



# ENDBERICHT

---

## **BIOETHANOL AUS HOLZ UND STROH – Energieträger- und Technologiebewertung für Bioethanol aus Holz und Stroh**

K. KÖNIGHOFER, G. JUNGMEIER, L. CANELLA, I. KALTENEGGER,  
A. FRIEDL, PH. KRAVANJA

Projektpartner



Neue Energien 2020

Programmsteuerung



Programmentwicklung



Graz, im Juni 2012



*FFG-Projekt Nr.: 818921  
JOANNEUM RESEARCH Projekt Nr.: RES.04-08.GF.021-01  
JOANNEUM RESEARCH Bericht Nr.: ENG-B-09/11  
Endbericht 117 Seiten (inkl. Anhang)*

***BIOETHANOL AUS HOLZ UND STROH***  
***Energieträger- und Technologiebewertung für Bioethanol***  
***aus Holz und Stroh***

*K. KÖNIGHOFER, G. JUNGMEIER, L. CANELLA, I. KALTENEGGER*

*A. FRIEDL, PH. KRAVANJA*

*JUNI 2012*

Projekt Nr.: RES.04-08.GF.021-01  
Bericht Nr.: ENG-B-09/11  
Freigegeben: Graz, am 21. Juni 2012



---

R. Padinger  
Forschungsgruppenleiter

---

K. Könighofer  
Projektleiter

## Projekttitle

Energieträger- und Technologiebewertung für Bioethanol aus Holz und Stroh

## Projektkonsortium

JOANNEUM RESEARCH Forschungsgesellschaft mbH  
RESOURCES – Institut für Wasser, Energie und Nachhaltigkeit  
Energieforschung  
Dipl.-Ing. Kurt Könighofer  
Dipl.-Ing. Dr. Gerfried Jungmeier  
Dipl.-Ing. Lorenza Canella  
Mag.<sup>a</sup> Ingrid Kaltenegger  
Elisabethstraße 18/II  
8010 Graz  
Tel. +43/316/876-1324  
Fax +43/316/8769-1324  
Email: [kurt.koenighofer@joanneum.at](mailto:kurt.koenighofer@joanneum.at)  
[www.joanneum.at](http://www.joanneum.at)



Technische Universität Wien  
Fakultät für Technische Chemie  
Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik u. Techn. Biowissenschaften  
Prozess Simulation und Thermische Verfahrenstechnik  
Ao. Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. Dr.h.c. Anton Friedl  
Dipl.-Ing. Philipp Kravanja  
Getreidemarkt 9/166-2  
1060 Wien  
Tel. +43/1/58801-166257  
Fax. +43/1/58801-16699  
Email: [philipp.kravanja@tuwien.ac.at](mailto:philipp.kravanja@tuwien.ac.at)  
[www.thvt.at](http://www.thvt.at)



*Dieses Projekt wird aus Mitteln des Klima- und Energiefonds gefördert und im Rahmen des Programms „Neue Energien 2020 – 1. Ausschreibung“ durchgeführt.*



# Inhaltsverzeichnis

<b>ZUSAMMENFASSUNG</b> .....	<b>7</b>
<b>SUMMARY</b> .....	<b>10</b>
<b>1 EINLEITUNG</b> .....	<b>13</b>
<b>1.1 Aufgabenstellung</b> .....	<b>13</b>
<b>1.2 Schwerpunkte des Projektes</b> .....	<b>14</b>
<b>1.3 Einordnung in das Programm</b> .....	<b>14</b>
<b>1.4 Verwendete Methoden</b> .....	<b>15</b>
1.4.1 Modellierung mit IPSEpro .....	16
1.4.2 Lebenszyklusanalyse .....	17
1.4.3 Kostenanalyse .....	19
1.4.4 Projektablauf, Projektbeirat und Workshops .....	19
<b>2 INHALTLICHE DARSTELLUNG</b> .....	<b>21</b>
<b>2.1 Energetische und stoffliche Nutzungspotenziale von Holz und Stroh</b> .....	<b>21</b>
<b>2.2 Verfahren der Umwandlung von Holz und Stroh in Bioethanol und Nebenprodukte</b> ..	<b>22</b>
2.2.1 Allgemeine Einführung .....	22
2.2.2 Verfahrensschritte.....	25
2.2.2.1 Zerkleinerung.....	25
2.2.2.2 Vorbehandlung .....	26
2.2.2.3 Hefe-Produktion.....	29
2.2.2.4 Enzymproduktion.....	30
2.2.2.5 Hydrolyse der vorbehandelten Biomasse und Bioethanol-Fermentation .....	31
2.2.2.6 Nährstoffe für die biotechnologischen Prozessschritte .....	33
2.2.2.7 Bioethanolabtrennung und -reinigung: .....	34
2.2.2.8 Aufbereitung der Schlempe und Nebenproduktgewinnung.....	35
2.2.2.9 Biogasfermentation und Aufbereitung .....	38
2.2.2.10 Aerobe Abwasserreinigung .....	42
2.2.2.11 Reststoffe mit Kraft-Wärme-Kopplung.....	43
<b>2.3 Auswahl der interessantesten Anlagenkonzepte für Österreich</b> .....	<b>44</b>
2.3.1 Auswahlkriterien .....	45
2.3.2 Festlegung der Anlagenkonzepte.....	45
<b>2.4 Modellierung der Anlagenkonzepte</b> .....	<b>46</b>
2.4.1 Bioethanol Prozess.....	47
2.4.1.1 Steam explosion .....	47
2.4.1.2 Fest-Flüssig-Trennung nach der steam explosion (Anlagenkonzept 8).....	48
2.4.1.3 Enzym- und Hefeproduktion .....	48
2.4.1.4 Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF) .....	48
2.4.1.5 Bioethanolabtrennung und Dehydrierung.....	49
2.4.2 Nebenprodukte aus der Schlempe.....	50
2.4.2.1 Strom (Anlagenkonzepte 1, 2, 11).....	51
2.4.2.2 Strom und Fernwärme (Anlagenkonzept 3) .....	52

2.4.2.3	Pellets (Anlagenkonzepte 4, 5, 12).....	53
2.4.2.4	Pellets und Fernwärme (Anlagenkonzept 6) .....	54
2.4.2.5	C5 Melasse und Pellets (Anlagenkonzepte 7, 8) .....	55
2.4.2.6	C5 Melasse und Fernwärme (Anlagenkonzept 9) .....	55
2.4.2.7	Biomethan und Strom (Anlagenkonzepte 10, 13) .....	56
2.4.2.8	Pellets (Anlagenkonzepte 4-8, 12) .....	57
2.4.2.9	C5 Melasse (Anlagenkonzepte 7, 8, 9) .....	58
<b>3</b>	<b>ERGEBNISSE UND SCHLUSSFOLGERUNGEN.....</b>	<b>59</b>
<b>3.1</b>	<b><i>Technologische, ökologische und ökonomische Bewertung</i> .....</b>	<b>59</b>
3.1.1	Gesamtergebnisse.....	59
3.1.1.1	Massen- und Energiebilanzen .....	59
3.1.1.2	Treibhausgasbilanz und kumulierter Energieverbrauch .....	63
3.1.1.3	Kostenanalyse .....	66
3.1.2	Detaillergebnisse .....	69
3.1.2.1	Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ (Anlagenkonzept 3) .....	69
3.1.2.2	Anlagenkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ (Anlagenkonzept 12) .....	76
<b>3.2</b>	<b><i>Mögliche Integration von Anlagen in bestehende Infrastruktur</i>.....</b>	<b>83</b>
<b>3.3</b>	<b><i>Energiewirtschaftliche Bedeutung</i> .....</b>	<b>84</b>
<b>4</b>	<b>AUSBLICK UND EMPFEHLUNGEN .....</b>	<b>85</b>
<b>4.1</b>	<b><i>Ausblick</i>.....</b>	<b>85</b>
<b>4.2</b>	<b><i>Empfehlungen</i>.....</b>	<b>85</b>
<b>5</b>	<b>ANHANG .....</b>	<b>87</b>
<b>5.1</b>	<b><i>Annahmen für die Modellierung</i> .....</b>	<b>87</b>
<b>5.2</b>	<b><i>Massenbilanzen der Anlagenkonzepte</i> .....</b>	<b>91</b>
<b>5.3</b>	<b><i>Hilfsstoffe und Nebenprodukte</i>.....</b>	<b>105</b>
5.3.1	Fermentationshilfsstoffe CSL und Rübenmelasse .....	105
5.3.2	Nebenprodukt Pellets .....	106
5.3.3	Nebenprodukt C5 Melasse .....	107
<b>5.4</b>	<b><i>Reststoffe und deren Verwertung</i>.....</b>	<b>108</b>
5.4.1	Ausbringung der Asche als Dünger.....	108
5.4.2	Schlamm- und Gasebildung in Biogasfermentation und Aerober Abwasserbehandlung (Anlagenkonzepte 10 und 13) .....	110
<b>6</b>	<b>LITERATUR.....</b>	<b>114</b>

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Zusätzliches Holzpotenzial für Fichte und Buche aus dem jährlich ungenutzten Holzzuwachs (Kaltschmitt, M. et. al. 2003), (Kranzl, L. et. al. 2008), (Hartmann, H. et. al. 2007), (Reichmuth, M. et. al. 2004) .....	21
Tabelle 2: Strohpotenzial für Weizen und Körnermais aus dem Kornertrag in Österreich 2008 (Kaltschmitt, M. et. al. 2003), (Reichmuth, M. et. al. 2004) .....	22
Tabelle 3: Zusammensetzung von Holz und Stroh und theoretische maximale Bioethanolausbeute (EtOH) aus C6 und C5 Zuckern (Olofsson, K. et. al. 2008) (100% der Zucker werden in Bioethanol umgewandelt bei Verwendung 100% trockener Biomasse) .....	23
Tabelle 4: Übersicht Merkmale einer Bioethanolanlage.....	24
Tabelle 5: Vorteile und Nachteile der On-site Enzymproduktion.....	31
Tabelle 6: Ausgewählte Anlagenkonzepte für Bioethanolanlage .....	46
Tabelle 7: Grunddaten für Massen- und Energiebilanzen der ausgewählten Anlagenkonzepte (100.000 t/a Bioethanol).....	60
Tabelle 8: Vereinfachte Energiebilanz der Anlagenkonzepte (Input: Biomasse und Strom; Output: Produkt Bioethanol und Nebenprodukte; Prozessenergie) .....	60
Tabelle 9: Massenbilanzen der Anlagenkonzepte .....	63
Tabelle 10: Mengen der Hilfs- und Reststoffe (nicht beinhaltet: Schlamm fällt nur bei den Anlagenkonzepten mit Biomethan an) .....	63
Tabelle 11: Ausgangsdaten für die Kostenrechnung .....	67
Tabelle 12: Betriebsparameter und detaillierte Massenbilanz für Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ (Anlagenkonzept 3) .....	70
Tabelle 13: Detaillierte Energiebilanz für Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ (Anlagenkonzept 3) .....	71
Tabelle 14: Kostenzusammenstellung Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ .....	75
Tabelle 15: Betriebsparameter und detaillierte Massenbilanz für Anlagenkonzept EtOH-Holz-C6/Pellets (Anlagenkonzept 12) .....	77
Tabelle 16: Detaillierte Energiebilanz für das Anlagenkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ .....	78
Tabelle 17: Kostenzusammenstellung Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ .....	82
Tabelle 18: Möglichkeiten der Systemintegration von Bioethanolanlagen mit lignozellulosen Rohstoffen .....	83
Tabelle 19: Aschemassenströme für Anlagenkonzepte 12 (Holz) und 3 (Stroh).....	108
Tabelle 20:Konzentration an Schwermetallen in der Asche.....	109
Tabelle 21: Nährstoff Massenströme für die Ausbringung als Dünger .....	109
Tabelle 22: Daten für die Ausbringung.....	110
Tabelle 23: Nährstoff-Massenströme durch Klärschlamm und Grobasche für die Anlagenkonzepte 10 und 13.....	112
Tabelle 24: Zusammenfassung der Schlamm- und Aschemengen für die Anlagenkonzepte mit Biogasfermentation (10 und 13) .....	112

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Struktur von IPSEpro [Perz and Bergmann, 2003] .....	16
Abbildung 2: Die 5 Teilschritte der Lebenszyklusanalyse .....	17
Abbildung 3: Schema zur Bewertung eines Bioenergiesystems im Vergleich zu einem fossilen Referenzsystem mittels LCA zur Bereitstellung von Energiedienstleistung.....	19
Abbildung 4: Schema einer Bioethanolanlage zur biotechnologischen Umwandlung lignozelluloser Rohstoffe .....	22
Abbildung 5: Verwendung der Vorbehandlungsmethoden in Demo- und Pilotprojekten [IEA, 2009]... ..	26
Abbildung 6: Ethanolpreis (MESP in \$/gal) für verschiedene Vorbehandlungsmethoden. Entnommen aus: [Eggeman and Elander, 2005].....	27
Abbildung 7: Ergebnisse der Steam explosion von Stroh. Glucan (links) gibt das Verhalten von Zellulose wieder, Xylan (rechts) das Verhalten von Hemizellulose. Quellen: 1: [Aden, 2008], 2: [Öhgren et al., 2005] 3: [Lloyd and Wyman, 2005] 4: [Linde et al., 2008].....	28
Abbildung 8: Ergebnisse der 2 stufigen steam explosion von Fichte. Glucan (links) gibt das Verhalten von Zellulose wieder, Mannan (rechts) das Verhalten von Hemizellulose. Quellen: 1: [Monavari et al., 2009b], 2: [Nguyen et al., 2000], 3: [Söderström et al., 2002] 4: [Wingren et al., 2004] ..	29

Abbildung 9: links: Entwicklung der Bioethanolkosten im Zeitraum 2000-2012. Enzyme werden zugekauft. Quelle: [(NREL), 2007]. rechts: Trichoderma Reseei.....	30
Abbildung 10: Integration von Hydrolyse und Fermentation. Separate Hydrolysis and Fermentation, SHF. Simultaneous Saccharification and Fermentation, SSF. Consolidated Bioprocessing, CBP. ....	32
Abbildung 11: Links: Spezielle Einbauten für die Destillation von Maischen mit hohem Feststoffgehalt [W.M. Ingledew and Kluhsies, 2009]. Rechts: Energiebedarf der Destillation in Abhängigkeit von der Bioethanolkonzentration, adaptiert aus [Zacchi and Axelsson, 1989]. ....	35
Abbildung 12: Schematische Darstellung der Trocknung mit überhitztem Dampf (Superheated Steam Drying) [GEA Barr Rosin, 2011] .....	37
Abbildung 13: Integrationsmöglichkeiten von der Biogasfermentation und Bioethanolproduktion aus Lignozellulose 1) gesamte Schlempe [Barta et al., 2010b], 2) nur Flüssigfraktion der Schlempe [Barta et al., 2010b], 3) nur Abwässer [Aden et al., 2002] .....	39
Abbildung 14: Links: Schema des UASB-Reaktors. Quelle: [Bischofsberger et al., 2009], Rechts: Betriebsdaten für die Mesophile Biogasfermentation von Zuckerrohr- und Zuckerrübenmelasse. Quelle [Wilkie et al., 2000]......	40
Abbildung 15: Biogasreinigung und Up-Grading. Übersicht möglicher Technologien. Fett hervorgehobene Technologien werden im Text kurz erklärt. ....	41
Abbildung 16: Kostenvergleich von Sulfidfällung und biologischer Entschwefelung zur Entschwefelung von Rohbiogas. Quelle: [Urban et al., 2009] .....	42
Abbildung 17: Absenkung der Verbrennungstemperatur durch Abgasrezirkulation. Quelle: [Kaltschmitt et al., 2009].....	44
Abbildung 18: Zusammenfassendes Schema der Anlagenkonzepte. Schwarz: Ident für alle Anlagenkonzepte. Farbig: Nebenprodukte der einzelnen Anlagenkonzepte. Grau-strichliert: nur Anlagenkonzept 8 (HWIS). ....	47
Abbildung 19: Kolonnenverschaltung der Destillation in den Anlagenkonzepten .....	49
Abbildung 20: Zusammenfassende Darstellung der Nutzungsmöglichkeiten der Schlempe. Bunt: Die verschiedenen Nebenprodukte. ....	50
Abbildung 21: Vereinfachte Darstellung von Stromproduktion aus Schlempe.....	51
Abbildung 22: Prozess-Kraftwärmekopplung zur Erzeugung von Prozesswärme und Strom (links) und Prozesswärme, Strom und Fernwärme (rechts).....	52
Abbildung 23: Vereinfachte Darstellung von Strom- und Fernwärmeproduktion aus Schlempe .....	53
Abbildung 24: Dampfnutzung für Prozesswärme (links) und Prozesswärme und Fernwärme (rechts) 53	
Abbildung 25: Vereinfachte Darstellung von Pelletproduktion aus Schlempe. Zahlen beschreiben Stoffströme bei jeweiligen Anlagenkonzepten laut Tabelle 6. ....	54
Abbildung 26: Vereinfachte Darstellung von Pellet- und Fernwärmeproduktion aus Schlempe.....	54
Abbildung 27: Vereinfachte Darstellung von C5 Melasse- und Pelletproduktion aus Schlempe (Zahlen beschreiben Stoffströme bei jeweiligen Anlagenkonzepten laut Tabelle 6) .....	55
Abbildung 28: Vereinfachte Darstellung von C5 Melasse- und Fernwärmeproduktion aus Schlempe. 56	
Abbildung 29: Vereinfachte Darstellung von Biomethan- und Stromproduktion aus Schlempe. ....	57
Abbildung 30: Vereinfachte Energiebilanz - Anteile Bioethanol (EtOH), Nebenprodukte und Prozessenergie in %.....	61
Abbildung 31: Schematische Darstellung der Massenbilanz .....	62
Abbildung 32: Treibhausgas-Emissionen der 13 Anlagenkonzepte in kt/a .....	64
Abbildung 33: Treibhausgasreduktion in Prozent [%] gegenüber Referenzsystemen Benzin mit fossiler bzw. erneuerbarer Energie .....	65
Abbildung 34: Kumulierter Primärenergieverbrauch (KEV) in GWh/a.....	65
Abbildung 35: Reduktion des fossilen Anteils am kumulierten Primärenergieverbrauch (KEV fossil) in Prozent [%] gegenüber Referenzsystemen Benzin mit fossiler bzw. erneuerbarer Energie .....	66
Abbildung 36: Spezifische Kosten für Bioethanol in € pro Liter Bioethanol bzw. € pro Liter Benzinäquivalent .....	68
Abbildung 37: Spezifische Kosten für Bioethanol € pro Liter Benzinäquivalent bei um 30% erhöhten Investitionskosten .....	68
Abbildung 38: Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ und Referenzsystem fossil.....	72
Abbildung 39: Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ und Referenzsystem erneuerbar 72	
Abbildung 40: Treibhausgas-Emissionen in kt CO <sub>2</sub> -Äq./a für das Bioethanolkonzept EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme.....	73
Abbildung 41: Treibhausgas-Emissionen in kt/a für das Bioethanolkonzept EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Stroh).....	73

Abbildung 42: Kumulierter Primärenergieverbrauch in GWh/a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Stroh) .....	74
Abbildung 43: Aufteilung der Jahreskosten.....	75
Abbildung 44: Änderung der spezifischen Kosten von 0,74 € pro Liter Benzinäquivalent durch Änderung von Kosten und Erlösen (+30% bzw. -30%) .....	76
Abbildung 45: Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und Referenzsystem fossil.....	79
Abbildung 46: Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und Referenzsystem erneuerbar .....	79
Abbildung 47: Treibhausgas-Emissionen in kt CO <sub>2</sub> -Äq./a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ .....	80
Abbildung 48: Treibhausgas-Emissionen in kt/a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Holz) .....	80
Abbildung 49: Kumulierter Primärenergieverbrauch in GWh/a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Holz).....	81
Abbildung 50: Aufteilung der Jahreskosten.....	83
Abbildung 51: Änderung der spezifischen Kosten von 0,66 € pro Liter Benzinäquivalent durch Änderung von Kosten und Pelletspreis (+30% bzw. -30%).....	83
Abbildung 52: Vergleich von Investitionskosten für Anlagen der Biotreibstoffherstellung (200.000 t/a).....	84
Abbildung 53: Heizwert (LHV) und Zusammensetzung der in den verschiedenen Anlagenkonzepten produzierten Pellets. Anlagenkonzepte 4-8: Stroh. Anlagenkonzept: 12 Holz. Die Berechnung des Heizwerts erfolgte nach dem PLS Modell aus [Friedl et al., 2005].....	106
Abbildung 54: Zusammensetzung von C5 Melasse bei Abtrennung nach der Destillation (Anlagenkonzepte 7 und 9) und Abtrennung nach der Vorbehandlung (Anlagenkonzept 8). ....	107
Abbildung 55: Schema der Biogasfermentation und Abwasserbehandlung .....	111



# Zusammenfassung

## **Ausgangssituation/Motivation**

Der Transportsektor trägt maßgeblich zu den Treibhausgas-Emissionen in Österreich bei: jährlich 22 Mio. t CO<sub>2</sub>, das sind etwa 27% der österreichischen Treibhausgas-Emissionen. Dieser Sektor verzeichnet auch mit 54% die höchste Zuwachsrate bei den Treibhausgas-Emissionen von 1990 bis 2010. Seit Jänner 2009 liegt die Richtlinie der EU für erneuerbare Energie vor, die im Jahr 2020 einen Anteil von 10% erneuerbarer Energie im Transportsektor vorsieht. Im Jahre 2009 betrug der Anteil von Biotreibstoffen in Österreich etwa 7%. Die Erfüllung dieser Vorgabe kann nur erreicht werden, wenn einerseits die kommerziellen Biotreibstoffe Biodiesel und Bioethanol aus Stärke und Zucker („Biotreibstoffe der ersten Generation“) und andererseits „Biotreibstoffe der zweiten Generation“ aus lignozellulosen Rohstoffen (synthetische Biotreibstoffe durch Vergasung mit Synthese und Bioethanol durch Verzuckerung mit Fermentation) erzeugt und genutzt werden. Die Technologie der Erzeugung von Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen, vor allem Holz und Stroh, ist in Entwicklung. Es sind derzeit weltweit Pilot- bzw. Demonstrationsanlagen in Planung bzw. in Bau oder in Betrieb (z.B. Pilotanlage mit Holz in Schweden, mit Stroh in Kanada, Demonstrationsanlage für Stroh in Dänemark, Italien und Spanien). Internationale F&E-Aktivitäten zielen auf den kommerziellen Einsatz dieser Technologien ab, da lignozelluloses Bioethanol mittelfristig ein großes Potenzial zur Bereitstellung nachhaltiger Biotreibstoffe hat. Die Nutzung von Holz und Stroh steht nicht in Konkurrenz zur Nahrungs- und Futtermittelproduktion.

