wird besonders gefördert</p> <p>d.) Ausbeute wird verbessert und unterstützt durch die kontinuierliche Wiedergewinnung aktiver, methanogener Mikroben und durch die Methanogenese aus abgestorbenen Prozessmikroben</p>
7.	Gasförmige Emissionen	<p>a.) Erheblich für Methan, wegen unvollständiger Mineralisierung und als Folge von Kurzschlussströmungen</p> <p>b.) Persistente Geruchsbelästigungen bei Lagerung und Ausbringung durch zu hohe Restgehalte an nicht abgebauten flüchtigen Fettsäuren und Geruchsstoffen</p>	<p>a.) Niedrig (max. mögliche Mineralisation im Gärrest) → deswegen:</p> <p>b.) Geringstmögliches Restgaspotential im Gärrest</p> <p>c.) Abbau flüchtiger Inhaltsstoffe im geschlossenen Pfropfenstrom in den Festbettsegmenten</p>
8.	Gärreste	<p>a.) Instabil, unvollständig mineralisiert, mit einem Restgaspotential von 15 bis 35 %.</p>	<p>a.) So weit durchmineralisiert, dass der Gärrest mineralische Dünger in der Landwirtschaft gut ersetzen kann.</p> <p>b.) Absolut geringst mögliche, spezifische Gärrestmenge bei der anaeroben Behandlung von Abfall und Abwasser</p>
9	Hygienisierung	<p>a.) Praktisch unmöglich in einstufigen Fermentationsprozessen durch hydraulische Kurzschlüsse im Reaktor</p>	<p>b.) Kontrollierbare Hygienisierung des Gärrestes in Bezug auf pathogene Keime, Sporen, Grassamen usw., unter thermophilen Bedingungen, da keine hydraulischen Kurzschlüsse</p>



	Spezifische Eigenschaften, Parameter	Konventionelle Fermentertechnologie Rührkessel-Fermenter	Innovative Fermentertechnologie Turbo – Festbett - Fermenter
10	Anlagen-Sicherheit	c.) Explosionsgefahr bei Reaktoren mit Membranabdeckung d.) Empfindlich gegen Sturm e.) Große Fermentervolumina erhöhen die Gefährdung der Umwelt.	a.) Explosionssichere Bauweise aus Stahl oder Beton b.) Der Turbo - Doppelfestbett- Fermenter ist ein Faraday' scher Käfig mit inhärenter Anlagensicherheit c.) Leichte Inspektion des Reaktors erhöht die Anlagensicherheit
11	Vorteile		a.) moderate Investitionskosten b.) geringe Betriebskosten c.) hohe Prozessstabilität d.) günstige Energiebilanz e.) emissionsarme Technologie während und nach dem Prozess f.) Maximale Energieausbeute aus Abfällen und Energiepflanzen



Literaturverzeichnis

- [1-1] Gasnetzzugangsverordnung: Verordnung über den Zugang zu Gasversorgungsnetzen; Fassung: 03.09.2010
- [2-1] Kaltschmitt, M.; Hartmann, H.; Hofbauer, H. (2009): Energie aus Biomasse: Grundlagen, Techniken und Verfahren.
- [2-2] Bayer. Landesamt für Umwelt (2007): Biogashandbuch Bayern – Materialband. Verfügbar in: <http://www.lfu.bayern.de/abfall/fachinformationen/biogashandbuch/index.htm> (zuletzt aufgerufen am 25.09.2009).
- [2-3] DVGW Energie/Wasser-Praxis (2006): (H 11/2006): S. 32-37.
- [2-4] Klinski, S. (Hrsg.) (2006): Studie: Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz, Fachagentur Nachwachsender Rohstoffe, Gülzow.
- [2-5] Theißing, M. (2006): Biogas- Einspeisung und Systemintegration in bestehende Gasnetze. Schriftenreihe 01/2006 Energiesysteme der Zukunft. Verfügbar in: <http://www.energiesystemederzukunft.at/publikationen/view.html/id40> (zuletzt aufgerufen am 5.09.2009).
- [2-6] Hornbacher Energie Innovation (2008): Verfügbar in: <http://www.biogasnetzeinspeisung.at/technischeplanung/aufbereitung/reinigung/entschwefelung.html> (zuletzt aufgerufen am 25.09.2009).
- [2-7] Schulze, B. (2008): Biogaseinspeisung mittels Druckwechseladsorption, Kassler Abfall und Bioenergieforum.
- [2-8] Energie 21 (2008): Biogasaufbereitung und -einspeisung, Mikrogasnetze, Nahwärmenetze. Verfügbar in: www.energy-21.de/biogaseinspeisung.pdf (zuletzt aufgerufen am 2.2. 2008).
- [2-9] Baschek, H. (2008): Aufbereitung und Einspeisung von Biogas in Erdgasnetze Gelsenwasser AG.
- [2-10] Urban, W. (2008): Umwelt-, Sicherheits-, Energietechnik Umsicht, Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz, Fraunhofer Institut.
- [2-11] Hornbacher Energie Innovation (2008): Verfügbar in: <http://www.biogasnetzeinspeisung.at/technische-planung/aufbereitung/reinigung/biowaescher.html> (zuletzt aufgerufen am 20.09.2009).