## **Inhalt und Ziele**

Ziel des Projektes war es, österreichische Perspektiven für die Erzeugung von Bioethanol aus Holz und Stroh zu erarbeiten. Unter Mitwirkung und Einbeziehung betroffener Akteursgruppen wurden unterschiedliche Technologieoptionen für Bioethanol aus Holz und Stroh aus technologischer, ökonomischer, ökologischer und energiewirtschaftlicher Sicht bewertet sowie österreichische Strategien und Perspektiven erarbeitet: Neben dem erneuerbaren Treibstoff Bioethanol als Benzinersatz können auch andere Energieträger (z.B. Strom, Wärme) und Wertstoffe (z.B. Phenol, Methanol) gemeinsam erzeugt werden, um neben einer hohen Wertschöpfung eine maximale Erschließung der energetischen und stofflichen Potenziale der Rohstoffe Holz und Stroh zu ermöglichen. Zur Optimierung des Gesamtsystems wurde die Integration dieser Technologien in bestehende Infrastruktur (wie z.B. vorhandene Holzlogistik) und in den Energiesektor berücksichtigt. Mit der Einbindung von Akteursgruppen (Treibstoffsektor, Land- und Forstwirtschaft, Anlagenbau, Technologieanbieter, Betreiber konventioneller Bioethanolanlagen und (Heiz)Kraftwerken) in einem Projektbeirat und zwei Workshops wurden die Grundlagen für die Erzeugung von lignozellulosem Bioethanol erarbeitet, Anlagenkonzepte ausgewählt und die Ergebnisse diskutiert.

## **Ergebnisse**

Die Abschätzung der zusätzlich nutzbaren Potenziale von Stroh bzw. Holz für Österreich zeigt, dass für eine jährliche Produktionskapazität von je 100.000 t Bioethanol die Rohstoffmengen sowohl für Stroh (Bedarf 650.000 t bei 10% Wassergehalt) als auch für Holz (870.000 t Holz bei 55% Wassergehalt) verfügbar sind. Ausgehend von diesen Potenzialen und den mit dem Projektbeirat festgelegten Rahmenbedingungen wurden 13 Anlagenkonzepte für jährlich 100.000 t Bioethanol entwickelt, davon 10 für Stroh und 3 für Holz. Diese Anlagenkonzepte wurden so erstellt, dass der Wärmebedarf aus Reststoffen der Bioethanolerzeugung vollständig gedeckt werden kann und je nach Anlagenkonzept auch der Strombedarf. Grundsätzlich sollte die Nutzung von ausschließlich C6 Zucker betrachtet werden (C5 Zucker kann nur mit gentechnisch veränderten Hefestämmen zu Bioethanol fermentiert werden), für zwei Anlagenkonzepte wurde zum Vergleich die Umwandlung von

C6 und C5 Zucker untersucht. Die Anlagenkonzepte unterscheiden sich durch die Art und Kombinationen der Nebenprodukte (Strom, Fernwärme, Biomethan, Pellets, C5 Melasse), die erzeugt werden.

Mit dem Simulationsprogramm „IPSEpro“ wurden die Massen- und Energiebilanzen erstellt. Davon ausgehend wurden die Treibhausgas-Emissionen und der kumulierte Primärenergieverbrauch auf Basis einer Lebenszyklusanalyse errechnet.

Für die Massenbilanzen werden als Input Rohstoff (Holz bzw. Stroh), Hilfsstoffe, Wasser und Luft dem Prozess zugeführt. Output sind die Produkte (Bioethanol, Pellets, C5 Melasse, Biomethan), (Ab)Wasser, CO<sub>2</sub>, Asche und Schlamm. Bei Holz wird durch den hohen Wassergehalt (55%) wesentlich mehr Rohstoff für 100.000 t Bioethanol benötigt (ca. 870.000 t) benötigt als bei Stroh (ca. 650.000 t, 5% Wassergehalt). Spezifisch können 0,26 t Bioethanol/t Holz<sub>atmo</sub> bzw. 0,17 t Bioethanol/t Stroh<sub>trocken</sub> gewonnen werden. Wird nach der Vorbehandlung die Flüssigfraktion abgetrennt, so benötigt man unter den gegebenen Annahmen ca. 695.000 t Stroh (0,16 t Bioethanol/t Stroh<sub>trocken</sub>). Bei Umwandlung von C6 und C5 Zucker reduziert sich der Strohinput auf ca. 450.000 t (0,25 t Bioethanol/t Stroh<sub>trocken</sub>).

Die Energiebilanzen zeigen, dass bei Stroh mit Nutzung der C6 Zucker von 23% bis 26% und bei Nutzung von C6 und C5 Zucker max. 37% der zugeführten Energie in Bioethanol umgewandelt werden. Unter Berücksichtigung der jeweiligen Nebenprodukte (insbesondere Wärme) bei den Anlagenkonzepten werden von 39% bis 78% der zugeführten Energie genutzt.

Bei Holz werden von 41% bis 43% der zugeführten Energie in Bioethanol umgewandelt, bedingt durch den höheren Gehalt an C6 Zucker. Unter Berücksichtigung der jeweiligen Nebenprodukte der Anlagenkonzepte werden von 53% bis 75% der zugeführten Energie genutzt.

Die ökologische Bewertung ergab Treibhausgas(THG)-Reduktionen von 41% bis 76% gegenüber den festgelegten Referenzsystemen für Benzin und fossilen bzw. mit erneuerbaren Energieträgern. In vergleichbaren Anlagenkonzepten ergaben sich höhere THG-Reduktionen bei Holz gegenüber Stroh. Die höchsten Reduktionen erreichten die Anlagenkonzepte mit folgenden Nebenprodukten: 1) Pellets, 2) Pellets und Wärme, 3) Strom und Wärme. Hohe THG-Reduktionen ergaben sich auch für die Anlagenkonzepte mit den Nebenprodukten Biomethan und Strom. Der niedrigste fossile kumulierte Primärenergieverbrauch (KEV) errechnete sich für die Anlagenkonzepte mit Holz sowie mit Stroh bei der Nutzung von C6 und C5 Zucker.

Die ökonomische Beurteilung wurde mit einer Kostenanalyse durchgeführt. Die Differenz der jährlichen Gesamtkosten der Bioethanolanlage und der jährlichen Erlöse aus den Nebenprodukten wurden als Jahresproduktionskosten für Bioethanol berechnet. Damit errechneten sich spezifische Bioethanolkosten von etwa 0,6 bis 1 € pro Liter Benzinäquivalent. Die wesentlichen Kostenanteile waren die Rohstoffkosten (für Holz bzw. Stroh bis 56%) und die Investitionskosten (Kapitalkosten bis 27%). Diese beiden Kostenanteile beeinflussten die Kosten für Bioethanol signifikanter als die Erlöse aus den Nebenprodukten. Wärme als zusätzliches Nebenprodukt kann allerdings durch die Erlöse aus dem Wärmeverkauf die Kosten noch deutlich reduzieren (von 0,64 auf 0,51 € pro Liter Bioethanol). In vergleichbaren Anlagenkonzepten (dieselben Nebenprodukte) ergaben sich bei Holz niedrigere Bioethanolkosten (0,45 €/l Bioethanol) gegenüber Stroh (0,61 €/l Bioethanol). Die niedrigsten Bioethanolkosten errechneten sich für das Anlagenkonzept Holz mit Nebenprodukt Pellets, gefolgt von den Kosten für die Anlagenkonzepte mit Stroh, die C6 und C5 Zucker umwandeln.

### **Schlussfolgerungen und Perspektiven**

Die kommerzielle Erzeugung von Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen ist derzeit nicht Stand der Technik. Als nächster Schritt wäre es in Österreich anzustreben, eine

Demonstrationsanlage für lignozellulosen Bioethanol (etwa 10.000 bis 20.000 t/a) zu errichten und zu betreiben, um noch offene Fragestellungen besonders in der optimalen Prozessführung und in der Verwertung der Nebenprodukte (Qualität, Verwendung, Marktpotenzial etc.) zu erforschen. Mittelfristig könnte in Österreich Bioethanol aus Holz und Stroh in kommerziellen Anlagen erzeugt werden: 150.000 bis 250.000 t/a Bioethanol; etwa 4 bis 6,7 PJ/a. Für Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen kann dieser Wert gemäß der EU-Richtlinie mit dem Faktor 2,5 bewertet werden, d.h. es könnten 2,3 bis 5,4% vom Kraftstoffbedarf (2010: etwa 306 PJ/a) zur Erfüllung der EU-Direktive herangezogen werden. Durch den Einsatz von Biotreibstoffen aus diesen Anlagen als Beimischung zu bzw. Ersatz von Benzin könnten etwa 0,3 bis 0,55 Mio. t CO<sub>2</sub>-Äquivalente pro Jahr einspart werden.

Anzustreben wäre die Integration einer Bioethanolanlage in die bestehende Infrastruktur. Interessant wäre für Holz eine Integration in eine Papier- und Zellstoffanlage (etwa 10 Standorte in Österreich), bei Heizkraftwerken (etwa 10 Standorte in Österreich) und für Stroh eine Anlage ergänzend zu einer bestehenden Bioethanolanlage mit Getreide (ein Standort in Österreich).

Für die Erzeugung von Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen sind allerdings noch weitere F&E-Aktivitäten notwendig, um die technologische Weiterentwicklung von Demonstrationsanlagen bis zum kommerziellen Einsatz zu bringen.

## Summary

### **Motivation**

The transport sector is highly responsible for greenhouse gas emissions in Austria: about 22 Mio. t CO<sub>2</sub> (27% of the Austrian greenhouse gas emissions). The growth rate of the transport sector is about 54% the highest of the greenhouse gas emissions within the last 20 years. The EU Renewable Energy Directive from 2009 prescribes for 2020 a share of 10% renewable energy in the transport sector. In Austria the share of biofuels was 7% in 2009. To fulfil the targets of the EU Directive biodiesel and bioethanol from starch and sugar (1<sup>st</sup> generation biofuels) and 2<sup>nd</sup> generation biofuels from ligno-cellulosic resources (synthetic biofuels by gasification and synthesis, ligno-cellulosic bioethanol by saccharification and fermentation) must be produced and used.

The technology of bioethanol production from ligno-cellulosic resources (wood and straw) is under development. Worldwide pilot and demonstration plants are operating (pilot plant in Sweden using wood, demonstration plants in Denmark, Italy and Spain using straw), and some with straw are under construction (e.g. Spain, Denmark, USA). International R&D-activities aim to make these technologies feasible because of the great potential that is offered by using ligno-cellulosic resources for bioethanol: wood and straw does not compete with the food and feed market.

### **Content and objectives**

Goals of the projects were to develop Austrian prospects for the production of bioethanol from wood and straw. Together with stakeholder and the partners of the “Bioenergy Network of Excellence” concepts for bioethanol from wood and straw were developed. Technologic, economic and environmental assessment was done for the most promising concepts referring to the Austria’s energy supply, and Austrian perspectives were developed. Beside the production of bioethanol as a substitute for gasoline other energy carriers (e.g. electricity, pellets) and by-products (e.g. phenols, methanol) should enable a maximised use of the resources (wood and straw) with maximized economic and environmental benefits. For the optimization of the system the integration of a plant for bioethanol from wood and straw in existing infrastructure (e.g. wood logistic system, pulp production plant) will be taken into account. Stakeholder (from agriculture and forestry, biofuel industry, power plant industry, plant engineering etc.) integration by a “Project advisory board” and two workshops will support the basic research on ligno-cellulosic bioethanol and the selection of plant concepts, and discuss the final results.

### **Results**

The assessment of additional useable potentials of straw and wood In Austria showed that straw (650,000 t/y, 90% dry matter) and wood (870,000 t/y, 45% dry matter) for the production of 100,000 t/y of ligno-cellulosic bioethanol should be available. Boundary conditions were defined together with the “Project advisory board”. 13 biotechnological production concepts for the production of 100,000 t/y of ligno-cellulosic bioethanol were established, 10 for straw and 3 for wood. A prerequisite for all the concepts is energy self sufficiency: the entire heat demand of the process must be met from by-products and also – depending on the concepts – the electricity demand. On principle only C6 sugar should be fermented (C5 sugar requires genetically modified yeast for fermentation). But for 2 concepts fermentation of C6 and C5 sugar was assumed. The concepts differ in by-products and combination of by-products (electricity, heat, bio-methane, pellets, C5 molasses).

Mass-balances and energy-balances were provided by the simulation tool “IPSEpro”. Greenhouse gas emissions and cumulative energy demand were calculated on life-cycle-base.

Inputs for the processes were biomass (wood or straw), additional materials, water and air. Outputs were the products and by-products (bioethanol, pellets, C5 molasses, bio-methane), waste water, CO<sub>2</sub>, ashes and sludge. The concepts using wood need a higher input (870,000 t) - because of the high water content of the wood (55%) – than straw (650,000 t, 10%). Specific conversion rates are for wood 0.26 t bioethanol/t wood<sub>atro</sub> and for straw 0.17 t bioethanol/t straw<sub>drybasis</sub>. The biomass input of the plant concept (separation of liquids after pre-treatment) was 695,000 t of straw (0.16 t bioethanol/t straw<sub>drybasis</sub>), of the concept (use of C6 and C5 sugar) was 450,000 t (0.25 t bioethanol/t straw<sub>drybasis</sub>).

Energy-balances of straw concepts showed that by using only C6 sugar from 23% to 26%, by using of C6 and C5 sugar up to 37% of the energy input is converted to bioethanol. Depending on the concepts bioethanol and the by-products contain from 53% to 78% of the energy input.

In the concepts using wood from 41% to 43% of the energy input is converted to bioethanol. If the by-products were considered from 53% to 75% of the energy input is converted.

Environmental assessment on life-cycle-base showed a greenhouse gas-reduction potential from 41% to 76% referring to reference systems using gasoline and fossil or renewable energy. Greenhouse gas-reduction is higher for comparable concepts using wood than straw. Highest greenhouse gas-reduction for concepts: 1) by-product pellets, 2) by-products pellets and heat, 3) by-products electricity and heat. The concepts with by-products bio-methane and electricity also have a high potential for greenhouse gas-reduction. The lowest cumulative fossil energy demand was calculated for concepts using wood followed by concepts using straw with fermentation of C6 and C5 sugar.

Economic evaluation was done by cost analysis. The balance of annual costs of the bioethanol plant and annual proceeds from the by-products were defined as costs of bioethanol. Specific costs of bioethanol calculated on energy base are from 0.6 to 1.0 € per gasoline equivalent. Annual costs are significantly influenced by biomass costs (straw or wood, up to 56%) and investment costs (capital costs up to 27%). Costs of bioethanol are less influenced by proceeds from by-products. But by-product heat in combination with other by-products may reduce the cost of bioethanol significantly (from 0.64 to 0.51 € per litre bioethanol). Cost of bioethanol are lower for comparable concepts using wood (0.45 €/l bioethanol) than straw (0.61 €/l bioethanol). Lowest cost of bioethanol was calculated for the concept using wood with by-product pellets. Very low costs were calculated for the concept using straw with fermentation of C6 and C5 sugar.

### **Conclusion and perspectives**

Production of ligno-cellulosic bioethanol in commercial plants is not state of the art. In Austria the next step could be to build and operate a demonstration plant (capacity 10,000 to 20,000 t/y). focus on research on processing methods and utilization of the by-products. Midterm in Austria 150,000 to 250,000 t/y ligno-cellulosic bioethanol (from 4 to 6.7 PJ/y) could be produced on commercial scale. As the EU directive allows to multiply the energy from ligno-cellulosic bioethanol by a factor of 2.5, about 2.3% to 5.4% of the fuel demand in Austria (2010: about 306 PJ/a) could be part of biofuel share to meet the EU target. By the use of this amount of ligno-cellulosic bioethanol as admixture or substitute for gasoline about 0.6 to 1 mio.t/y of greenhouse gases could be reduced.

First activities should aim at the integration of a bioethanol plant in existing infrastructure e.g. for wood integration in paper&pulp industry (about 10 locations in Austria) or in power plants (about 10 locations), for straw integration in existing bioethanol plant using grain (one location).

Considerable R&D-activities are still essential for the production of ligno-cellulosic bioethanol to develop demonstration plants to state of the art commercial plants.



# 1 Einleitung

Der Transportsektor trägt maßgeblich zu den Treibhausgas-Emissionen in Österreich bei: jährlich 22 Mio. t CO<sub>2</sub>, das sind etwa 27% der österreichischen Treibhausgas-Emissionen. Dieser Sektor verzeichnet auch mit 54% die höchste Zuwachsrates bei den Treibhausgas-Emissionen von 1990 bis 2010 [UBA Österreich, 2012]. Der Einsatz von neuen Treibstoffen, die nachhaltig erzeugt und genutzt werden können, ist ein wesentlicher Beitrag, diesem Problem zu begegnen. Durch die Richtlinie der EU („Biotreibstoff-Richtlinie“), die den Einsatz von neuen Treibstoffen im Transportsektor fordert, werden die Bemühungen verstärkt, solche Treibstoffe zu entwickeln und einzusetzen. Die Erfüllung dieser Ziele wird über die kommerziellen Biotreibstoffe Biodiesel und Bioethanol aus Stärke und Zucker angestrebt (Biotreibstoffe der ersten Generation). Seit Jänner 2009 liegt die Richtlinie der EU für erneuerbare Energie vor, die im Jahr 2020 10% Anteil erneuerbarer Energie im Transportsektor vorsieht. Diese Ziele können nur mit lignozellulösen Rohstoffen erreicht werden, die zur Erzeugung synthetischer Biotreibstoffe (Vergasung mit Synthese) und Bioethanol (Verzuckerung mit Fermentation) eingesetzt werden können (Biotreibstoffe der zweiten Generation). Die Technologie der Erzeugung von Bioethanol aus lignozellulösen Rohstoffen, vor allem Holz und Stroh, ist in Entwicklung. Es sind derzeit weltweit Pilot- bzw. Demonstrationsanlagen in Planung bzw. in Bau oder in Betrieb (z.B. Pilotanlage mit Holz in Schweden, mit Stroh in Kanada, Demonstrationsanlage für Stroh in Dänemark und Spanien). Internationale F&E-Aktivitäten zielen auf den kommerziellen Einsatz dieser Technologien, da lignozelluloses Bioethanol mittelfristig ein großes Potenzial zur Bereitstellung nachhaltiger Biotreibstoffe hat: eine Treibhausgas-Reduktion von bis zu 85% bei Ersatz von Benzin ist möglich und die Nutzung von Holz und Stroh beeinflusst nicht die Nahrungs- und Futtermittelproduktion. Basierend auf einschlägigen Vorarbeiten unter anderem im EU Network of Excellence „Bioenergy NoE“ (VTT/Finland, Lund University/Sweden, ECN/Netherlands, JOANNEUM RESEARCH/Austria) wurde deutlich, dass die Einzelprozesse weitgehend bekannt sind, und der nächste Schritt in Richtung Prozessintegration und einer Demonstrationsanlage gehen sollten.

## 1.1 Aufgabenstellung

Ziel des Projektes ist es, österreichische Perspektiven für die Erzeugung von Bioethanol aus Holz und Stroh zu erarbeiten und Anlagenkonzepte zu entwickeln. Unter Mitwirkung und Einbeziehung betroffener Akteursgruppen (Technologieanbieter, Anlagenbauunternehmen, Land- und Forstwirtschaft, Treibstoffsektor, Betreiber konventioneller Bioethanolanlagen und (Heiz)Kraftwerken) sowie den Partnern aus dem „Bioenergy NoE“ werden unterschiedliche Technologieoptionen für Bioethanol aus Holz und Stroh erstellt. Es werden integrierte Technologieoptionen (z.B. Bioraffinerie) analysiert, in denen neben dem erneuerbaren Kraftstoff Bioethanol als Benzinersatz auch andere Energieträger (wie z.B. Strom, Wärme, Pellets) und Wertstoffe (z.B. Phenol, Methanol) gekoppelt erzeugt werden können, um neben einer hohen Wertschöpfung eine maximale Erschließung der stofflichen und energetischen Potenziale der Rohstoffe Holz und Stroh zu ermöglichen. Zur Optimierung des Gesamtsystems wird die Nutzung von Synergien dieser Technologieoptionen mit bestehender Infrastruktur (wie z.B. vorhandene Holzlogistik) und dem Energiesektor berücksichtigt.

Aus diesen Technologieoptionen werden Anlagenkonzepte, die für Österreich besonders geeignet sind, ausgewählt, mit Hilfe des Programms IPSEpro modelliert und aus ökonomischer, ökologischer sowie energiepolitischer Sicht bewertet. Zur Bewertung des zukünftigen Stellenwertes wird Bioethanol auch mit synthetischen Biotreibstoffen aus der Vergasung verglichen, insbesondere technologische Kenngrößen, Investitions- und

Produktionskosten sowie der zur großtechnischen Anwendung noch zu erwartenden Hürden und Herausforderungen.

## 1.2 **Schwerpunkte des Projektes**

Als Schwerpunkte des Projektes wurden bearbeitet:

- Erstellen einer Übersicht der möglichen Technologieoptionen für Bioethanol aus Holz- und Stroh z.B. Prozesse, Produkte, Anlagenkonzepte: Ausgehend von den in Österreich möglichen Nutzungspotenzialen von Holz und Stroh wurden mittels Literaturrecherche die Rohstoffeigenschaften, die mögliche Produktpalette an Nebenprodukten und alle notwendigen Prozesse von den Rohstoffen zu den unterschiedlichen Nebenprodukten zusammengestellt. Weiters wurden Aspekte für die mögliche Integration in die österreichische Industrie-Infrastruktur bzw. in den Energiesektor (z.B. Zellstoff /Papierfabrik, konventionelle Stärke und zuckerbasierte Bioethanolanlage, Pelletserzeugung, (Heiz)Kraftwerke) betrachtet und Marktpotenziale für die Brenn- und Wertstoffe aus Anlagen für Bioethanol aus Holz und Stroh abgeschätzt.
- Auswahl und Festlegung der Anlagenkonzepte für die weitere Modellierung mit dem Simulationstool IPSEpro: Bei der Auswahl und Festlegung der Anlagenkonzepte aus den Technologieoptionen wurden spezifische österreichische Bedingungen berücksichtigt und die verwendeten Prozesstechnologien sowie Energiebereitstellung für die Modellierung festgelegt. Dabei war das Ziel der Modellierung für jeden einzelnen Prozessschritt möglichst genau die Massen- und Energiebilanz bei sich ändernden Bedingungen (z.B. sich ändernde Eingangsströme oder Temperaturen) darzustellen.
- Ökonomische und ökologische Bewertung der modellierten Anlagenkonzepte: Auf Basis der Massen- und Energiebilanzen wurden die ausgewählten Anlagenkonzepte ökonomisch mittels statischer Kostenrechnung und ökologisch mittels Lebenszyklusanalyse unter Verwendung des Software-Tools GEMIS (**G**lobales **E**missions-**M**odell **I**ntegrierter **S**ysteme) bewertet.
- Die Ergebnisse zu den Anlagenkonzepten werden verwendet, um energiewirtschaftliche Auswirkungen speziell auf den österreichischen Treibstoffsektor und den F&E-Bedarf im Bereich lignozellulöser Rohstoffe für Biotreibstoffe darzustellen.
- Durch Einrichtung eines Projektbeirats (AGRANA, Vogelbusch, OMV, Andritz AG) und Durchführung von zwei Workshops unter Mitwirkung und Einbeziehung betroffener Akteursgruppen und internationaler Experten wurde sichergestellt, dass Aspekte der österreichischen Industrie und neueste internationale Forschungsergebnisse im Projekt berücksichtigt werden konnten.

## 1.3 **Einordnung in das Programm**

Der zentralen Zielsetzung des Energieforschungsprogramms entsprechend wurde Bioethanol aus Holz und Stroh als Biotreibstoff der zweiten Generation als Forschungsthema mit strategischer Relevanz abgeleitet. Dieses Projekt wurde zum Thema „Langfristige Technologieoptionen aus ökonomischer, ökologischer und sicherheitspolitischer Sicht“ im Schwerpunkt „Energieträger- und Technologiebewertung“ eingereicht. Bei diesem Thema sind vor allem die Datenbasis, Zukunftsbilder, Energieträger und Technologiebewertung und Umsetzungspfade von besonderer Bedeutung. Bei der Bearbeitung des Themas wurde die Mitwirkung und Einbeziehung betroffener Akteursgruppen (z.B. Industriepartner) sowie eine trans- und interdisziplinären Betrachtung vorgesehen. Für die Sicherung des Wirtschaftsstandortes ist es von Vorteil, dass Österreich bereits heute in der Holz-Verarbeitung zu Holz- und Papierprodukten eine international angesehene Position hat, die

in Zukunft durch eine Umwandlung von Holz zu Bioethanol und hochwertigen neuen Brenn- und Wertstoffen nachhaltig erweitert und ausgebaut werden kann.

Bei der Technologiebewertung von Bioethanol aus Holz und Stroh wurden mittel- und langfristige Technologieoptionen konzipiert. Zur Optimierung des Gesamtsystems wird die Nutzung von Synergien dieser Technologieoptionen mit bestehender Infrastruktur (wie z.B. vorhandene Holzlogistik) und dem Energiesektor berücksichtigt. Mit der Übersicht der möglichen Technologieoptionen für Bioethanol aus Holz und Stroh kann eine Vielzahl von Produkten (z.B. Bioethanol, Phenol, Methanol) und Prozessen (z.B. Vorbehandlung, Hydrolyse, Fermentation) aus erneuerbaren Energien mit Signalwirkung für zukünftige Prozesse beschrieben und bewertet werden. Ausgewählte Anlagenkonzepte aus ökonomischer und ökologischer Sicht untersucht. Hierbei wurde der Blick nicht nur auf Österreich gerichtet, sondern es wurde auch internationale Entwicklungen in der EU berücksichtigt, was durch die langjährige Kooperation mit den Partnern des „Bioenergy Network of Excellence“ ([www.bioenergynoe.org](http://www.bioenergynoe.org)) in diesem Themenbereich - VTT (FIN), Lund University (S), INRA (F) und ECN (NL) - sichergestellt wurde.

Die Nutzung von Holz- und Stroh zur Erzeugung von Biotreibstoff, Strom, Wärme, sowie von Nebenprodukten in Anlagen für Bioethanol aus Holz und Stroh ist Teil eines nachhaltigen Energiesystems, da bei Nutzung erneuerbarer Rohstoffe erneuerbare Energieträger mit der Wertstoff-Erzeugung bei hoher energetischer und stofflicher Effizienz gekoppelt werden, um die Potenziale der hochwertigen Rohstoffe maximal zu nutzen (Konzept der Bioraffinerie). Es werden unterschiedliche Energieträger erzeugt, die flexibel für unterschiedliche Energiedienstleistungen wie Transport, Strom und Wärme genutzt werden können. Neben Bioethanol, das durch die Verzuckerung der Zellulose- und Hemizellulose der Rohstoffe und der anschließenden Fermentation erzeugt wird, können etwa 1/3 der Energie in den flüssigen Biotreibstoff Ethanol umgewandelt werden. Das Lignin aus dem Rohstoff kann zur Erzeugung von festem Brennstoff z.B. Pellets, wie auch zur Erzeugung von Prozesswärme und Strom eingesetzt werden, womit ein Großteil der Energie im Rohstoff ausgenutzt wird.

Da der Kohlenstoffkreislauf bei der nachhaltigen Nutzung von Holz- und Stroh geschlossen ist, kann beim Ersatz von konventionellen fossilen Energieträgern wie z.B. Bioethanol statt Benzin eine deutliche Reduktion von Treibhausgasen (bis zu 85%) erreicht werden, insbesondere wenn alle Reststoffe stofflich und energetische genutzt werden, kann weiterer Zusatznutzungen zur Reduktion von Treibhausgas-Emissionen erreicht werden.

Mit der Einbindung von betroffenen Akteursgruppen aus der Land- und Forstwirtschaft, Technologieanbietern, dem Anlagenbau, den Betreibern konventioneller Bioethanolanlagen und (Heiz)Kraftwerken, sowie dem Treibstoffsektor in einem Projektbeirat (Agrana, Vogelbusch, OMV, Andritz AG) und zwei Workshops wurde die Kooperation mit österreichischen Unternehmungen sicher gestellt.

## **1.4 Verwendete Methoden**

Für die Erstellung der Technologieoptionen (z.B. Prozesse, Produkte, Verfahren der Umwandlung) wurde eine Fachliteraturrecherche durchgeführt. Diese Zusammenstellung umfassender Informationen wurde ausgewertet (z.B. Beurteilung von Verfahren zum „Pretreatment“) und als eine Grundlage für die Auswahl der Prozesse und Anlagenkonzepte verwendet. Eine weitere Basis für die Auswahl waren Randbedingungen in Österreich (z.B. Potenziale der Rohstoffe Holz und Stroh).

## 1.4.1 Modellierung mit IPSEpro

Für die wirtschaftliche und ökologische Bewertung ausgewählter Anlagenkonzepte ist die Berechnung detaillierter Massen und Energiebilanzen unerlässlich. Zu diesem Zweck wurde die Simulationssoftware IPSEpro verwendet. Die Struktur der Software ist schematisch in Abbildung 1 dargestellt. Die Software wurde ursprünglich für die Modellierung von Kraftwerksprozessen entwickelt und verfügt über die entsprechenden Stoffdatenbanken und Modelle [Perz and Bergmann, 2003]. Im IPSE-MDK (Model development kit) (siehe Abbildung 1) können relativ einfach neue Stoffkomponenten und Verfahrensschritte (unit operations) zu den bestehenden model libraries hinzugefügt werden, um auf diese Weise neue model libraries zu erstellen. So wurden in früheren Projekten model libraries mit Biomassekomponenten sowie unit operations für die Vorbehandlung, Bioethanolfermentation, Biogasfermentation sowie Biogasupgrading entwickelt [Pfeffer, 2006, Miltner, 2010, Schausberger *et al.*, 2010]. Diese model libraries wurden kombiniert, verbessert und erweitert, sodaß sämtliche Anlagenkonzepte (siehe Abschnitt 2.4) in IPSEpro dargestellt werden können.

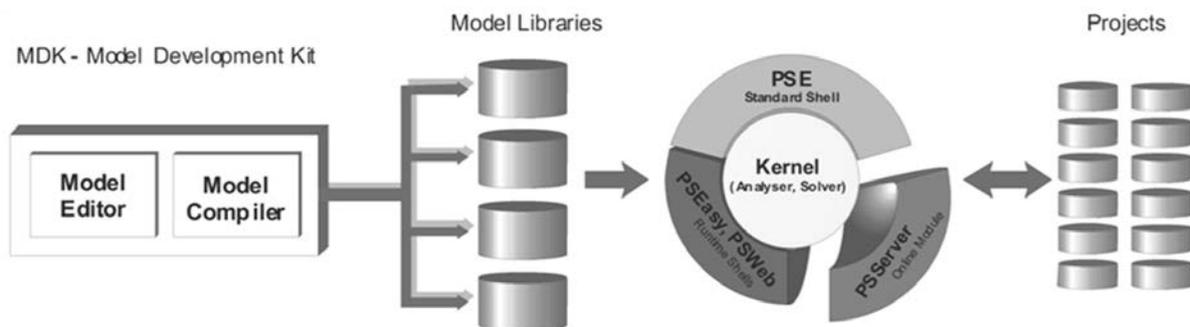


Abbildung 1: Struktur von IPSEpro [Perz and Bergmann, 2003]

Konkret wurden zu den bestehenden Komponenten die Feststoffe C5 Zucker, extrazelluläres Enzym sowie die flüssigen Komponenten Essigsäure, Glycerol und Furfural hinzugefügt.

Bei der Modellierung neuer Verfahrensschritte wurden unter anderem die folgenden „units“ neu programmiert bzw. einfache bestehende Modelle erweitert und verbessert (in Klammer das Kapitel, in dem die Technologie beschrieben wird):

- Zerkleinerung (2.2.2.1)
- Steam Explosion (steam pretreatment) (2.2.2.2)
- Hefeproduktion (2.2.2.3)
- Enzymproduktion (2.2.2.4)
- Enzymatische Hydrolyse (2.2.2.5)
- C5-Fermentation (2.2.2.5)
- Fest-Flüssig-Trennung (2.2.2.8.1)
- Verdampfung (2.2.2.8.2)
- Dampftrocknung (2.2.2.8.3)
- Biogasfermentation (2.2.2.9.1)
- Aerobe Abwasserreinigung (2.2.2.10)

Mit dieser neuen model library konnten nun alle Varianten in IPSEpro bilanziert werden. Dabei wurden zunächst die Flowsheets ohne Wärmerückgewinnung (Wärmeintegration, Heat integration, HI) berechnet. Lediglich Destillation (3-Kolonnen Lösung) und Eindampfung (5-stufig) wurden jeweils intern optimiert.

Anschließend wurde die notwendigen Daten aus IPSEpro extrahiert, extern eine Pinch-Analyse durchgeführt und ein optimiertes Wärmetauschernetzwerk berechnet. Dazu wurde

eine selbst entwickelte Software (TVTHens) verwendet. Um Massen- und Energiebilanzen für das wärmeoptimierte Flowsheet zu berechnen wurde das Wärmetauschernetzwerk in IPSEpro realisiert. Die für die Bilanzen wichtigen Biomasseheizwerte wurden nach dem PLS-Modell von [Friedl *et al.*, 2005] berechnet. Bei bekannten Daten (Stroh, Holz) war die Übereinstimmung mit der Literatur [Reisinger *et al.*, 2009] ausreichend. Schließlich wurden Massen- und Energiebilanzen nach MS Excel exportiert und für die Berechnung der Lebenszyklusanalyse aufbereitet.

## 1.4.2 Lebenszyklusanalyse

Die energetische und ökologische Beurteilung der Anlagenkonzepte erfolgt auf Basis der Lebenszyklusanalyse (Life Cycle Analysis - LCA). Die energetische Analyse mittels LCA beinhaltet die Berechnung des „Kumulierten Primärenergieverbrauchs KEV“. Die ökologische Beurteilung durch die LCA errechnet die Treibhausgas-Emissionen und nimmt Bezug auf ISO 14040 „Life Cycle Assessment“, der „Standard Methodology“ von IEA Bioenergy Task 38 „Greenhouse Gas Balances of Biomass and Bioenergy Systems“ und den Empfehlungen der COST Action E9 „Life Cycle Assessment of Forestry and Forest Products“. Der Lebenszyklus umfasst dabei 5 Teilschritte („from cradle to grave“ bzw. „well to wheel WTW“ für Treibstoffe, siehe Abbildung 2).

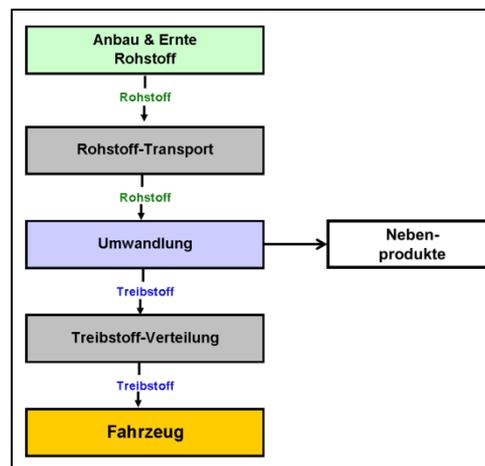


Abbildung 2: Die 5 Teilschritte der Lebenszyklusanalyse

In der Lebenszyklusanalyse (LCA, Prozesskettenanalyse) werden alle emissions- und energierelevanten Prozesse im In- und Ausland berücksichtigt, die für die Herstellung, Transport und Nutzung von Bioethanol notwendig sind. Für die Berechnung wird das Programm GEMIS (**G**lobales **E**missions-**M**odell **I**ntegrierter **S**ysteme, Version 4.5) verwendet. Es werden die Treibhausgase Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>), Methan (CH<sub>4</sub>) und Lachgas (N<sub>2</sub>O) berücksichtigt.

- Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>), eine geruch- und geschmacklose Kohlenstoff-Sauerstoff-Verbindung, entsteht als Hauptprodukt bei der Verbrennung von Kohlenstoff. Die pro Energieeinheit emittierte CO<sub>2</sub>-Menge ist unter anderem vom Kohlenstoff-Gehalt des Brennstoffes abhängig. Weiters entsteht CO<sub>2</sub> beim aeroben Abbau von Biomasse. Im Prozess der Photosynthese wird das CO<sub>2</sub> aus der Atmosphäre in der Pflanze gebunden.
- Methan (CH<sub>4</sub>), eine brennbare Kohlenwasserstoff-Verbindung, ist Hauptbestandteil von Erdgas und ein Produkt der unvollständigen Verbrennung. Weiters entsteht CH<sub>4</sub> beim anaeroben Abbau von Biomasse. CH<sub>4</sub>-Emissionen treten auch beim Abbau von Kohle und bei der Förderung von Erdöl und Erdgas auf.
- Lachgas (N<sub>2</sub>O) ist eine farblose und toxische Stickstoff-Sauerstoff-Verbindung, die unter bestimmten Bedingungen bei Verbrennungsprozessen entsteht. Die dabei emittierte

Menge an  $N_2O$  ist vor allem vom Stickstoffgehalt des Brennstoffes und der Verbrennungstemperatur abhängig.  $N_2O$ -Emissionen treten auch bei Nitrifikations- und Denitrifikationsprozessen im Boden und bei der Lagerung von Gülle und Mist auf.