- [2-12] Hornbacher Energie Innovation (2008): Verfügbar in: <http://www.biogas-netzeinspeisung.at/technische-planung/aufbereitung/reinigung/biotropfkoerper.html>. (zuletzt aufgerufen am 25.09.2009).
- [2-13] Poweron Energie und Kraftwerk (k.A.): „sanfte Techniken“. Verfügbar in: <http://www.poweron.ch/upload/cms/user/64EnergieundKraftwerk.pdf> S.14.(zuletzt aufgerufen am 25.09.2009).
- [2-14] Tenscher, W. (2002): Vortrag: Was brauchen wir zur Reinigung/Aufbereitung von Biogas zu Erdgasqualität, Universität für Bodenkultur Wien.
- [2-15] Einspeisung von Biogas ins Erdgasnetz, 2. Auflage, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V., Gülzow 2006
- [2-16] Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung in das Erdgasnetz, Fraunhofer Institut Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik; Oberhausen 2008
- [2-17] Datzmann S.; Aufbereitung von Biogas zur Einspeisung in das Erdgasnetz, Projektbericht Hochschule Augsburg 2008
- [2-18] Reppich, M.; Beck, J.; Hiepp, G.: Forschungsbericht 2010: Hochschule Augsburg (2010)
- [2-19] Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft. Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft. [Online] 28.10.2009. <http://www.lfl.bayern.de/>
- [2-20] Williams, P.; und Norris, K. H.; Near-Infrared Technology in the Agricultural and Food Industries. St. Paul Minn.: American Association of Cereal Chemists Inc., 2001.
- [2-21] Energieaufwand: Untersuchung im Auftrag von BGW und DVGW :„Analyse und Bewertung der Nutzungsmöglichkeiten von Biomasse“, Band 3: Biomassevergasung, Technologien und Kosten der Gasaufbereitung und Potentiale der Biogaseinspeisung in Deutschland (Fraunhofer Institut Umsicht)
- [2-22] Biogas Netzeinspeisung, www.biogas-netzeinspeisung.at/technische-planung/aufbereitung/reinigung/entschwefelung.html; (zuletzt aufgerufen am 20.07.2009).
- [3-1] erdgas schwaben gmbh (2009): Mündliche Mitteilungen durch Fr. Frei.
- [3-2] TENIRS GmbH (2009): Firmenhomepage. Verfügbar in: www.tenirs.de (zuletzt aufgerufen am 25.09.09).
- [3-3] Gey, M. H. (2008): Instrumentelle Analytik und Bioanalytik: Biosubstanzen, Trennmethode, Strukturanalytik, Applikationen, Springer Verlag.
- [3-4] Vollhardt, K. P. C.; Schore, N. E. (2000): Organische Chemie, Wiley VHC.