Als Maß für die Treibhauswirkung dieser Gase wird das Treibhausgaspotenzial (GWP - Global Warming Potential) verwendet, das den Beitrag verschiedener Gase zu einer Erwärmung der Erdatmosphäre in Form einer äquivalenten Menge  $CO_2$  ausdrückt. Das Konzept des Treibhauspotenzials wurde entwickelt, um die Beiträge der Gase auf die mögliche Erwärmung der Erdatmosphäre vergleichbar und damit summierbar zu machen. Die Treibhauswirkung eines Kilogramms des Gases wird als Vielfaches ("Äquivalenzfaktor") der Treibhauswirkung von einem Kilogramm  $CO_2$  angegeben. Mit den Äquivalenzfaktoren werden die Gasmengen von  $CH_4$  und  $N_2O$  in äquivalente  $CO_2$ -Mengen ( $CO_2$ -Äq.) umgerechnet. Der Äquivalenzfaktor für  $CH_4$  ist 25 und für  $N_2O$  ist 298.

Nach ISO 14040 „Ökobilanz“ ist die „Lebenszyklusanalyse“ (Life Cycle Analysis – LCA) eine Methode zur Abschätzung der Umweltauswirkungen eines Produktes (z.B. Transportdienstleistung, Wärme, Strom), wobei Umweltaspekte im Verlauf des Lebensweges eines Produktes (d.h. „von der Wiege bis zur Bahre“, siehe Abbildung 2) von der Rohstoffgewinnung, über die Produktion, Anwendung bis zur Beseitigung untersucht werden.

Abbildung 3 zeigt das Schema für die Bewertung eines Bioenergiesystems im Vergleich zu einem Referenzsystem mit fossiler Energie. Die Elemente dieses Schemas sind:

Bioenergiesystem:

- Sammlung von Reststoffen
- Anbau von nachwachsenden Rohstoffen (Nawaros)
- Rohstofftransport
- Umwandlung
- Verteilung
- Verwendung (hier: gefahrene Kilometer, Wärme, Strom, Biomethan, Futtermittel)

Referenzsystem mit fossiler Energie:

- Referenznutzung der Reststoffe
- Referenznutzung der Fläche
- Gewinnung der fossilen Ressource
- Transport
- Umwandlung
- Verteilung
- Verwendung (hier: gefahrene Kilometer, Wärme, Strom, Futtermittel)

Für den zur Gewinnung der Bioenergie eingesetzten biogenen Kohlenstoff wird angenommen, dass die Bilanz der Netto- $CO_2$ -Fixierung durch die Photosynthese, der Kohlenstoff-Speicherung und der Verbrennung von Biomasse Null ist, wie dies in den vom „Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC)“ erstellten Richtlinien für die Energiewirtschaft festgelegt ist.

Für jedes „Bioenergiesystem“ wird ein „Referenzsystem mit fossiler Energie“ festgelegt (siehe Abbildung 3). Die Ergebnisse der verschiedenen betrachteten Systemen (Bioenergiesysteme und Systeme mit fossiler Energie) werden gegenübergestellt und verglichen. Daraus können die Veränderung der Treibhausgas-Emissionen errechnet und die Systeme beurteilt werden.

Unter „Kumulierter Primärenergieverbrauch (KEV)“ wird der Gesamtenergieeinsatz für alle Teilschritte der Lebenszyklusanalyse (siehe Abbildung 2) verstanden angegeben in eingesetzter Primärenergie (in GWh/a) für das betrachtete System. Der KEV wird aufgeteilt

in fossile (Öl, Gas, Kohle), erneuerbare (Wasserkraft, Biomasse, Wind, Solar) und sonstige (Abfälle, Nuklear) Energie.

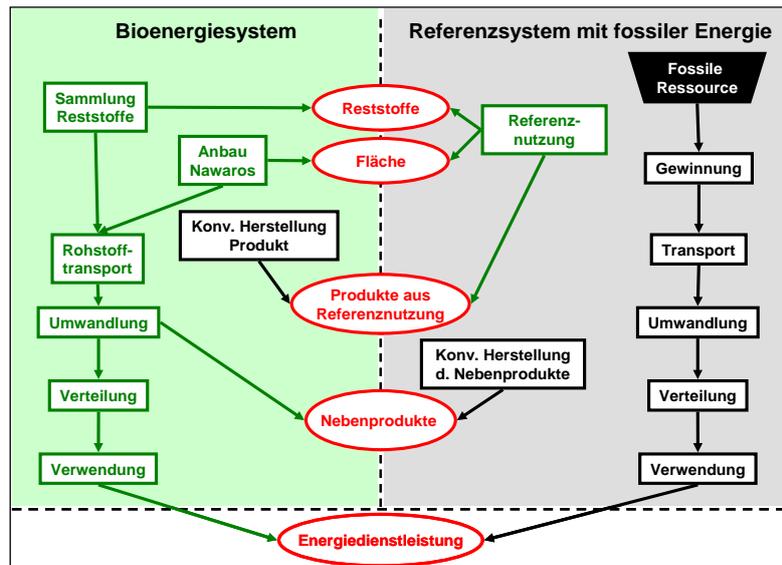


Abbildung 3: Schema zur Bewertung eines Bioenergiesystems im Vergleich zu einem fossilen Referenzsystem mittels LCA zur Bereitstellung von Energiedienstleistung

### 1.4.3 Kostenanalyse

Die ökonomische Beurteilung erfolgte mittels Kostenvergleichsrechnung. Für diese Berechnungen wurden basierend auf Eingabedaten sämtliche Kosten für die Bioethanolanlage errechnet: Kapitalkosten (Abschreibung, kalkulatorische Zinsen) und Betriebskosten (fixe und variable Betriebskosten). Als fixe Betriebskosten wurden Wartung und Instandhaltung (3% der Investitionskosten) sowie Kosten für Versicherung (1% der Investitionskosten) berechnet. Als variable Betriebskosten wurden festgelegt: Personalkosten, Rohstoffkosten, Kosten für Hilfsstoffe, Strom, Frischwasser, Abwasseraufbereitung und für die Aufbereitung von Biogas zu Biomethan. Als Erlöse wurden berücksichtigt: Einnahmen aus Strom-, Wärme-, Pellets-, C5 Melasse- und Biomethanverkauf. Die Differenz der Kosten minus der Erlöse stellen die verbleibenden Kosten für Bioethanol dar. Spezifische Bioethanolkosten bezogen auf die Jahresproduktion wurden pro Liter Bioethanol und pro Liter Benzinäquivalent errechnet.

Da die spezifischen Bioethanolkosten sehr stark von den Kosten und Erlösen abhängen, wurden für Investitions- und Rohstoffkosten sowie für Strom-, Wärme-, Pelletserlöse und Erlöse für C5 Melasse und Biomethan Sensitivitätsanalysen durchgeführt.

### 1.4.4 Projektablauf, Projektbeirat und Workshops

Der Aufbau folgt inhaltlich den Arbeitspaketen.

Als Basis wurden die energetischen und stofflichen Nutzungspotenziale von Holz und Stroh in Österreich zusammengestellt.

Die Verfahren der Umwandlung von Holz und Stroh in Bioethanol und Nebenprodukte wurden anhand der Verfahrensschritte detailliert beschrieben. Davon ausgehend wurden unter Einbindung des Projektbeirates die für Österreich interessantesten Anlagenkonzepte ausgewählt.

Mit der Simulationssoftware IPSEpro wurden diese ausgewählten 13 Anlagenkonzepte modelliert und Massen- und Energiebilanzen erstellt. Die Treibhausgas-Emissionen und

Kostenanalyse wurden berechnet. Für zwei ausgewählte Anlagenkonzepte werden die Ergebnisse im Detail dargestellt und erläutert.

Aus wurden für Österreich mögliche Umsetzungen und deren energiewirtschaftliche Auswirkungen abgeleitet. Ausblick und Empfehlungen aus den Ergebnissen des Projekts schließen den Endbericht ab.

Ein Expertenbeirat wurde für das Projekt eingerichtet. Dieser wurde in zwei Workshops und einer Beiratssitzung eng in das Projekt eingebunden.

Experteninformationen wurden durch die Teilnahme an der Tagung „Biotechnology for Bioethanol Production“ (internationaler Kurs) an der Chalmers University of Technology, Göteborg, SCHWEDEN“ und aus den Meetings von IEA Bioenergy Task 42 „Biorefineries“ in das Projekt integriert.

Die Verbreitung der Projektergebnisse erfolgte:

- Vortrag bei der „19<sup>th</sup> European Biomass Conference and Exhibition“, Berlin, 9.6.2011, Paper veröffentlicht in den Konferenzunterlagen
- Vortrag beim “XIX International Symposium on Alcohol Fuels”, Verona, 12. Oktober 2011
- Vortrag bei „Highlights der Bioenergieforschung“, Wieselburg, 31. März 2011 ([http://www.nachhaltigwirtschaften.at/iea\\_pdf/events/20110331\\_bioenergieforschung\\_4\\_5\\_koenighofer.pdf](http://www.nachhaltigwirtschaften.at/iea_pdf/events/20110331_bioenergieforschung_4_5_koenighofer.pdf))
- Paper “Perspectives for the production of bioethanol from wood and straw in Austria: technical, economic, and ecological aspects”, Philipp Kravanja, Kurt Könighofer, Lorenza Canella Gerfried Jungmeier, Anton Friedl; Received: 11 August 2011 / Accepted: 17 November 2011; Springer-Verlag 2011; Clean Techn Environ Policy, DOI 10.1007/s10098-011-0438-1
- Paper “Heat integration of biochemical ethanol production from straw - a case study” Philipp Kravanja, Ala Modarresi, Anton Friedl; submitted to: Applied Energy

## 2 Inhaltliche Darstellung

### 2.1 Energetische und stoffliche Nutzungspotenziale von Holz und Stroh

Das Potenzial ist definiert als der in einer gegebenen Region zu einem bestimmten Zeitpunkt nutzbare Rohstoff (Holz, Stroh) für die Erzeugung von Bioethanol. Dieses kann für den Rohstoff Holz auf der Grundlage von erhobenen Daten zu Erträgen und Holzaufkommen ermittelt werden. Ausgehend von den Baumarten, vom Holzvorrat und der aktuellen Nutzung wurde das Holzpotenzial ermittelt [BMLFUW, 2009] (siehe Tabelle 1). Das Strohpotenzial von Weizen und Mais wurde auf Basis der Erntemengen, des Kornertrags und aus dem Verhältnis Korn zu Stroh ermittelt [Statistik Austria, 2009], [Statistik Austria, 2008] (siehe Tabelle 2).

Die zukünftigen Potenziale für Holz und Stroh bis ca. 2050 werden unter folgenden Randbedingungen abgeschätzt: In den letzten Jahren stiegen Gesamtholzaufkommen und -verbrauch in Österreich stetig an und in den nächsten Jahren wird mit zunehmender Konkurrenz zwischen energetischer und stofflicher Holznutzung gerechnet, da es zu einer steigenden energetischen Holznutzung (wie Pellets) kommt. Ebenso geht [Kranzl *et al.*, 2008] von einer steigenden Nachfrage bei der stofflichen Verwertung aus. Daraus resultiert eine verstärkte Konkurrenz um österreichisches Holz. Es wird angenommen, dass das zukünftige österreichische Holzpotenzial für die Bioethanolerzeugung unter günstigen Umständen dem Wert des Holzpotenzials aus 2006 entspricht, solange der Einsatz von rindenfreien Holz für die Bioethanolerzeugung Voraussetzung ist. Das liegt jährlich für Fichte bei 11,8 PJ und für Buche bei 2,8 PJ (siehe Tabelle 1).

Das österreichische Strohpotenzial für Weizen und Mais ist direkt an die Getreideproduktion als Nahrungs- und Futtergetreide gekoppelt, sowie an den Einsatz von Stroh als Dünger am Feld und bestehende Nutzungen wie Einstreu. Ein verstärkter Einsatz von Düngemittel am Feld würde eine Zunahme des nutzbaren Strohanteils bringen. Auch auf Basis der Studie [Kranzl *et al.*, 2008] wird von einem annähernd konstanten Potenzial für Mais- und Weizenstroh in Österreich bis 2050 ausgegangen. Das sind jährlich unter Annahme einer Nutzung von 20% des nutzbaren Strohs für Weizenstroh 4,4 PJ und für Maisstroh 4,5 PJ (siehe Tabelle 2).

Tabelle 1: Zusätzliches Holzpotenzial für Fichte und Buche aus dem jährlich ungenutzten Holzzuwachs [Kaltschmitt *et al.*, 2003], [Kranzl *et al.*, 2008], [Hartmann *et al.*, 2007], [Reichmuth *et al.*, 2004]

Basis 2006	Holzzuwachs ungenutzt	Anteil am Baumbestand	Holzzuwachs ungenutzt	Zusätzliches Holz Potenzial
	[Mio. Efm.o.R.]		[1.000 t <sub>atro</sub> /a]	[PJ/a]
<b>Fichte (Weichholz)</b>	2,8	54%	754	14,2
<b>Buche (Hartholz)</b>		10%	182	3,3

Fichte 54%: 18,8 MJ/kg<sub>atro</sub>

Fichte 10%: 18,4 MJ/kg<sub>atro</sub>

Efm. o. R. Erntefestmeter ohne Rinde

Tabelle 2: Strohpotenzial für Weizen und Körnermais aus dem Kornertrag in Österreich 2008, [Kaltschmitt *et al.*, 2003], [Reichmuth *et al.*, 2004]

	Kornertrag	Korn/Stroh-Verhältnis	gesamt Stroh	nutzbares Stroh 20%*	Stroh Potenzial 20%
	[kt/a]	$t_{\text{Korn}}:t_{\text{Stroh}}$	[kt/a]	[kt/a]	[PJ/a]
<b>Weizenstroh</b>	1.690	1:0,9	1.521	304	4,4
<b>Maisstroh</b>	2.147	1:1,5	3.221	644	4,4
<b>Getreidestroh</b>	968	1:0,9	871	174	2,5

\* Ansatz bei Weizenstroh, Maisstroh und Gerstenstroh 20% des Gesamtaufkommens

Zusammenfassend kann festgestellt werden, dass das Potenzial für eine Bioethanolanlage mit einer Produktion von 100.000 t/a sowohl bei Stroh (etwa 10,4 PJ/a) als auch bei Weichholz (Fichte, etwa 7,5 PJ/a) in Österreich zur Verfügung steht. Bei Hartholz (Buche, etwa 3,5 PJ/a) ist eine ausreichende verfügbare Menge nicht gegeben.

## 2.2 Verfahren der Umwandlung von Holz und Stroh in Bioethanol und Nebenprodukte

### 2.2.1 Allgemeine Einführung

Bioethanol wird wie herkömmlicher Alkohol durch Fermentation aus Zuckern (Glukose) mit Hilfe von Mikroorganismen gewonnen und anschließend durch Destillation auf hohe Reinheit (> 99%) gebracht. Abbildung 4 zeigt das Schema einer Bioethanolanlage für lignozellulose Rohstoffe (siehe 2.2.2)..

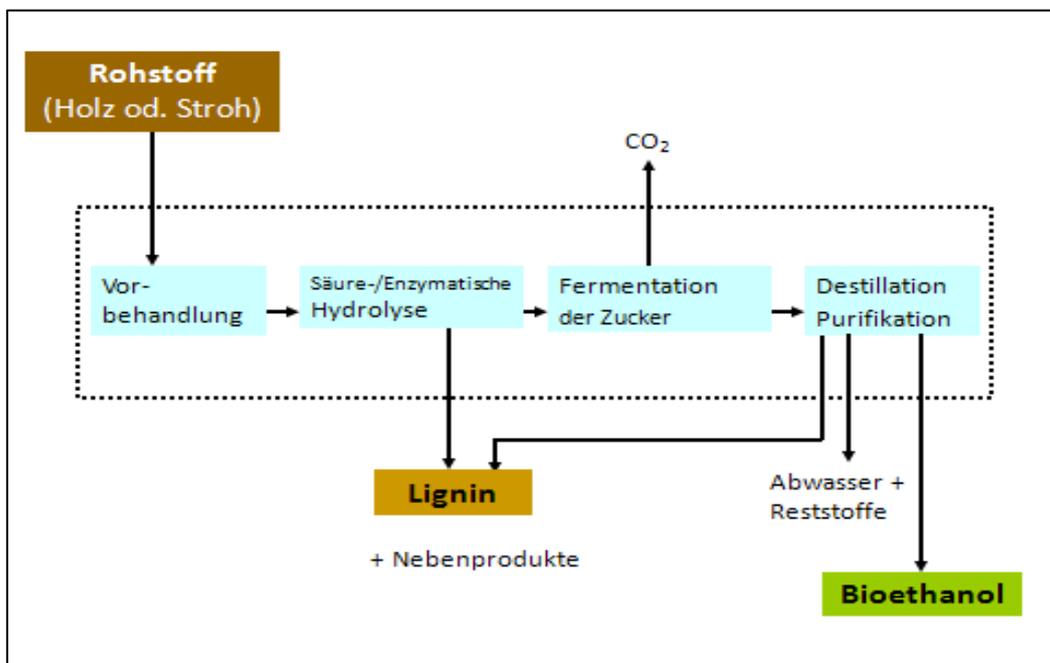


Abbildung 4: Schema einer Bioethanolanlage zur biotechnologischen Umwandlung lignozelluloser Rohstoffe

Im Prozessschritt „Vorbehandlung“, der nur bei enzymatischer Hydrolyse nötig ist, werden durch eine Kombination von chemischen, physikalischen und biologischen Verfahren das

Lignin und die Hemizellulose aus dem Rohstoff getrennt. In einem weiteren Prozessschritt „Hydrolyse“ wird die Zellulose in Glukose-Zucker umgewandelt, wobei Säuren bzw. Enzyme verwendet werden. Dabei werden vor allem C5- und C6 Zucker gebildet. Nebenprodukte wie z.B. Säuren, die die Fermentation hemmen, müssen abgeschieden und wenn möglich wieder verwendet werden.

Bei der nachfolgenden Fermentation werden die Zucker mit Hilfe von Bakterien-, Pilz- oder Zellkulturen oder aber durch Zusatz von Enzymen (Fermenten) in Alkohol umgesetzt. Nach der Fermentation ist das Bioethanol noch mit Wasser und Zellrückständen vermischt, wobei durch Destillation das Bioethanol abgetrennt wird. Wird Bioethanol als Beimischung zu Benzin verwendet, muss es wasserfrei sein.

Bei der Entwicklung von Technologieoptionen für Bioethanol aus Holz und Stroh wird angestrebt, das energetische und stoffliche Nutzungspotenzial der Rohstoffe bestmöglich zu erschließen.

In Tabelle 3 sind die Zusammensetzung von Holz und Stroh sowie die theoretische Bioethanolausbeute aus C6 und C5 Zucker zusammengestellt. Es handelt sich um theoretische Ausbeuten, die von 100% trockener Biomasse ausgehen und 100%iger Umsetzung sämtlichen in der Biomasse enthaltenen Zuckers ausgehen. Praktische Ausbeuten sind natürlich deutlich niedriger. Um eine Übersicht über mögliche Technologieoptionen für Bioethanol aus Holz und Stroh zu erstellen, wurden die einzelnen Komponenten von Bioethanolanlagen charakterisiert (siehe Tabelle 4 und Abbildung 4).

Tabelle 3: Zusammensetzung von Holz und Stroh und theoretische maximale Bioethanol- ausbeute (EtOH) aus C6 und C5 Zucker [Olofsson *et al.*, 2008] (100% der Zucker werden in Bioethanol umgewandelt bei Verwendung 100% trockener Biomasse)

<b>Anteil an Trockenmasse [%]</b>	<b>Fichte</b>	<b>Hartholz (salix)</b>	<b>Weizenstroh</b>
Glucan (C6)	49,9	41,5	38,2
Hemizellulose	21,6	21,9	24,7
Xylan (C5)	5,3	15	21,2
Arabinan (C5)	1,7	1,8	2,5
Mannan (C6)	12,3	2,1	0,7
Galactan (C6)	2,3	3	0,3
<b>Ausbeute aus C6 Zucker</b>			
[kg EtOH/kg Biomasse]	0,37	0,26	0,22
[l EtOH/kg Biomasse]	0,46	0,34	0,28
<b>Ausbeute aus C5 Zucker</b>			
[kg EtOH/kg Biomasse]	0,04	0,10	0,14
[l EtOH/kg Biomasse]	0,05	0,12	0,17
<b>Ausbeute aus C5 und C6 Zucker</b>			
[kg EtOH/kg Biomasse]	0,41	0,36	0,36
[l EtOH/kg Biomasse]	0,52	0,46	0,46

Tabelle 4: Übersicht Merkmale einer Bioethanolanlage

<b>Rohstoff</b>	Hartholz
	Weichholz
	Weizenstroh
	Maisstroh
<b>Vorbehandlung</b>	Steam Explosion
	Organosolv
<b>Hydrolyse und Fermentation</b>	Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF) <sup>1)</sup>
	Separate Hydrolysis and Fermentation (SHF) <sup>2)</sup>
<b>C6 Zucker</b>	Bioethanol
	Andere (Levulinsäure, Sorbitol etc.)
<b>C5 Zucker</b>	Bioethanol
	Furfural
	Xylitol/Arabitol
	Andere (Itaconic acid etc.)
	Tierfutter
	Biogas und Dünger
<b>Nutzung Lignin</b>	Eigenenergieerzeugung (Strom & Wärme)
	Wärme und Pellets
	Synthetische Biotreibstoffe
	Kohlenwasserstoffe (z.B. Phenole, als langfristige Option)
<b>Rohstoffpotenzial (siehe Kapitel 2.1)</b>	Weichholz (Fichte): bis 11,8 PJ/a
	Hartholz (Buche): bis 2,8 PJ/a
	Weizenstroh: etwa 4,4 PJ/a
	Maisstroh: etwa 4,5 PJ/a
<b>Reinheit Bioethanol</b>	99,50%
	85%
<b>Input Rohstoff</b>	t <sub>TS</sub> /a
<b>Output Bioethanol</b>	m <sup>3</sup> EtOH/a bzw. t EtOH/a
<b>Integration</b>	Heizkraftwerk
	Heizwerk
	Papier-/Zellstofffabrik
	Konventionelle Bioethanolanlage
	Holzindustrie
	„Stand Alone“ – Lösung
	Lauge (bei Integration in Papierfabrik)
	Schlempe zur Biogaserzeugung
1) Gleichzeitige Verzuckerung und Fermentation	
2) Getrennte Hydrolyse und Fermentation	

Lignin und Kohlendioxid aus der Fermentation stellen mit etwa je 0,3 kg pro kg Holz den größten Anteil der Nebenprodukte dar. Lignin als Brennstoff einzusetzen ist Stand der Technik, während die Weiterverarbeitung zu Treibstoff-Additiven zur Erhöhung der

Oktanzahl sowie auch die Erzeugung von Phenol für Phenolharze derzeit untersucht und entwickelt wird. Die Biomasse Stromerzeugung mit Dampfturbine und ORC-Prozess, Vergasung und Nutzung in Gas-BHKW sowie Zufeuerung in Kohlekraftwerken ist Stand der Technik. Die integrierte Biomasse-Vergasung mit Gas- und Dampfturbine ist derzeit in Pilotanlagen realisiert. Die Abwasserbehandlung ist Stand der Technik. Kohlendioxid kann als Rohstoff (Chemie-, Nahrungsmittelindustrie etc.) verwendet werden, wobei hier die Randbedingungen für die Vermarktung untersucht werden. Eine weitere Möglichkeit ist die permanente Speicherung („Sequestrierung“) im Zusammenhang mit der Kyoto-Verpflichtung.

Prozess-Integration: Die optimale Prozess-Integration der unterschiedlichen Verfahren ist Gegenstand von F&E-Aktivitäten mit dem Ziel, maximale Energie-, Stoff- und Kosten-Effizienz der Gesamtanlage zu realisieren, die jedoch maßgeblich von den regionalen Randbedingungen sowie dem Entwicklungsstand der Einzelprozesse abhängig ist.

Die möglichen Nutzungen der Nebenprodukte hängen stark von der Qualität der erzeugten Produkte ab, die wiederum von den angewandten Technologien beeinflusst wird. In diesem Projekt wurde für die Nebenprodukte ausschließlich die energetische Verwertung untersucht.

## 2.2.2 Verfahrensschritte

Zur Umwandlung von Holz und Stroh in Bioethanol gibt es grundsätzlich thermochemische und biochemische Verfahren sowie alternative Verfahren. Bei den biochemischen Verfahren gibt es etwa 40 Projekte (Pilot- und Demonstrationsanlagen) [IEA, 2009]. Die häufig eingesetzten Technologien zur Vorbehandlung sind Steam Explosion und Organosolv. Die meisten verwenden die enzymatische Hydrolyse als Prozess zur Umwandlung in Zucker (C6 und C5), wobei zwischen SSF (Simultaneous Saccharification and Fermentation) und SHF (Separate Hydrolysis and Fermentation) unterschieden wird. Aus diesen Zwischenprodukten werden Bioethanol, Brenn- und Wertstoffe erzeugt. C6 Zucker können zu Bioethanol und anderen Wertstoffen (Levulinsäure, Sorbitol, etc.) umgewandelt werden. Aus C5 Zucker können Bioethanol, Furfural, Xylitol/Arabitol und andere Wertstoffe (Itaconic acid, etc.) sowie Tierfutter, Biogas und Dünger erzeugt werden. Lignin kann genutzt werden zur Eigenenergieerzeugung (Strom und Wärme), zur Wärmeerzeugung, zur Herstellung von Industriepellets, als Ausgangsmaterial für synthetische Biotreibstoffe und zur Herstellung von Kohlenwasserstoffe (z.B. Phenole).

### 2.2.2.1 Zerkleinerung

Bevor die lignozellulose Biomasse der eigentlichen Vorbehandlung zugeführt wird ist unter Umständen ein Zerkleinerungsschritt nötig. Dabei ist es wichtig Verfahren mit geringem Energiebedarf für die Zerkleinerung einzusetzen. Prinzipiell kann man bei der Zerkleinerung zwei Schritte unterscheiden: Grob-Zerkleinerung (Hacken, Häckseln, Schneiden etc.) und Fein-Zerkleinerung (Mahlen). Der nötige Zerkleinerungsgrad ist abhängig von der darauf folgenden Vorbehandlungsmethode. Für die Steam Explosion haben Studien gezeigt, dass bei Fichte eine Chipgröße von 5-6\*30-45\*30-45 mm [Cullis *et al.*, 2004] bzw. 50\*50 mm [Monavari *et al.*, 2009a] ausreichend ist, und entsprechend keine energieintensive Fein-Zerkleinerung nötig ist. Ähnliches gilt für Stroh, wo eine Halmlänge von 50-100 mm gut für die Vorbehandlung geeignet ist [Larsen *et al.*, 2008].

Bei Stroh beträgt der entsprechende Energieaufwand für die Zerkleinerung ca. 30 kJ/kg [Bitra *et al.*, 2009]. Bei Holz wird für den Energieaufwand für Entrindung und Häckseln je nach Quelle ein Wert im Bereich 28 kJ/kg [Wihersaari, 2005] bis 55 kJ/kg [Eriksson and Gustavsson, 2008] angegeben.

Es besteht auch die Möglichkeit die Zerkleinerung erst nach einer Sulfit-Vorbehandlung durchzuführen [Zhu *et al.*, 2009]. Von dieser sog. SPORL-Technologie verspricht man sich eine Reduktion des Energieaufwands.

### 2.2.2.2 Vorbehandlung

Ziel der Vorbehandlung ist es, die Biomasse für eine enzymatische Behandlung vorzubereiten, das heißt die Zellulose so weit frei zu legen, dass der Zellulase- Enzymmix möglichst gut wirken kann. Dabei zeichnet sich eine effektive Vorbehandlungsmethode durch die folgenden Charakteristika aus [Galbe and Zacchi, 2007]:

- Hohe Wiederfindung sämtlicher Kohlenhydrate
- Hohe Abbaubarkeit der Zellulose durch anschließende enzymatische Hydrolyse
- Keine oder sehr geringer Reaktion von Zuckern und Lignin zu Abbauprodukten. Eine Fermentation sollte ohne Entgiftung möglich sein.
- Produkt sollte hohen Feststoffgehalt und hohe Anteil an gelösten Zuckern aufweisen
- Geringer Energiebedarf bzw. Möglichkeit der Energierückgewinnung
- Geringe Investitions- und Betriebskosten.

Es gibt verschiedenste Methoden, die die erwähnten Kriterien unterschiedlich gut erfüllen und sich im apparativen Aufwand, den Betriebsbedingungen (Zeit, Temperatur und Druck, Chemikalien, Mechanische Beanspruchung etc.) und der Wirkungsweise unterscheiden. Sie lassen sich nach der Wirkungsweise in folgende Gruppen einteilen [Galbe and Zacchi, 2007].

- Physikalische (z.B. Mahlen, Strahlung, Mikrowellen)
- Chemische (z.B. Alkali, Säure, oxidierend, organische Lösungsmittel)
- Physico-chemische (z.B.: steam explosion (steam pretreatment), wet oxidation, Autohydrolyse)
- Biologische

Auf eine detaillierte Beschreibung sämtlicher Verfahren muss hier verzichtet und auf die Literatur verwiesen werden [Galbe and Zacchi, 2007, Hendriks and Zeeman, 2009, Alvira *et al.*, 2010].

In Abbildung 5 ist die Verwendung der verschiedenen Methoden in weltweiten Demo- und Pilotprojekten dargestellt [IEA, 2009]. Wie oben erwähnt ergab die Analyse, dass steam Explosion und Vorbehandlung mit verdünnter Säure in ca. 60% aller Demo- und Pilotanlagen verwendet wird und damit mit Abstand die am weitesten verbreitete und attraktivste Methode ist.

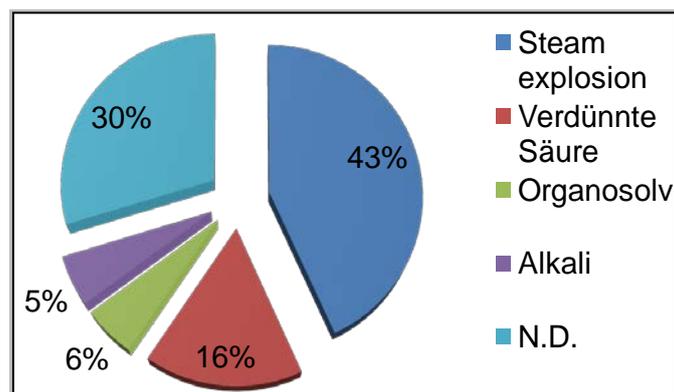


Abbildung 5: Verwendung der Vorbehandlungsmethoden in Demo- und Pilotprojekten [IEA, 2009]

Die Vorbehandlung mit verdünnter Säure (dilute acid pretreatment) zählt wie die steam explosion zu den sog. physico-chemischen Methoden und entspricht einer Steam explosion mit Zugabe von Säure.

Dies wird auch von der CAFI-Studie bestätigt [Eggeman and Elander, 2005]. In dieser Studie wurden an verschiedenen amerikanischen Universitäten und Forschungseinrichtungen unterschiedliche Vorbehandlungsmethoden experimentell untersucht und aus den Ergebnissen die jeweils für die Methode hochgerechneten Produktkosten für Bioethanol (minimum Ethanol selling price, MESP) bestimmt. Wie in Abbildung 6 zu sehen ist, schnitt dabei die verdünnte Säure (dilute acid) Vorbehandlung am besten ab.

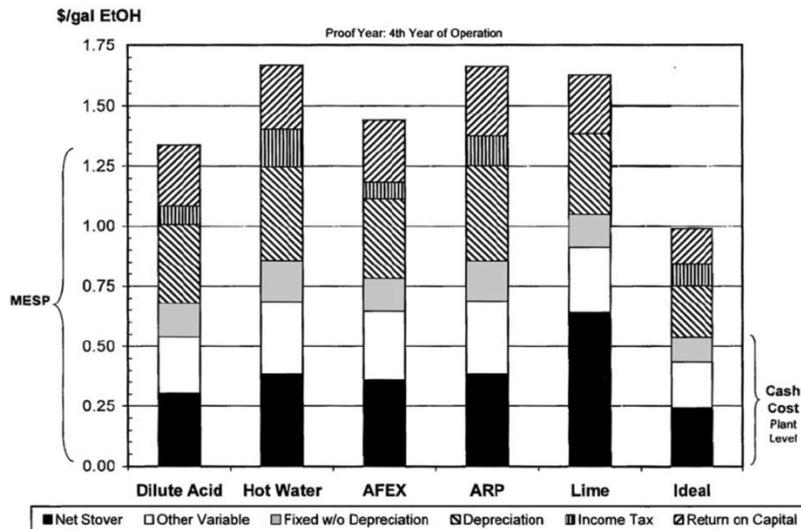
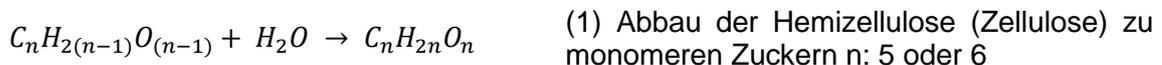


Abbildung 6: Ethanolpreis (MESP in \$/gal) für verschiedene Vorbehandlungsmethoden. Entnommen aus: [Eggeman and Elander, 2005].

Bei der steam explosion (verdünnte Säure Vorbehandlung) wird die zerkleinerte Biomasse wenn nötig befeuchtet (auf ca. 55-65 w/w% Feuchtegehalt) und nach Zugabe von geringen Mengen Säure (<5% bezogen auf die trockene Biomasse, SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, HCl, organische Säuren,...) mit gesättigtem Dampf auf Temperaturen zwischen 160°C und 240°C gebracht. Nach wenigen Minuten Verweilzeit wird die Biomasse durch ein Ventil explosionsartig entspannt. Dabei wird die Struktur der lignozellulosen Biomasse aufgebrochen sowie die Hemizellulose aber auch ein geringer Teil der Zellulose zu Zuckern abgebaut (siehe Reaktion (1)). Neben diesen gewünschten Effekten laufen auch unerwünschte Abbaureaktionen wie die Bildung von Furfural aus C5 Zuckern und Hydroxymethylfurfural (HMF) aus C6 Zuckern (Reaktion (2)) ab. Weiters werden die Acetylgruppen der Hemizellulose als Acetat freigesetzt und geringe Teile des Lignins gelöst [Galbe and Zacchi, 2007].



Diese Vorgänge sind auch in Abbildung 7 und Abbildung 8 erkennbar, in denen experimentelle Ergebnisse der steam explosion von Stroh und Fichtenholz dargestellt sind. Neben dem heißen Brei aufgeschlossener Biomasse (Slurry) entsteht bei der Entspannung ein mit flüchtigen Abbauprodukten verunreinigter Sekundärdampf. Für die Wärmerückgewinnung ist es günstig auf 2 Druckniveaus zu entspannen um auch höherwertigen (z.B. 4 bar) Dampf zurückzugewinnen [Wingren *et al.*, 2003].

Die Rohstoffe Weichholz (Fichte) und Stroh unterscheiden sich bei der Vorbehandlung in einigen Punkten. Zuerst ist frisch geerntetes Holz wesentlich feuchter (ca. 55 w/w% Feuchte), so dass eine bei Holz eine Befeuchtung nicht nötig ist. Stroh ist meist recht trocken (ca. 10%w/w Feuchte), so dass es befeuchtet werden muss. Weiters ist Stroh leichter aufschließbar, was sich in den optimalen Betriebsbedingungen (geringeren Mengen an Säure, geringeren Verweilzeiten und geringeren Temperaturen) widerspiegelt.

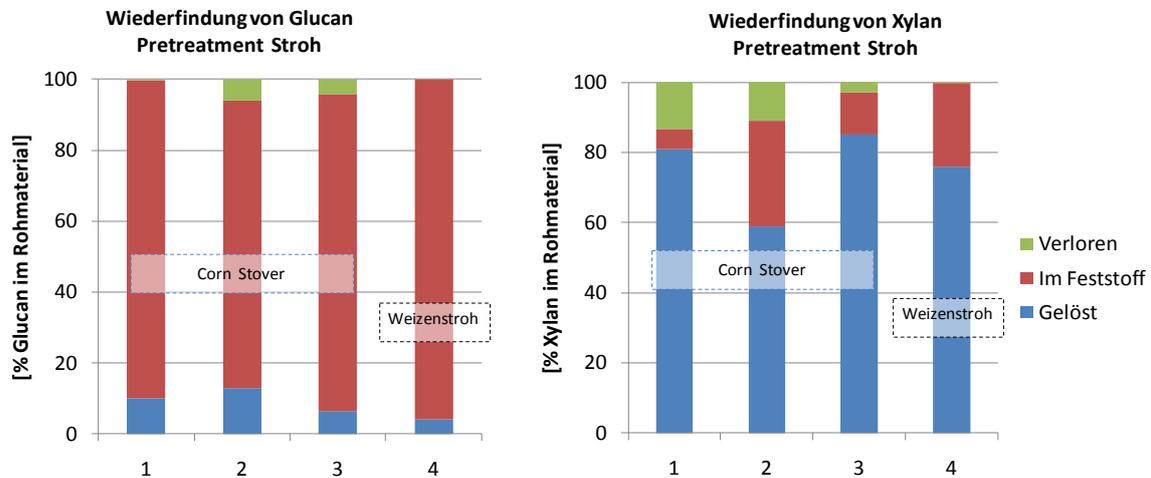


Abbildung 7: Ergebnisse der Steam explosion von Stroh. Glucan (links) gibt das Verhalten von Zellulose wieder, Xylan (rechts) das Verhalten von Hemizellulose. Quellen: 1: [Aden, 2008], 2: [Öhgren et al., 2005] 3: [Lloyd and Wyman, 2005] 4: [Linde et al., 2008]

Fichtenholz ist schwerer aufschließbar und stellt eine besondere Herausforderung dar. So ist es kaum möglich die Betriebsbedingungen so zu wählen, dass sowohl ein guter Aufschluss der Hemizellulose als auch eine geringe Bildung von Abbauprodukten erreicht wird. Eine Möglichkeit um dieses Problem zu lösen ist eine Behandlung in zwei Schritten (two step steam pretreatment) [Monavari et al., 2009b].

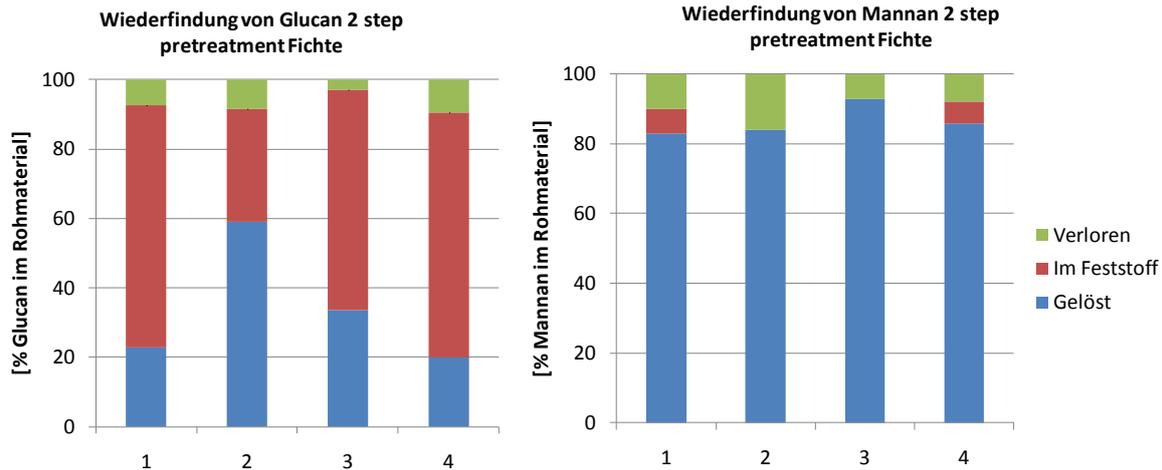
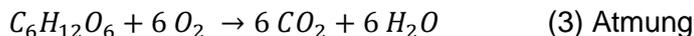


Abbildung 8: Ergebnisse der 2-stufigen steam explosion von Fichte. Glucan (links) gibt das Verhalten von Zellulose wieder, Mannan (rechts) das Verhalten von Hemizellulose. Quellen: 1: [Monavari et al., 2009b], 2: [Nguyen et al., 2000], 3: [Söderström et al., 2002] 4: [Wingren et al., 2004]

Nach der Steam Explosion wird die aufgeschlossene, leicht saure Biomasse mit  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  oder  $\text{NH}_4\text{OH}$  neutralisiert und gegebenenfalls entgiftet. Eine gängige Methode der Entgiftung ist das sog. „overliming“. Hier wird  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  im Überschuss zugeben und anschließend wieder angesäuert [Aden et al., 2002]. Das gebildete  $\text{CaSO}_4$  bindet toxische Substanzen und wird abgetrennt. Ebenso kann  $\text{NH}_4\text{OH}$  im Überschuss zugegeben und anschließend wieder angesäuert werden. Bei günstiger Prozeßführung kann ein Entgiften jedoch entfallen. Sowohl bei der Neutralisierung als auch bei einer Entgiftung hat  $\text{NH}_4\text{OH}$  den wesentlichen Vorteil, dass kein festes  $\text{CaSO}_4$  anfällt, das abgetrennt werden müsste [Aden, 2008].