- [3-5] 10 VDI Wissensforum Manuskriptvorlage,. Online Prozessanalyse mit NIRS. s.l. : erhalten von Dr. Andree, Helga; TENIRS GmbH Kiel, 11. März 2008.
- [3-6] Jacobi, Hans Fabian, Moschner, Christian Rainer und Hartung, Eberhard. Überwachung von Leitparametern des Biogasprozesses mittels NIRS. Landtechnik Agricultural Engineering. [Online] 15. 04 2009. www.landtechnik-online.eu.
- [4-1] erdgas schwaben gmbh Planauskunft (2009): Verfügbar in:
<http://planauskunft.erdgas-schwaben.de> (zuletzt aufgerufen am 25.09.09).
- [4-2] Biocon India Ltd. : „Festbettfermentation“ Patentschrift 1999
- [6-1] Aspen Technology, Inc. Aspen Documentation, Aspen Help V7.1 (Stand: 01.2009)
- [6-2] P. W. Atkins, Julio de Paula: Kurzlehrbuch physikalische Chemie. 4. Auflage. Wiley-VCH Verlag. 2008
- [6-3] U. Baier et al.: Methanverluste bei der Biogasaufbereitung. Studie im Auftrag des Bundesamtes für Energie (BFE). Züricher Hochschule für angewandte Wissenschaften (ZAHW). 2008
- [6-4] D. Bathen, M. Breitenbach: Adsorptionstechnik. Springer. 2001
- [6-5] M. Beil: Aufbereitung von Biogas und Einspeisung in das Erdgasnetz: Betrachtung der verfügbaren Aufbereitungstechnologien. Fraunhofer-Institut IWES. Abteilung Bioenergie Systemtechnik. Präsentation. 3. Tagung Biogas-Erdgas-Netzeinspeisung. 2009
- [6-6] G. Cerbe et al.: Grundlagen der Gastechnik. 7. Auflage. Hanser. 2008
- [6-7] Internetseiten zur Adsorptionsanlage und Versuchsbeschreibungen.
<http://www.roessner.chemie.uni-oldenburg.de/18177.html> (zuletzt aufgerufen am 20.10.2009)
- [6-8] W. Kast: Adsorption aus der Gasphase. Ingenieurwissenschaftliche Grundlagen und technische Verfahren. VCH Verlagsgesellschaft. 1988
- [6-9] B. Lohregel: Einführung in die thermischen Trennverfahren. Trennung von Gas-, Dampf- und Flüssigkeitsgemischen. Oldenbourg. 2007
- [6-10] H. Martin et al.: VDI-Wärmeatlas. 10. Auflage. Springer. 2006
- [6-11] E. Richter, W. Schütz: Potentialtheorie der Adsorption - Bestimmung der charakteristischen Kurve für unterschiedliche Aktivkohlen. Chem.-Ing.-Tech. 63 Nr. 1, S. 52-55. VCH Verlagsgesellschaft. 1991



- [6-12] D. Ruthven: Principles of Adsorption and Adsorption Processes. John Wiley & Sons. 1984
- [6-13] D. Ruthven et al: Pressure Swing Adsorption. VCH Verlagsgesellschaft. 1994
- [6-14] K. Siwaily: Experimentelle und modellgestützte Untersuchung der Ad-/ Desorption von VOC's durch nanoporöse Feststoffe. Dissertation. Ruhr-Universität Bochum. 2006
- [6-15] W. Urban et al.: Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz. Ergebnisse der Markterhebung 2007-2008. Fraunhofer-Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik (Fraunhofer UMSICHT). 2008
- [6-16] J. Vrabec: Molekulare Thermodynamik. Vorlesungsskriptum. Universität Stuttgart. Institut für technische Thermodynamik und thermische Verfahrenstechnik. SS 2008
- [6-17] H. Watter: Nachhaltige Energiesysteme. Grundlagen, Systemtechnik und Anwendungsbeispiele aus der Praxis. Vieweg+Teubner. 2009
- [6-18] RNV RTO Anlage - Regenerative Nachverbrennung; Internetquelle: <http://www.igs-anlagentechnik.de/RNV-Anlage.26.0.html>; (zuletzt aufgerufen am 09.03.2010)
- [6-19] Spatenstich zur Erzeugungs- und Aufbereitungsanlage für Bio-Erdgas in Altstadt 16. Juli 2009; Pressemappe Altstadt; erdgas schwaben gmbh; 10.07.2009
- [6-20] Durchschnittliche Luftfeuchte 2010, Wetterstation Hohenpeißenberg/ Bschorrwald; Internetquelle: <http://www.wetter-hohenpeissenberg.eu/>; (zuletzt aufgerufen am 19.03.2010)
- [6-21] Trinkwasseranalyse vom 26.08.2009, Quelle Kreut
- [6-22] Ökopower aus Altstadt; Internetquelle: <http://www.presseportal.de/meldung/1441165/> (zuletzt aufgerufen am 08.01.2010)
- [6-23] IFA GESTIS - Stoffdatenbank ; Internetquelle: <http://biade.itrust.de/biade/lpext.dll/Infobase/uberschrift02491?f=templates&fn=main-h.htm&2.0>; (zuletzt aufgerufen am 23.03.2010)
- [6-24] Biogaspartner: Altstadt/Schongau; Internetquelle: <http://www.biogaspartner.de/index.php?id=11635>; (zuletzt aufgerufen am 05.01.2010)
- [6-25] Biogasaufbereitungssysteme zur Einspeisung in das Erdgasnetz – ein Praxisvergleich; Solarenergieförderverein Bayern e.V., BASE TECHNOLOGIES GmbH; 2008
- [6-26] The Växtkraft-project in Västerås, AGROOPTI-GAS, Svensk Växtkraft, Januar 2007