### 2.2.2.3 Hefe-Produktion

In der konventionellen Bioethanolproduktion aus stärke- und zuckerhaltigen Rohstoffen wird die für die Fermentation nötige Hefe (*Saccharomyces Cerevisiae*) aus Kostengründen vor Ort produziert. Im Gegensatz zur Bioethanolfermentation wird bei der Hefeproduktion ein aerober Stoffwechsel (Atmung) angestrebt, da dieser wesentlich höhere Ausbeuten an Hefe erlaubt. Für die Energiebereitstellung wird also Zucker ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ ) mit Sauerstoff zu  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$  oxidiert, wie in Gleichung (3) dargestellt. Zusätzlich zur Energiebereitstellung dient Zucker auch als Kohlenstoffquelle für die Bildung der Hefe ( $\text{CH}_a\text{O}_b\text{N}_c$ ), siehe Gleichung (4). Der für die Hefebildung nötige Stickstoff muss in Form von Nährstoffen zugegeben werden.



Um Atmung zu gewährleisten wird einerseits intensiv belüftet, andererseits wird das Substrat im Zulaufverfahren zugeführt. Dies verhindert eine Hemmung der Atmung durch zu hohe Glukosekonzentrationen („Crabtree“-Effekt) [Dellweg, 1987]. Als Substrat kann die konventionelle Hefe ausschliesslich monomere C6 Zucker nutzen.

Bei lignozellulosen Rohstoffen wird ebenso eine Produktion der Hefe vor Ort angestrebt [Aden et al., 2002, Sassner et al., 2008]. Als Substrat wird üblicherweise eine Mischung aus vorbehandelter Biomasse sowie zugekaufter Zuckermelasse verwendet. Insbesondere bei Stroh ist die Zugabe von Zuckermelasse nötig, da in der vorbehandelten Biomasse der Anteil an monomeren C6 Zuckern sehr gering ist. Das Verwenden der vorbehandelten Biomasse

hat den Vorteil, dass sich die Hefe an das leicht toxische Substrat gewöhnen kann und die anschließende Bioethanolfermentation besser läuft [Rudolf *et al.*, 2005]. Auch bei lignozellulosen Rohstoffen ist das Zulaufverfahren günstig. Sowohl bei konventionellen als auch bei lignozellulosen Rohstoffen betragen die massenbezogenen Ausbeuten nach (4) ca. 0,5 kg Hefe / kg C6 Zucker [Dellweg, 1987, Rudolf *et al.*, 2005].

#### 2.2.2.4 Enzymproduktion

Für die enzymatische Hydrolyse der vorbehandelten Biomasse wird ein Zellulase Enzymmix verwendet. Ein Maß für die Wirksamkeit des Enzyms ist die Enzymaktivität. Sie wird allgemein in *Unit* gemessen und gibt an wie viel Substrat je Zeiteinheit umgesetzt werden. Für Zellulasen wird die Einheit Filter paper unit (FPU) verwendet. Typische Werte für spezifische, also auf die Enzymmasse bezogene Aktivität sind im Bereich sind nach [Esterbauer *et al.*, 1991] 500-1000 FPU/g.

Lange Zeit waren die Kosten für Enzyme der Hauptgrund für die Unwirtschaftlichkeit der enzymatischen Produktion von Bioethanol aus Lignozellulose. Grund dafür war vor allem der im Vergleich zur konventionellen Bioethanolproduktion sehr hohe Bedarf an Enzymen. Durch intensive Forschungs- und Entwicklungskooperation zwischen den großen Enzymherstellern (Novozymes, Genencor) und dem US amerikanischen Departement of Energy (DoE) sind inzwischen die Kosten stark reduziert worden, was auch in Abbildung 9 erkennbar ist.

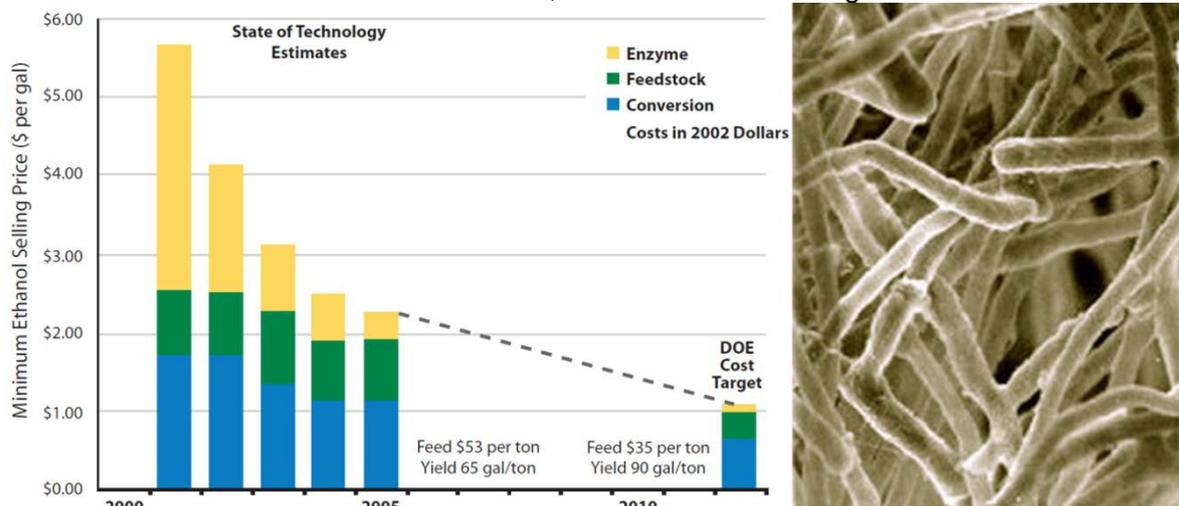
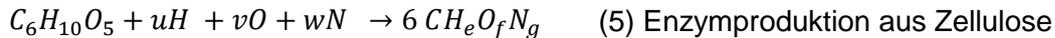


Abbildung 9: links: Entwicklung der Bioethanolkosten im Zeitraum 2000-2012. Enzyme werden zugekauft. Quelle: [(NREL), 2007]. rechts: *Trichoderma Reesei*.

Für die Produktion des Enzymmix wird der filamentöse Pilz *Trichoderma Reesei* verwendet (Abbildung 9, rechts). Dabei läuft zusätzlich zur Atmung (Gleichung (3)) Atmung und Biomassebildung (Gleichung (4)) Biomassebildung die Produktion und Sekretion des extrazellulären Enzymmix ( $CH_eO_fN_g$ ) ab (Gleichung (5)). Bei hyperproduzierenden Stämmen wird dabei bis zu 5-mal so viel Substrat für die Enzymbildung nach Gleichung (5) verwendet wie für die Biomassebildung nach Gleichung (4) Biomassebildung. Es ergeben sich dann Enzymausbeuten von ca. 0,33 kg Enzym/ kg Kohlenhydrat [Lynd *et al.*, 2002]. Der Enzymmix ist somit das Hauptprodukt der Fermentation und die gebildete Biomasse (*Trichoderma Reesei*) das Nebenprodukt.

Als Kohlenstoffquelle kann *Trichoderma Reesei* im Gegensatz zur Hefe zusätzlich zu monomeren C6 Zuckern auch monomere C5 Zucker, sowie Zellulose, Hemizellulose und Proteine umsetzen. Für die Expression der Enzyme ist es sogar notwendig, dass Zellulose vorhanden ist.

Der Stickstoffbedarf ist im Vergleich zur reinen Biomasseproduktion bei der Enzymproduktion wesentlich höher. Dies liegt am hohen Stickstoffgehalt des Enzyms. Entsprechend höher ist die Menge an Nährstoffen die zugegeben werden muss.



Üblicherweise werden die Enzyme von den großen Produzenten zugekauft. Es ergeben sich jedoch einige Vorteile, wenn man die Enzyme am Standort der Bioethanolproduktion mit vorbehandelter Biomasse als Substrat produziert („On-site Produktion“). Verwendet man vorbehandelte Biomasse als Substrat, so ist der Enzymmix maßgeschneidert für die vorbehandelte Biomasse. Bei On-site Produktion können außerdem die aufwendige Auftrennung, Reinigung, Konservierung und Transport des Enzympräparats entfallen. Untersuchungen haben ergeben, dass es vorteilhaft sein kann den ganzen bei der Fermentation entstehenden Enzymbrei für die Hydrolyse zu verwenden, da Teile des Enzymmix an das Mycel von *Trichoderma Reesei* gebunden sind [Kovács et al., 2009]. Vor- und Nachteile der On-site Produktion sind in Tabelle 5 aufgelistet.

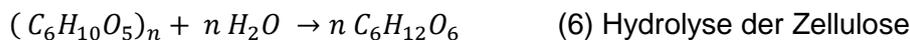
Tabelle 5: Vorteile und Nachteile der On-site Enzymproduktion.

Vorteile On-site	Nachteile On-site
+ Kein Transport	- Weniger Substrat für Bioethanol
+ Keine Trennung und Reinigung	- Zusätzliche Investition
+ Keine Lagerung	- Verbesserung schwieriger
+ Keine Stabilisierung	- Economies of scale
+ Maßgeschneidertes Enzym	- Geringere Ausbeuten/Produktivitäten
+ Gemeinsame Infrastruktur	- Noch nicht reif

Die Kosten der Enzyme bei On-site Produktion wurden von [Barta et al., 2010a] auf 0,42 - 0,53 Schwedische Kronen / l Bioethanol (0,05 - 0,06 €/l) geschätzt. Daraus kann man folgern, dass die On-site Produktion durchaus konkurrenzfähig zur zentralen Produktion durchaus ist. Bei letzterer werden die spezifischen Enzymkosten nach langjähriger Entwicklungsarbeit auf ca. 0,35 US\$/gal (0,07 €/l) geschätzt [Humbird and Aden, 2009].

### 2.2.2.5 Hydrolyse der vorbehandelten Biomasse und Bioethanol-Fermentation

Nach der Vorbehandlung wird die Biomasse neutralisiert und abgekühlt. Anschließend folgen enzymatische Hydrolyse (Gleichung (6)) und Bioethanol-Fermentation der Zucker (Gleichungen (7) und (8)).



Bei der Hydrolyse wirken die Enzyme als Katalysatoren werden also nicht verbraucht. Allerdings ist es schwierig die Enzyme vom Rest der Maische zu trennen, so dass sie meist nicht wiederverwendet werden. Das Ziel bei der Hydrolyse ist es, in möglichst kurzer Zeit, bei möglichst geringer Enzymbeladung und möglichst hohem Feststoffgehalt einen möglichst vollständigen Umsatz der Zellulose (Gleichung (6)) und eventuell noch nicht hydrolysiertes Hemizellulose zu Zuckern zu erreichen. Der Feststoffgehalt ist aus zwei Gründen sehr wichtig. Einerseits bewirkt eine Erhöhung des Feststoffgehalts bei sonst gleich bleibenden Parametern eine Verringerung des Reaktorvolumens und eine Reduktion der

Investitionskosten. Andererseits bewirkt ein hoher Feststoffgehalt eine hohe Zucker- und letztendlich Bioethanolkonzentration. Diese ist wichtig um den Energiegehalt in der Destillation gering zu halten. Leider sinken die Umsatzraten mit dem Feststoffgehalt, da mit dem Feststoffgehalt auf die Konzentration an inhibierenden Substanzen zunimmt. Nicht gewaschene oder entgiftete Biomasse kann bis zu einem Feststoffgehalt von 10-12% WIS (water insoluble solids) gut hydrolysiert und fermentiert werden [Sassner *et al.*, 2008, Aden *et al.*, 2002]. Wird die Biomasse vor der Hydrolyse von der Flüssigfraktion getrennt und gewaschen, so sind Feststoffgehalte bis 25% WIS möglich [Larsen *et al.*, 2008]. Beim Waschen gehen allerdings auch durch die Vorbehandlung gelöste Zucker (v.a. der Hemizellulose aber auch der Zellulose) verloren, wodurch die Prozessausbeuten geringer sind.

Die Enzymbeladung in der Hydrolyse wird üblicherweise auf den Feststoff oder auf die Zellulose bezogen als Aktivität (Filter paper units, FPU) angegeben, also z.B. FPU/g WIS oder FPU/g Zellulose. Ein typischer Wert sind hier 12-15 FPU/g [Aden *et al.*, 2002, Sassner *et al.*, 2008].

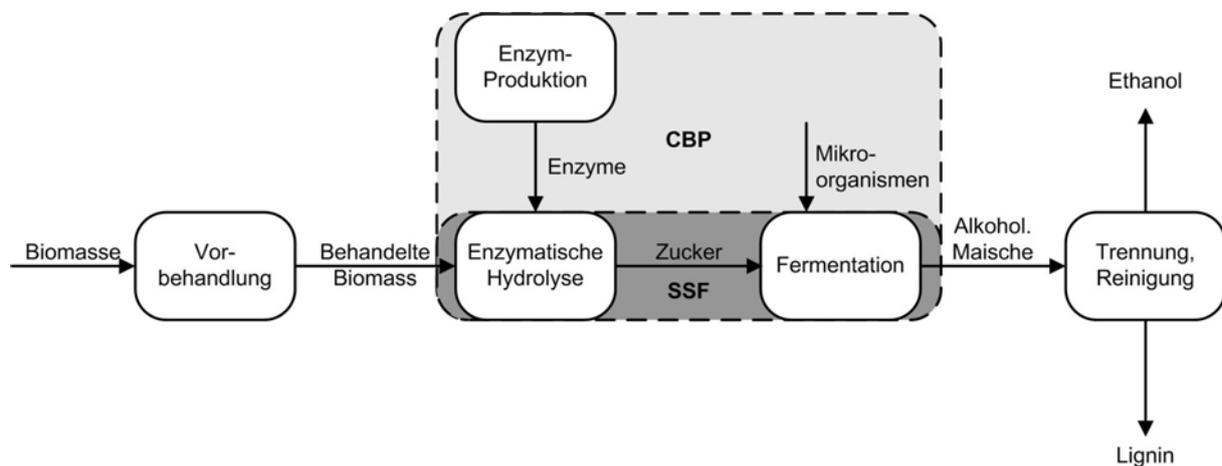


Abbildung 10: Integration von Hydrolyse und Fermentation. Separate Hydrolysis and Fermentation, SHF. Simultaneous Saccharification and Fermentation, SSF. Consolidated Bioprocessing, CBP.

Bei der Bioethanolverfermentation werden monomere Zucker durch Mikroorganismen nach Gleichungen (7) und (8) zu Bioethanol umgesetzt. Aus 1 kg Zucker kann man also theoretisch 0,51 kg Bioethanol und 0,49 kg CO<sub>2</sub> gewinnen. In der Praxis werden allerdings auch Biomasse (Gleichung (4)) und andere Stoffwechselprodukte, wie Glycerol und Milchsäure produziert. Bei guter Prozessführung können jedoch mehr als 90% der Zucker zu Bioethanol umgesetzt werden [W.M. Ingledew and Kluhsies, 2009]. Entsprechend der Biomassebildung müssen Nährstoffe zugegeben werden.

Bei stärke- und zuckerhaltigen Rohstoffen wird die Fermentation mit Bäckerhefe (*Saccharomyces Cerevisiae*) durchgeführt. Diese ist gut erforscht, sehr stabil, resistent gegen toxische Komponenten und erreicht in relativer kurzer Zeit hohe Umsätze mit hoher Produktspezifität (Bioethanol). Ein großer Nachteil bei lignozellulosen Rohstoffen, vor allem bei Stroh ist allerdings, dass sie C5 Zucker nicht verstoffwechseln kann. Gleichung (8) läuft also nicht ab. Durch das rege Interesse an lignozellulosen Rohstoffen für die Bioethanolproduktion wurde in den letzten Jahren intensiv daran gearbeitet einen Mikroorganismus zu finden bzw. zu generieren, der sowohl die oben genannten günstigen Eigenschaften der Hefe besitzt und auch C5 Zucker nutzen kann [Hahn-Hägerdal *et al.*, 2007]. Dabei sind verschiedene Strategien denkbar, auf jedem Fall sind genmanipulierte

Mikroorganismen (GMO) nötig. Nichts desto trotz ist heute die industrielle C5-Fermentation noch nicht Stand der Technik.

Traditionell wurden Hydrolyse und Fermentation wie auch bei konventionellen Rohstoffen als getrennte, aufeinander folgende Schritte durchgeführt. Man spricht von getrennter Hydrolyse und Fermentation (Separate Hydrolysis and Fermentation, SHF). Diese hat den Vorteil, dass man für den jeweiligen Schritt die Prozessbedingungen (T, pH,...) optimal einstellen kann. Allerdings ist die Hydrolyse Endprodukt-inhibiert, d.h. die Enzyme werden durch die freigesetzten Zucker inhibiert [Hahn-Hägerdal *et al.*, 2006]. Dieses Problem kann behoben werden, indem man die Hydrolyse und Fermentation gleichzeitig, in einem einzigen Reaktor durchführt (Simultaneous Saccharification and Fermentation, SSF). Das Verwenden von nur einem Reaktor wirkt sich auch positiv auf die Investitionskosten des Prozesses aus. Ein Nachteil der SSF ist allerdings, dass ein Rückführen oder Rückhalten der Hefe nicht möglich ist, da diese mit unlöslichen Feststoffen (v.a. Lignin) vermengt wird. Würde es gelingen, die Bioethanol-fermentierenden Mikroorganismen so zu modifizieren, dass sie auch die für die Hydrolyse nötigen Enzyme selbst zu produzieren, so könnte man einen weiteren Reaktor und damit Investitionskosten einsparen. Diese Technologie wird Consolidated Bioprocessing (CBP) genannt [Lynd *et al.*, 2005]. Sowie die C5-Fermentation erfordert diese Technologie den intensiven Einsatz der Gentechnik und ist noch nicht Stand der Technik. Die Integrationsmöglichkeiten von Hydrolyse und Fermentation sind in Abbildung 10 abgebildet. Zurzeit gilt SSF als die attraktivste und wahrscheinlichste Variante.

#### **2.2.2.6 Nährstoffe für die biotechnologischen Prozessschritte**

Ganz allgemein wird bei jeder biotechnologischen Produktion ein kohlenstoffhaltiges Substrat (Kohlenstoffquelle) von Mikroorganismen in wässriger Umgebung zu kohlenstoffhaltigen (Stoffwechsel)Produkten umgesetzt. Bei den hier betrachteten Prozessen wird im konkreten die vorbehandelte Biomasse als Kohlenstoffquelle von den Mikroorganismen *S. cerevisiae* (Hefe) und *T. Reesei* zu den Produkten Hefe, Enzym und in erster Linie Bioethanol umgesetzt, wobei sich die Produktion von Hefe von der Produktion von Enzym und Bioethanol unterscheidet, da bei der Hefeproduktion der Mikroorganismus selbst das Produkt ist. Da die Mikroorganismen selbst neben Kohlenstoff, Sauerstoff und Wasserstoff noch andere Elemente enthalten (N, P, S, Mineralien und Spurenelemente) und bei der biotechnologischen Produktion wachsen und sich vermehren ist die Zugabe von diesen anderen Elementen (Nährstoffen) notwendig. Bei der Enzymproduktion kommt hinzu, dass das Produkt selbst einen dieser Nährstoffe, Stickstoff, enthält.

Für die Wirtschaftlichkeit von biotechnologischen Prozessen ist es von großer Wichtigkeit, dass die Nährstoffe einerseits gewährleisten, dass die gewünschten Reaktionen möglichst vollständig und schnell ablaufen und dass andererseits die Kosten für Nährstoffe gering sind, wobei letzteres vor allem bei der Produktion von niedrigpreisigen Massenprodukten wie Treibstoff/Bioethanol es ist, entscheidend ist.

Eine günstige Option zur Bereitstellung der entscheidenden Nährstoffe stellt Maisquellwasser (Corn steep liquor, CSL) dar. CSL ist ein Nebenprodukt der Stärkeproduktion und zeichnet sich durch einen hohen Gehalt an Protein (Stickstoff) aus. Weiters enthält CSL wichtige Mineralien und Vitamine. Für die Bioethanolproduktion ist CSL ein sehr gut geeigneter Nährstoff [Aden *et al.*, 2002]. Die Zusammensetzung von CSL ist in Anhang 5.2 dargestellt

Da CSL relativ wenig Phosphor enthält ist eine Ergänzung mit Diammonium(hydrogen)phosphat (DAP,  $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ ) ratsam. DAP ist eine günstige Quelle sowohl für Stickstoff als auch Phosphor und stellt die Nährstoffe in einer Form zur Verfügung, wie sie von *S. cerevisiae* und *T. Reesei* gut aufgenommen werden können. DAP enthält pro g ca. 0,21 g N und 0,23 g P.

Sollte Phosphor unabhängig von Stickstoff zugegeben werden, so ist DAP nicht geeignet. Dies kann zum Beispiel bei der Biogasproduktion oder der Aeroben Abwasserreinigung der Fall sein. Hier kann Phosphorsäure ( $H_3PO_4$ ) verwendet werden. Ein g  $H_3PO_4$  enthält ca. 0,32 g Phosphor.

Da konventionelle Hefe nur C6 Zucker umsetzen kann und vorbehandelte Biomasse nur sehr geringe Mengen an monomeren C6 Zuckern enthält ist bei der Hefeanzucht nicht nur die Zugabe von Nährstoffen nötig, es muss auch eine zusätzliche Kohlenstoffquelle zur Verfügung gestellt werden (siehe Abschnitt 2.2.2.3). Ein günstiges und gut geeignetes Substrat hierfür ist Rübenmelasse. Die Zusammensetzung von Rübenmelasse ist in Anhang 5.2 dargestellt.

### **2.2.2.7 Bioethanolabtrennung und -reinigung:**

Fermentiert man vorbehandelte Biomasse im SSF-Verfahren mit einem WIS-Gehalt von 10-12 w/w%, so erhält man je nach Rohstoff typischerweise eine alkoholische Maische mit ca. 4-5 w/w% Bioethanol. Zusätzlich enthält die Schlempe vor allem Wasser, aber auch eine große Menge an ungelösten und gelösten Feststoffen sowie flüssige Abbau- und Fermentationsnebenprodukte und gelöstes  $CO_2$ .

Unter die gelösten Feststoffe fallen:

- Nicht umgesetzte Zucker
- Enzyme
- Extraktstoffe
- Teile des Proteins der Pflanze
- Lösliche Anteile der Asche der Biomasse
- Andere lösliche anorganische Komponenten (Schwefel aus der Vorbehandlung,  $NH_4OH$ )
- Lösliches Lignin

Ungelöst liegen vor:

- Lignin
- Nicht umgesetzte Zellulose
- Nicht umgesetzte Hemizellulose
- Mikroorganismen
- Unlösliche Anorganische Komponenten

Um aus dieser hoch-komplexen Mischung Bioethanol abzutrennen ist die Mehrkolonnendestillation das am besten geeignete Verfahren. Abgesehen vom gelösten  $CO_2$  ist Bioethanol die Komponente mit dem höchsten Dampfdruck und kann folglich am relativ einfach von den anderen Komponenten abgetrennt werden. Der geringe Gehalt an Bioethanol sowie die hohe Beladung mit Feststoffen machen jedoch die Destillation von Maischen aus lignozellulosen Rohstoffen herausfordernd. So kann der hohe Feststoffanteil zum Verstopfen der einzelnen Stufen der Destillation („fouling“) führen. Speziell entwickelte Einbauten können dies jedoch verhindern (siehe Abbildung 11, links). Der im Vergleich zur konventionellen Bioethanolproduktion (8-10%) geringe Bioethanolgehalt (ca. 4%) hat neben dem erhöhten Energieverbrauch auch zur Folge, dass bei gleicher Produktmenge die Destillationskolonnen die ca. doppelte Menge an Zulauf bewältigen müssen und entsprechend größer sind, was sich letztlich in den Kosten niederschlägt. Die in Abbildung 11 rechts dargestellte Energieverbrauchskurve verdeutlicht wie oben erwähnt, die Wichtigkeit eines hohen Feststoffgehalts in der SSF.

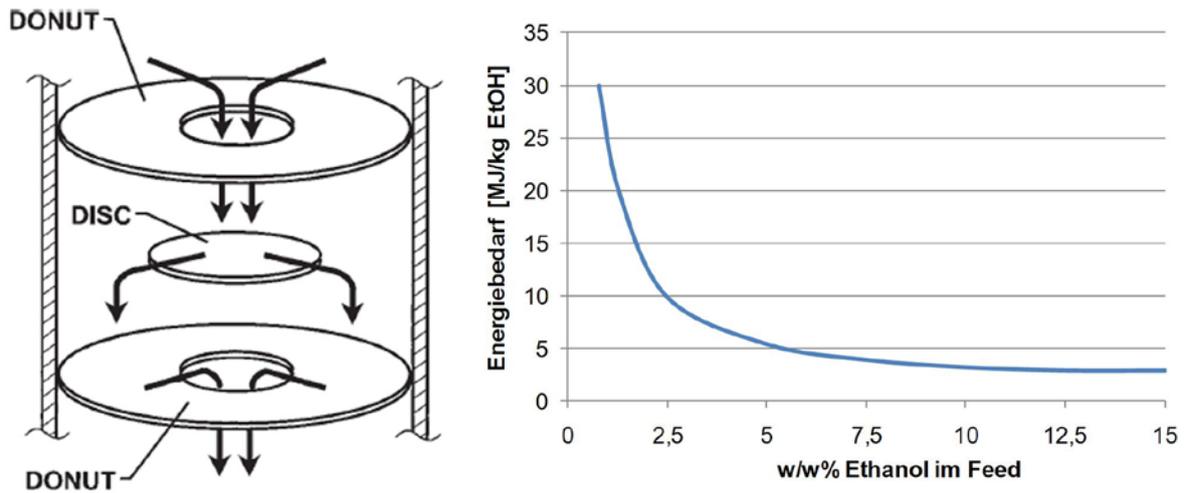


Abbildung 11: Links: Spezielle Einbauten für die Destillation von Maischen mit hohem Feststoffgehalt [W.M. Ingledew and Kluhsies, 2009]. Rechts: Energiebedarf der Destillation in Abhängigkeit von der Bioethanolkonzentration, adaptiert aus [Zacchi and Axelsson, 1989].

Um den Energieverbrauch der Destillation zu senken ist es üblich mehrere Kolonnen zu verschalten [Sassner *et al.*, 2008, Aden *et al.*, 2002]. In der Stripperkolonne wird Bioethanol möglichst verlustfrei von den Feststoffen und einem großen Teil des Wassers und anderen weniger flüchtigen Substanzen getrennt. Das vorgereinigte Bioethanol-Wasser Gemisch wird am Kopf oder einem Seitenabzug gewonnen und in der Rektifizierkolonne auf knapp unter die azeotrope Zusammensetzung (95,6 w/w% Bioethanol) konzentriert. Für eine weitere Konzentrierung auf Treibstoffqualität sind eine Reihe verschiedener Methoden möglich, wobei die Druckwechseladsorption (Pressure Swing Adsorption, PSA) mit Zeolithen die Standardmethode in der Bioethanolindustrie ist [W.M. Ingledew and Kluhsies, 2009]. Dabei werden bei hohen Drücken kleinere Wassermoleküle selektiv in den Poren eines Zeolithbetts gebunden. Größere Bioethanolmoleküle können nicht eindringen (Molekularsieb) und werden nicht adsorbiert. Bioethanol verlässt das Bett mit sehr hoher Reinheit (>99,9%). Bei geringen Drücken wird Wasser aus dem Bett desorbiert und das Bett so für eine weitere Adsorption regeneriert. Dazu verwendet man einen Teil des gereinigten Bioethanols. Die bei der Regenerierung entstehende Mischung (ca. 70 w/w% Bioethanol) enthält 15-40% des zugeführten Bioethanols und sämtliches Wasser und wird nach Kondensation in die Rektifizierkolonne zurückgeführt. Für den kontinuierlichen Betrieb ist es nötig zwei Betten zu verwenden, die abwechselnd adsorbieren und regeneriert werden. Die PSA wird üblicherweise in der Dampfphase betrieben, wobei das Kopfprodukt der Rektifikation noch ein wenig über die Siedetemperatur erhitzt wird. Der thermische Energieverbrauch dafür ist aber im Vergleich zur Destillation sehr gering. Der elektrische Energieverbrauch für Pumpen beträgt ca. 0,005-0,008 kWh/l Bioethanol (ca. 20-30 kJ/l) [W.M. Ingledew and Kluhsies, 2009]. Das hoch-reine Bioethanolprodukt wird kondensiert und gekühlt und ist nach Vergällung bereit für den Einsatz als Treibstoff bzw. Treibstoffzusatz.

### 2.2.2.8 Aufbereitung der Schlempe und Nebenproduktgewinnung

Als Schlempe bezeichnet man die von Bioethanol befreite Mischung aus Feststoffen, geringer flüchtigen Substanzen und Wasser, die man im Sumpf der Kolonnen erhält. Mengenmäßig übertrifft sie das alkoholische Produkt bei weitem und entsprechend hoch ist auch das stoffliche und energetische Potenzial der enthaltenen Stoffe. Neben der optimalen Nutzung dieses Potenzials ist ein weiteres Ziel der Aufbereitung der Schlempe die Rückgewinnung des Prozesswassers. Energieaufwand und Kosten sollten dabei möglichst

gering sein und die Trennung von Wasser und anderen Stoffen möglichst vollständig. Als erster Schritt kann eine Abtrennung der ungelösten Feststoffe erfolgen.

#### 2.2.2.8.1 Fest-Flüssig-Trennung

Die unlösliche Fraktion der Schlempe enthält folgende Substanzen:

- Lignin
- Nicht umgesetzte Zellulose und Hemizellulose
- Mikroorganismen (v.a. Hefe)
- Unlösliche Anorganische Substanzen

Zur Abtrennung unlöslicher Substanzen aus wässrigen Lösungen ist die Anwendung mechanische Verfahren vorteilhaft. Der Energieaufwand ist meist relativ gering und eine effektive Trennung ist möglich. Bei der mechanischen Abtrennung unlöslicher Substanzen aus lignozellulösen Schlempen hat sich der Einsatz von pneumatische Filterpressen bewährt [Sassner *et al.*, 2008, Aden *et al.*, 2002]. Mit diesen mit Druckluft betriebenen Pressen kann man Feststoffgehalte bis zu 55% WIS bei einer Wiederfindung >99,5% erreichen [Aden *et al.*, 2002]. Ein weiterer Vorteil dieser Pressen ist es, dass sie bei erhöhtem Druck und dadurch bei Temperaturen über der Siedetemperatur des Wassers bei Atmosphärendruck (100°C) betrieben werden können [Nagle *et al.*, 2002]. So kann ein Abkühlen der heißen Schlempe vor der Trennung und ein allfälliges wieder Aufheizen bei thermischer Aufarbeitung der Flüssigfraktion entfallen, was den Energiebedarf des Prozesses und den apparativen Aufwand (Wärmeübertrager) senkt. Es sei an dieser Stelle erwähnt, dass die Trennung von Feststoff und Flüssigkeit auch direkt nach der Vorbehandlung angewendet werden kann. Dadurch werden toxische und nicht fermentierbare Substanzen entfernt und die SSF kann mit höherem Feststoffgehalt betrieben werden (vgl. Absatz 2.2.2.5 und 2.4).

#### 2.2.2.8.2 Eindampfung

Eindampfung ist ein Standardverfahren für die Trennung von Wasser bzw. Lösungsmitteln und darin gelösten Feststoffen. Wasser wird verdampft und ggf. getrennt vom bei der Verdampfung zurückbleibenden Feststoff kondensiert. Neben dem Lösungsmittel werden auch andere flüchtige Substanzen verdampft. Das entstehende Dampfgemisch bezeichnet man als Brüden, die zurückbleibende Lösung als Konzentrat. Bei der Eindampfung von lignozellulösen Schlempen können die neben dem Wasser in den Brüden enthaltenen flüchtigen Substanzen (Furfural, Essigsäure, HMF, ...) auf Grund ihrer toxischen Wirkung ein direktes Rückführen des Wassers in den Prozess (z.B. in die SSF) unmöglich machen. Untersuchungen haben allerdings gezeigt, dass die Brüden, die bei der Verdampfung von FichtenBioethanol-Schlempe gewonnen werden problemlos in den Prozess rückgeführt werden können [Larsson *et al.*, 1997]. Bei einer Kreislaufschließung kommt es allerdings zur Aufkonzentrierung der toxischen Substanzen, was in experimentell nicht untersucht wurde.

Da bei der Verdampfung ein Teil der zulaufenden Lösung die Phase wechselt muss die Phasenänderungswärme (Verdampfungsenthalpie) durch Heizdampf zugeführt werden, der Energieaufwand ist entsprechend hoch. Um den Energieaufwand bei der Verdampfung zu senken können verschiedene Maßnahmen angewandt werden. Die gängigste ist die Mehrstufige Verdampfung. Dabei ersetzen die Brüden, die in der ersten Stufe entstehen in der darauffolgenden Stufe den Heizdampf. Um Wärme zu übertragen muss zwischen zu verdampfender Lösung und Heizdampf ein Temperaturunterschied (ca. 5-10°C) bestehen. Um dies zu gewährleisten werden die einzelnen Stufen bei unterschiedlichen Drücken betrieben. Durch mehrstufige Verdampfung wird der Energieaufwand bei zwei Stufen in etwa halbiert. Bei steigender Anzahl wird die Energieeinsparung durch eine zusätzliche Stufe jedoch immer geringer, während die Investitionskosten linear steigen. Die optimale Anzahl der Stufen erhält man durch Minimierung der Summe aus Investitionskosten und Betriebskosten.

Eine weitere Möglichkeit zur Reduktion des Energieaufwands bei der Verdampfung ist die Brüdenkompression. Dabei werden die bei der Verdampfung entstehenden Brüden der Verdampferstufe komprimiert (d.h. auf höheren Druck und damit höhere Temperatur gebracht) und derselben Stufe als Heizdampf zugeführt. Die Kompression kann mechanisch und thermisch erfolgen, entsprechend spricht man von mechanischer (mechanical vapour recompression, MVR) und thermischer (thermal vapour recompression, TVR) Kompression. Eine detailliertere Beschreibung der mehrstufigen Verdampfung, der Kompressionstechnologien, technischer Hindernisse und verwendete Apparate findet man in der einschlägigen Fachliteratur [Mersmann *et al.*, 2005, Billet, 1981].

### 2.2.2.8.3 Trocknung

Im Allgemeinen bezeichnet man mit Trocknen das Verfahren bei dem Feuchtigkeit von einem Trägerstoff abgetrennt wird. Im speziellen ist der Trägerstoff die unlöslichen Teile der Schlempe und die abzutrennende Feuchtigkeit ist Wasser. Zur Trocknung sind eine Vielzahl von Apparaten und Techniken verfügbar, die hier nicht im Detail beschrieben werden können. Einen guten Überblick findet man in der einschlägigen Fachliteratur [Mersmann *et al.*, 2005].

Bei der Trocknung der festen Teile der lignozellulösen Schlempe bietet sich die Trocknung mit überhitztem Dampf an (Superheated Steam Drying) [Sassner *et al.*, 2008].

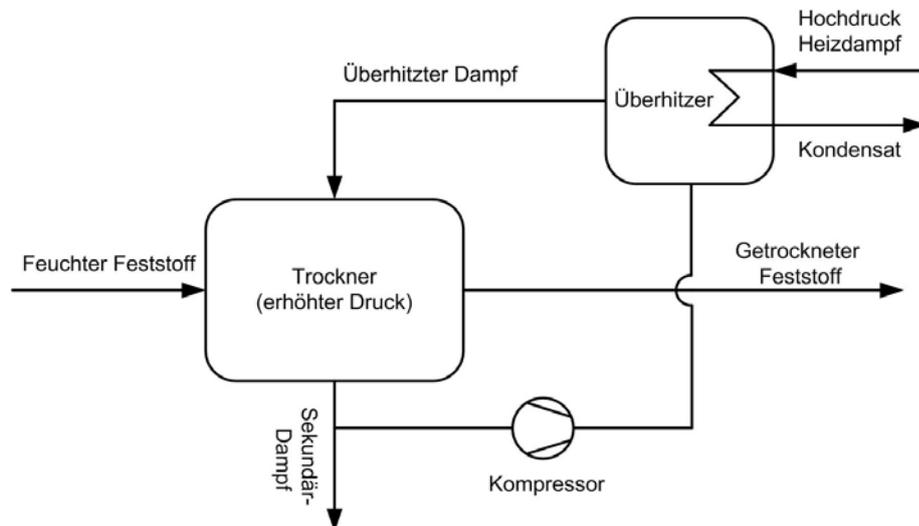


Abbildung 12: Schematische Darstellung der Trocknung mit überhitztem Dampf (Superheated Steam Drying) [GEA Barr Rosin, 2011]

Als Trocknungsmedium dient, wie der Name verrät, überhitzter Dampf. Dieser wird in direkten Kontakt mit dem Trockengut gebracht und kühlt sich dabei auf die Sättigungstemperatur ab. Durch die dabei frei werdende Wärme wird Wasser des feuchten Feststoffs verdampft. Es entsteht gesättigter Sekundärdampf. Ein Teil dieses Sekundärdampfs wird rückgeführt, im Überhitzer mit Hochdruck-Heißdampf überhitzt um im nächsten Durchlauf als Trocknungsmedium zu dienen. Überschüssiger Sekundärdampf wird entnommen und kann als an anderer Stelle im Prozess als Heizmedium verwendet werden. Das Prinzip dieser Trocknerbauart ist in **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.** dargestellt.

Durch den Sekundärdampf wird ein großer Teil der für die Trocknung benötigten Energie auf einem geringeren Druckniveau wieder gewonnen, was sich auf den Gesamtenergiebedarf des Prozesses sehr günstig auswirkt. Wenn kurze Verweilzeiten gewährleistet werden können ist trotz der hohen Temperaturen auch eine Trocknung von temperaturempfindlichen

Feststoffen möglich. Bei einer thermischen Nutzung des Feststoffs ist dies jedoch nicht von Bedeutung.

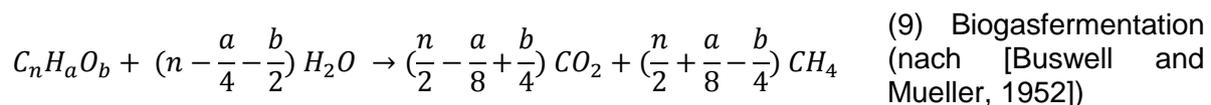
### 2.2.2.9 Biogasfermentation und Aufbereitung

Eine Möglichkeit das energetische Potenzial der Schlempe zu nutzen ist die Biogasfermentation. Durch Steam Explosion und enzymatische Hydrolyse ist das Material gut aufgeschlossen und enthält für den Fall, dass die Fermentation mit *S. cerevisiae* erfolgte v.a. bei Stroh noch hohe Anteile an C5 Zuckern. Aber auch andere Bestandteile, wie Proteine, Extractives und auch die für Hefe toxischen Komponenten können von anaeroben Mikroorganismen gut zu Biogas umgesetzt werden.