- [7-1] Gaul, T. (2009): Gras kann mit Mais konkurrieren. In Zeitschrift: „Energiepflanzen“ 13. Jhg. Nr. 3.
- [7-2] Scholwin, F. und Thrän, D. et al.(2009): Monitoring zur Wirkung des Erneuerbaren- Energien- Gesetzes (EEG) auf die Entwicklung der Stromerzeugung aus Biomasse. Institut für Energetik und Umwelt (IE) im Auftrag des Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU).
- [7-3] Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (2008): Umweltwirkungen eines zunehmenden Energiepflanzenanbaus, Schriftenreihe. Verfügbar in <http://www.lfl.bayern.de/iab/kulturlandschaft/33156/index.php> (zuletzt aufgerufen am 29.09.09).
- [7-4] Scheffer, K. (2003): Der Anbau von Energiepflanzen als Chance einer weiteren Ökologisierung der Landnutzung, Universität Kassel. Verfügbar in: www.agrar.uni-kassel.de/ink/apb/Pflanzenbautagung2.pdf (zuletzt abgerufen am 28.09.2009).
- [7-5] Mähner, P. (2007): Kinetik der Biogasproduktion aus NawaRos und Gülle. Humboldt- Universität Berlin. Verfügbar in <http://edoc.hu-berlin.de/dissertationen/maehner-pia-2007-07-23/PDF/maehner.pdf> (zuletzt aufgerufen am 28.09.09).
- [7-6] Heiermann, M. und Hermann, C. et. al. (2006): Energiepflanzen für Biogasanlagen. IN: Leitfaden Biogas, Verfügbar in http://www.eti-brandenburg.de/fileadmin/eti_upload/biogasleitfaden/biogasleitfaden_kapitel4.pdf (zuletzt aufgerufen am 28.09.09).
- [7-7] Maendy F. (2007): Energiepflanzen zur Erzeugung von Biogas- eine Übersicht. TFZ, Straubing.
- [7-8] Landwirtschaftskammer Niedersachsen (2008): Nachwachsende Rohstoffe- Anbauhinweise für die energetische und stoffliche Verwertung.
- [5-9] Max Planck Institut (2006): Künftige Klimaänderungen in Deutschland. Verfügbar in: <http://www.umweltbundesamt.de/uba-info-presse/hintergrund/Klimaaenderungsworkshop.pdf> (zuletzt aufgerufen am 28.09.2009).
- [7-10] Pellmeyer, J. (2009): Biogas im Einklang der Ökologie und Ökonomie. Fachverband Biogas e.V. Vortrag.
- [7-11] Rösch, C. (2003): Energie aus Grünland- eine nachhaltige Entwicklung? In Zeitschrift: „Technikfolgenabschätzung“, Nr. 3 / 4, 12. Jg, S.38- 45. Verfügbar in: <http://www.itas.fzk.de/tatup/033/roes03a.htm> (zuletzt aufgerufen am 27. 06. 2009).
- [7-12] Prochnow, A. (2006): Biogas vom Grünland: Potentiale und Erträge. Verfügbar in: <http://www.atb-potsdam.de/Hauptseite-deutsch/Institut/Abteilungen/Abt2/Mitarbeiter/aprochnow/Publikationen/atb%20200>



- [7%20biogas%20vom%20gr%C3%BCnland%20%20potenziale%20und%20ertr%C3%A4ge.pdf](#) (zuletzt aufgerufen am 27.09.2009).
- [7-13] Beck, J. (2008): Energierüben, Konservierung und Verwertung. Vortrag bei Tagung Energierüben Hochschule Soest.
- [7-14] Schäfer, C. (2008): Energierüben-Anbaustrategien und Leistungen- Vortrag Tagung Energierüben Hochschule Soest.
- [5-15] Hassan, E.A. (2003): Biogas production from forage and sugar beets- Process control and Optimization- Ecology and Economy. Kassel.
- [7-16] Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (2008): Umweltwirkungen eines zunehmenden Energiepflanzenanbaus. Verfügbar In: <http://www.lfl.bayern.de/iab/kulturlandschaft/33156/index.php> (zuletzt aufgerufen am 16.7.2009).
- [7-17] Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (2009): Silomais für Biogasproduktion. Verfügbar in: <http://www.biogas-forum-bayern.de/publikationen/Silomais.fuer.die.Biogasproduktion.pdf> (zuletzt aufgerufen am 16.7.2009).
- [7-18] Biogas Forum Bayern (2009): Sorghumhirsen für die Verwendung in Biogasanlagen Verfügbar in: <http://www.biogas-forum-bayern.de/publikationen/Sorghumhirsen.fuer.die.Verwendung.in.Biogasanlagen.pdf> (zuletzt aufgerufen am: 16.09.2009).
- [7-19] Liebhard, P. (2009): Vorlesung Nachwachsende Rohstoffe – Zuckerhirse. Universität für Bodenkultur. Wien.
- [7-20] Liebhard, P. (2009): Vorlesung Nachwachsende Rohstoffe – Triticale. Universität für Bodenkultur. Wien.
- [7-21] Landwirtschaftskammer Niedersachsen (2008): Nachwachsende Rohstoffe- Anbauhinweise für die energetische und stoffliche Verwertung. Verfügbar in http://www.fnr-server.de/ftp/pdf/literatur/pdf_316sr_nr_band_31_energiepflanzen_90.pdf (zuletzt aufgerufen am 28.09.09).
- [7-22] Technologie- und Förderzentrum (2009): Sorghumhirsen für die Verwendung in Biogasanlagen- Anbauhinweise Straubing.
- [7-23] Intergovernmental Panel of Climate (2007): Climate Change – The Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel of Climate Change, Cambridge.
- [7-24] Institut für angewandte Ökologie e.V.(2009): GEMIS- Globales Emissions-Modell Integrierter Systeme. Version 4.5. Verfügbar in: www.gemis.de (zuletzt aufgerufen am 16.09.2009).
- [7-25] Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft (2009): Energiepflanzenrechner. Verfügbar In: <http://daten.ktbl.de/energy/postHv.html#start> (zuletzt aufgerufen am 16.09.2009).



- [7-26] Fritsche, U. und Wiegmann, K. (2008): Ökobilanzierung der Umweltwirkungen von Bioenergie-Konversionspfaden. WGBU-Hauptgutachten. Berlin. Verfügbar in http://www.wbgu.de/wbgu_jg2008_ex04.pdf (zuletzt aufgerufen am 28.09.09)
- [7-27] Strecker, E.(2008): Ökobilanzen. Verfügbar In: <http://www.f3.htw-berlin.de/Lehrmaterialien/Strecker/Oekobilanz-05-08.pdf> (zuletzt aufgerufen am 16.9. 2009).
- [7-28] Capriel, P. (2003): Humusversorgung der Böden. Unterlagen zur FÜAK- Fortbildungsmaßnahme. LfL, Inst. Für Agrarökologie, Freising. Verfügbar In: http://www.lfl.bayern.de/iab/bodenschutz/08142/linkurl_0_0_0_5.pdf (zuletzt aufgerufen am 8.9. 2009).
- [7-29] Möller, K. (2009): Humusbilanz nicht vernachlässigen. Verfügbar in: <http://www.lwk-niedersachsen.de/index.cfm/portal/2/nav/279/article/12418/rss/0.html> (zuletzt aufgerufen am 8.9. 2009).
- [7-30] Willms, M., Hufnagel, J. et. al. (2008): Nutzen und Risiken des Energiepflanzenanbaus für den Boden. Workshop „Bioenergie“ Kongressband S. 90-99. Münchenberg.
- [7-31] Cross Compliance (k.A.): Informationen über Cross Compliance. Verfügbar in: <http://www.cross-compliance.com/> (zuletzt aufgerufen am 8.9.2009).
- [7-32] Universität Münster (k.A.): Projekt Hypersoil. Verfügbar in: <http://hypersoil.uni-muenster.de/0/02/02/p/p03.htm> (zuletzt aufgerufen am 8.9. 2009).
- [7-33] Ökobit – Die Biogasexperten, www.oekobit-biogas.com (zuletzt aufgerufen am 8.9. 2009)

Datengrundlage für die Erstellung der Bilanzen:

A. Vetter. & M. Conrad (2008): Thüringer Landesanstalt für Landwirtschaft

A. Schattauer & P. Weiland (2006)

- Beschreibung ausgewählter Substrate in: Handreichung Biogasgewinnung und -nutzung. FNR (Hrsg.)

B. Eder & H. Schulz (2007)

- Biogas Praxis (S.47)



Bayerische Landesanstalt für Forstwirtschaft www.lfl.bayern.de

- LFL: Silomais für Biogasproduktion
- LFL (2009): Aspekte der Gärrestverwertung in der Landwirtschaft. In: Neue Perspektiven für Biogas !?
- www.lfl.bayern.de/publikationen/daten/informationen/p_32409.pdf
- www.lfl.bayern.de/iab/duengung/mineralisch/10536/index.php
- www.lfl.bayern.de/iab/bodenschutz/12458/

Biogasforum Bayern www.biogas-forum-bayern.de

- Sorghumhirsen für die Verwendung in Biogasanlagen
- Wintergetreide zur Erzeugung von GPS für die Biogasproduktion

Dr. K. Mayer (2005)

- <http://www.versuchsreferat.com/versuchsbericht2005/Biogasversuche.pdf>

E. A. Hassan (2003)

- Biogas Production from Forage and Sugar Beets: Process Control and Optimization-Ecology and Economy

Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe e.V. www.fnr.de

- Handreichung Biogasgewinnung und –nutzung

Institut für Energie- und Umweltforschung Heidelberg GmbH www.ifeu.de

- http://www.ifeu.de/oekobilanzen/pdf/THG_Bilanzen_Bio_Erdgas.pdf

Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft www.ktbl.de

- KTBL Kostenrechner Energiepflanzen (Stand 10.2011)



M. Kaltschmitt & G.A. Reinhardt (1997)

- Nachwachsende Energieträger: Grundlagen, Verfahren, ökologische Bilanzierung, Vieweg Verlag, Braunschweig/Wiesbaden, 1997

Öko-Institut e.V. (GEMIS 4.7) www.oeko.de

- <http://www.oeko.de/service/gemis/de/index.htm>

Sächsische Landesanstalt für Landwirtschaft www.smul.sachsen.de

- Fachbereich Pflanzliche Erzeugung: Zuckerhirsen und Sudangras-Rohstoffpflanzen (Dr. Christian Röhrich)

Technologie und Förderzentrum www.tfz.bayern.de

- http://www.tfz.bayern.de/rohstoffpflanzen/16022/p09pde001_masterstudiengang_handreichung.pdf

Th. Amon et al. (2006)

- Optimierung der Methanerzeugung aus Energiepflanzen mit dem Methanenergiewertsystem

TU Wien www.tuwien.ac.at

- <http://www.vt.tuwien.ac.at/biobib/grass.html> (Stand 10.2011)