Biogas ist eine Mischung aus v.a. CO<sub>2</sub> und CH<sub>4</sub> und wird üblicherweise in Blockheizkraftwerken zur Strom- und Wärmegewinnung genutzt. Alternativ kann Biogas durch Abtrennung von CO<sub>2</sub> und Verunreinigungen auf Erdgasqualität aufbereitet werden und ins Erdgasnetz eingespeist werden oder Erdgas in Tankstellen ersetzen.

#### 2.2.2.9.1 Biogasfermentation

Die Bildung von CO<sub>2</sub> und CH<sub>4</sub> aus organischem Material kann mit Gleichung (9) beschrieben werden. Die tatsächlich ablaufenden Vorgänge sind wesentlich komplexer, können aber an dieser Stelle nicht beschrieben werden. Es sei auf die Fach-Literatur verwiesen z.B. [Bischofsberger *et al.*, 2009].



Neben den Produkten der vereinfachten Gleichung (9) enthält Biogas noch Wasserdampf, und je nach Substrat H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub>, Kohlenwasserstoffe, Siloxane und andere Minorkomponenten [Urban *et al.*, 2009]. Außerdem kommt es bei der Biogasfermentation zur Bildung von Biomasse (Anaerobschlamm). Diese verlässt den Fermenter gemeinsam mit unvergorenen Substanzen als sog. Gärrest.

Ein in der Anaerobtechnik sehr häufig verwendeter Parameter ist der chemische Sauerstoffbedarf (CSB, engl. COD). Der CSB ist ein Summenparameter und ein Maß für die Menge an abbaubaren organischen Substanzen. Er gibt an wie viel Sauerstoff (O<sub>2</sub>) für eine vollständige Oxidation der Biomasse nötig wäre. Der CSB wird häufig als Konzentration (g/l) angegeben und ist auch ein Maß für den Energieinhalt eines Biomassestroms. Nach Gleichung (9) erhält man pro kg CSB<sub>abgebaut</sub> ca. 350 l<sub>n</sub> Methan. Der CSB hat viele praktische Anwendungen. So wird er z.B. zur Bestimmung des Nährstoffsbedarfs der anaeroben und auch aeroben Mikroorganismen herangezogen. Typische Werte für den anaeroben Abbau sind: CSB<sub>abgebaut</sub>:N:P = 1000:5:1 bis 350:5:1 [Bischofsberger *et al.*, 2009]. Weiters kann der CSB verwendet werden um grob die Menge an entstehender Biomasse abzuschätzen. Hier liegen die Werte im Bereich 0,03-0,15 kg Schlamm / kg CSB<sub>abgebaut</sub> [Wilkie, 2008]. Außerdem wird er bei der Reaktorauslegung alternativ zur organischen Trockensubstanz (oTR) als Maß für die Raumbelastung verwendet. Die Einheit ist hier kg CSB/m<sup>3</sup> d.

Bei der Biogasfermentation von lignozellulöser Schlempe dient die Biogasfermentation zwei Zwecken. Einerseits wird ein Teil des energetischen Potenzials der Schlempe in ein etabliertes (Zwischen-)Produkt umgewandelt und andererseits dient die Biogasfermentation zur Vorreinigung des Abwassers. Kombiniert mit einer Fest-Flüssig-Trennung (**Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.**) und einer auf den anaeroben Abbau folgenden Aerobstufe kann die Biogasfermentation eine Energieintensive Eindampfung zur Rückgewinnung von Prozesswasser ersetzen [Barta *et al.*, 2010b] bzw. ergänzen [Aden *et al.*, 2002]. Ein Vorteil der Biogasfermentation, im Vergleich zu anderen Arten der

Schlempenutzung ist, dass Nährstoffe im Anaerobschlamm zurückbleiben und so dem Ökosystem wieder zugeführt werden können. Dies kann beim Anbau der Biomasse die Menge an mineralischem Dünger reduzieren und sich so auf vorteilhaft auf die Ökobilanz auswirken.

Prinzipiell bestehen drei Möglichkeiten eine Biogasfermentation in die Bioethanolproduktion aus Lignozellulose zu integrieren. Diese sind schematisch in Abbildung 13 dargestellt. Die Aerobstufe, die in allen drei Fällen auf die Biogasfermentation folgen muss um Wasser in den Prozess rückführen zu können ist in Abbildung 13 nicht angeführt.

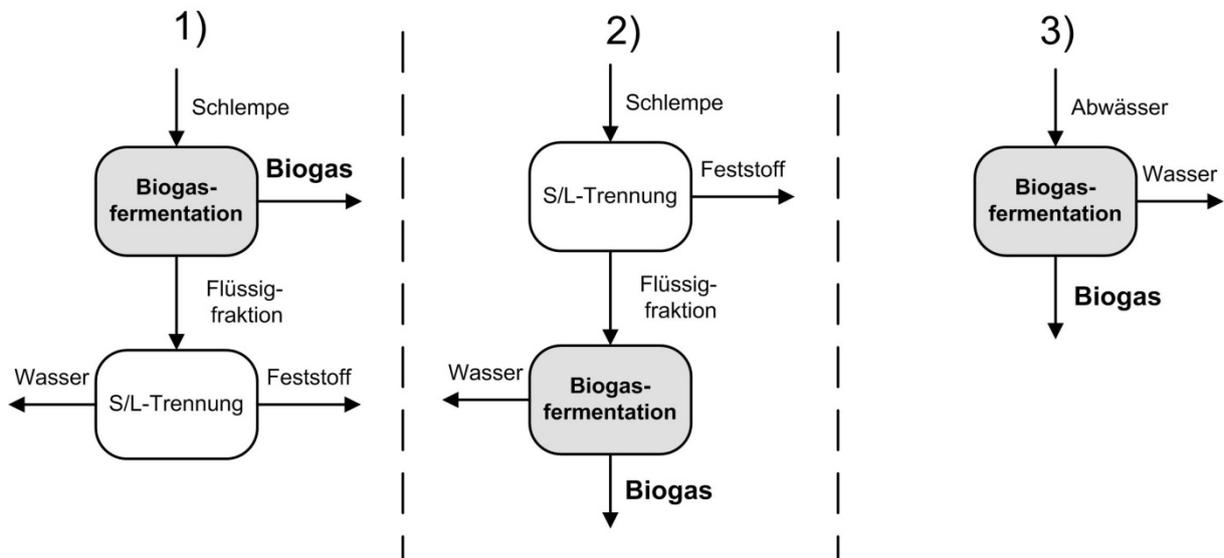


Abbildung 13: Integrationsmöglichkeiten von der Biogasfermentation und Bioethanolproduktion aus Lignozellulose 1) gesamte Schlempe [Barta et al., 2010b], 2) nur Flüssigfraktion der Schlempe [Barta et al., 2010b], 3) nur Abwässer [Aden et al., 2002]

In Fall 1) wird die gesamte Schlempe inklusive unlöslichen Feststoffen dem Biogasfermenter zugeführt. Dementsprechend können nur Reaktoren verwendet werden, die man mit unlöslichen Feststoffen beschicken kann. Die Reaktortypen die im Fall einer Anaeroben Abwasserreinigung eingesetzt werden (siehe unten) können in diesem Fall nicht zum Einsatz kommen. Diese Variante hat das höchste BiogasPotenzial (CSB) allerdings ist zu erwarten, dass die höchsten Verweilzeiten und der schlechteste Abbaugrad erzielt werden. Dies liegt einerseits an den beschränkten Möglichkeiten in puncto Reaktortechnik und andererseits an der schlechten Abbaubarkeit der unlöslichen Feststoffe (Lignin, Zellulose, Hemizellulose). Im Fall 2) werden die unlöslichen Bestandteile der Schlempe vor der Biogasfermentation abgetrennt. Das Biogaspotenzial (CSB) verringert sich dadurch im Vergleich zu Fall 1), allerdings sind höhere Abbaugrade zu erwarten und die Reaktoren der Abwassertechnik können eingesetzt werden. Daher wird Fall 2) als am vielversprechendsten eingeschätzt. Im Fall 3) wird nicht ein Teil der Schlempe oder die gesamte Schlempe als Substrat eingesetzt, sondern diverse Abwässer die im Prozess anfallen. Diese können unter Umständen auch das Brüdenkondensat enthalten, wenn dieses für eine direkte Rückführung in den Prozess zu stark verunreinigt ist [Aden et al., 2002]. Fall 3) ist als alleinige Methode nicht geeignet um das energetische Potenzial der Schlempe zu nutzen.

Wie bereits erwähnt hängt die Wahl des Reaktors vom Substrat ab [Kaltschmitt et al., 2009, Bischofsberger et al., 2009]. Im Fall 1) enthält das Substrat unlösliche Feststoffe. Ein Rückhalt der Biomasse ist daher nicht möglich und die hydrodynamische Verweilzeit im Reaktor muss mindestens gleich groß sein wie die Verdoppelungszeit der Mikroorganismen, andernfalls kommt es zur Auswaschung der Mikroorganismen. Folglich sind nur relativ geringe Raumbelastungen möglich [Bischofsberger et al., 2009]. Im Fall 2) und 3) sind keine

unlöslichen Feststoffe enthalten. Daher können Reaktoren mit Biomasserückhalt – oder Rückführung verwendet werden. Ein besonders oft eingesetztes Verfahren in der Abwassertechnik ist der sog. Schlammbedtreaktor (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB-Reaktor), der schematisch links in Abbildung 14 dargestellt ist. Hier die flüssige Biomasse dem Reaktor von unten zugeführt und die anaeroben Mikroorganismen als Bett im unteren Teil des Reaktors zurückgehalten. Rechts in Abbildung 14 sind Betriebsdaten für die Mesophile Biogasfermentation von Zuckerrohr- und Zuckerrübenmelasse dargestellt. Für lignozellulose Schlempen sind wesentlich weniger Daten vorhanden. Die Ähnlichkeit des Substrats macht jedoch Rückschlüsse zulässig. Wie man sehen kann werden mit UASB-Reaktoren Raumbelastungen (organic loading rate, OLR) >20 und Behandlungswirkungsgrade (treatment efficiencies) bis 85% (CSB) erreicht.

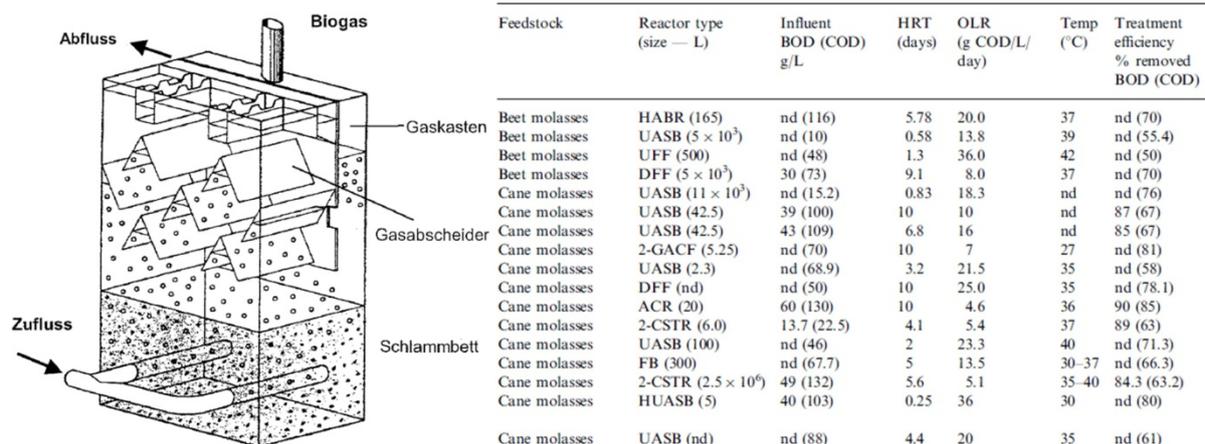


Abbildung 14: Links: Schema des UASB-Reaktors. Quelle: [Bischofsberger et al., 2009], Rechts: Betriebsdaten für die Mesophile Biogasfermentation von Zuckerrohr- und Zuckerrübenmelasse. Quelle [Wilkie et al., 2000].

Eine Besonderheit bei lignozellulosen Schlemmen stellt der durch die Vorbehandlung eingebrachte Schwefel dar. Dieser hat bei der Biogasfermentation zwei Effekte. Erstens ist die H<sub>2</sub>S Bildung gegenüber der CH<sub>4</sub>-Bildung thermodynamisch bevorzugt, d.h. Schwefel im Substrat hat eine Reduktion der CH<sub>4</sub>-Ausbeute zur Folge. Zweitens kann Sulfid-Inhibition, eintreten. D.h. entstehendes H<sub>2</sub>S hemmt die Methanbakterien. Bei einem S/CSB-Verhältnis kleiner 33,3 g S/kg CSB (entspricht CSB/SO<sub>4</sub> > 10) tritt keine H<sub>2</sub>S-Inhibition ein, ab einem S/CSB-Verhältnis von 670 g S/kg CSB (entspricht CSB/SO<sub>4</sub> < 0,5) ist diese jedoch sicher [Wilkie et al., 2000]. Es sei jedoch darauf hingewiesen, dass der Einsatz von Schwefel in der Vorbehandlung nicht zwingend ist (vgl. Kapitel 2.2.2.2).

#### 2.2.2.9.2 Biogas Aufbereitung

Die Aufbereitung des Rohbiogases auf Erdgasqualität wird auch als „up-grading“ bezeichnet. Dabei unterscheidet man zwischen der Reinigung (Entfernung der Minorkomponenten) und dem eigentlichen „up-grading“ (Entfernung von CO<sub>2</sub>). Mögliche Reinigungs- und Up-grading Technologien sind Abbildung 15 dargestellt.

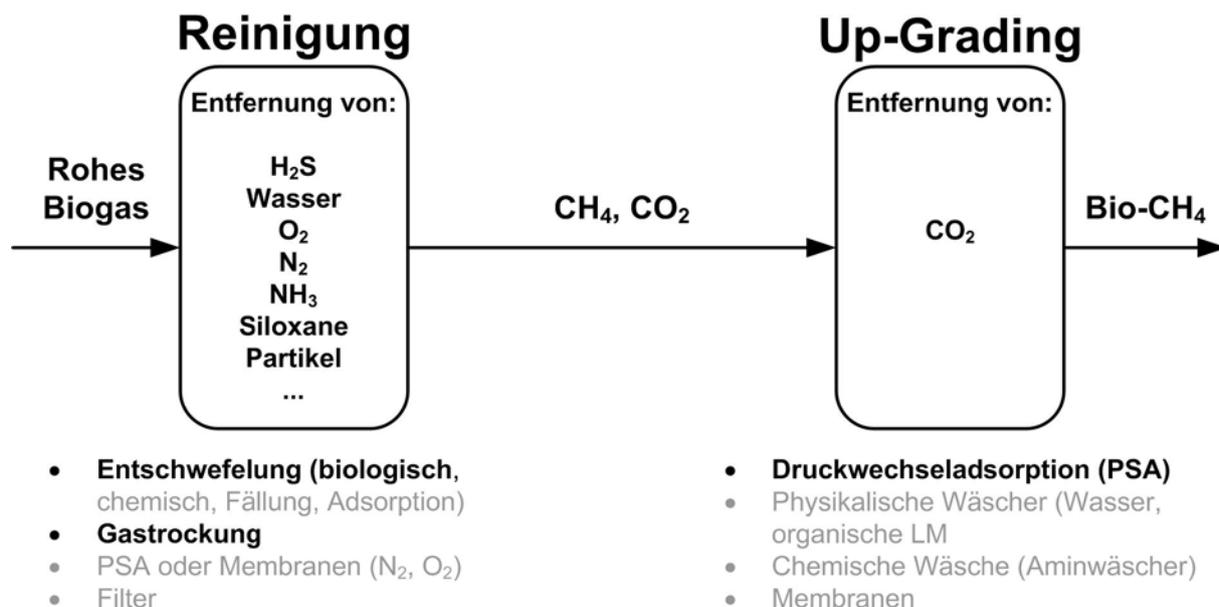


Abbildung 15: Biogasreinigung und Up-Grading. Übersicht möglicher Technologien. Fett hervorgehobene Technologien werden im Text kurz erklärt.

Geht man davon aus, dass Schwefel als SO<sub>2</sub> oder H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> in der Vorbehandlung verwendet wurde, so sind bei der Aufbereitung von Biogas aus lignozellulöser Schlempe eine Entschwefelung, Trocknung und Entfernung von CO<sub>2</sub> auf jeden Fall nötig.

Für die CO<sub>2</sub>-Entfernung ist die Druckwechseladsorption (PSA) ein gängiges Verfahren, vor allem bei höheren Anlagenkapazitäten. Das Trennprinzip wurde bereits in Abschnitt 2.2.2.7 erklärt. Im Gegensatz zur Bioethanolentwässerung wird beim Biogas up-grading jedoch CO<sub>2</sub> adsorbiert und CH<sub>4</sub> zur Regenerierung verwendet. Der Methanverlust durch Adsorption und Regenerierung kann unter 2% gehalten werden [Urban *et al.*, 2009]. Das bei der PSA entstehende Abgas besteht vor allem aus CO<sub>2</sub>, enthält aber auch verlorenes Methan. Um CH<sub>4</sub>-Emissionen zu vermeiden muss das Abgas abgefackelt werden. Ist eine andere Feuerung am Standort vorhanden (z.B. zur Verbrennung der Feststoffe, siehe Abschnitt 2.2.2.11), so kann das Abgas dort zugefeuert werden. Ein Vorteil der PSA ist, dass keinerlei Chemikalien benötigt werden und kein Abwasser anfällt. Energie wird lediglich als elektrischer Strom benötigt, wobei der spezifische elektrische Energieeintrag der PSA ca. 0,25 kWh/Nm<sup>3</sup> Rohgas beträgt. Dies entspricht bei typischer Biogaszusammensetzung <5% des Energieinhalts des Biogases. Die Produktgasreinheit liegt über 96%. Da die verwendeten Molekularsiebe auf die Trennung von CH<sub>4</sub> und CO<sub>2</sub> spezialisiert sind, ist es bei Einsatz der PSA nötig die Schwefel- und Wassereingangskonzentration auf 5 mg/m<sup>3</sup> bzw. 0,15 Vol-% zu senken [Urban *et al.*, 2009].

Für die Entschwefelung vor der PSA bietet sich durch den erwarteten hohen H<sub>2</sub>S-Gehalt des Biogases und die hohe Anlagenkapazität eine biologische Entschwefelung (vgl. *Abbildung 16*). Um mittels biologischem Verfahren das Biogas auf Erdgasqualität zu bringen ist ein Biowäscher mit externer Waschwasserregenerierung am besten geeignet, der aus einem Gegenstromabsorber und einem separaten Bioreaktor besteht. Mit diesem Verfahren ist es möglich eine Lufteinbringung in den Biogasstrom zu verhindern und auch eine Verblockung des Wäschers kann somit ausgeschlossen werden [Urban *et al.*, 2009]. Die Firma Paques vertreibt entsprechende Wäscher und gibt an, dass mit dem sog. THIOPAQ®-Prozess mehr als 99,8% des Schwefels entfernt werden können [Paques Company, ]. Im THIOPAQ®-Prozess strömt das H<sub>2</sub>S-reiche Gas von Unten in den Wäscher, das H<sub>2</sub>S wird von der alkalischen Flüssigkeit absorbiert während im Kopf des Wäschers das schwefelfreie Biogas austritt. Die H<sub>2</sub>S-haltige Flüssigkeit fließt in den Bioreaktor, wo ein spezielles Bakterium unter

aeroben Bedingungen (Luftzufuhr) dafür sorgt, dass  $H_2S$  zu Schwefel oxidiert wird. Der Schwefel kann mit einer Zentrifuge oder einem Bandfilter noch weiter entwässert werden. Die schwefelfreie Flüssigkeit aus dem Bioreaktor wird wieder dem Absorber rückgeführt. Der abgetrennte Schwefel kann als Düngemittel oder als Pflanzenschutzmittel eingesetzt werden [Paques Company, ].

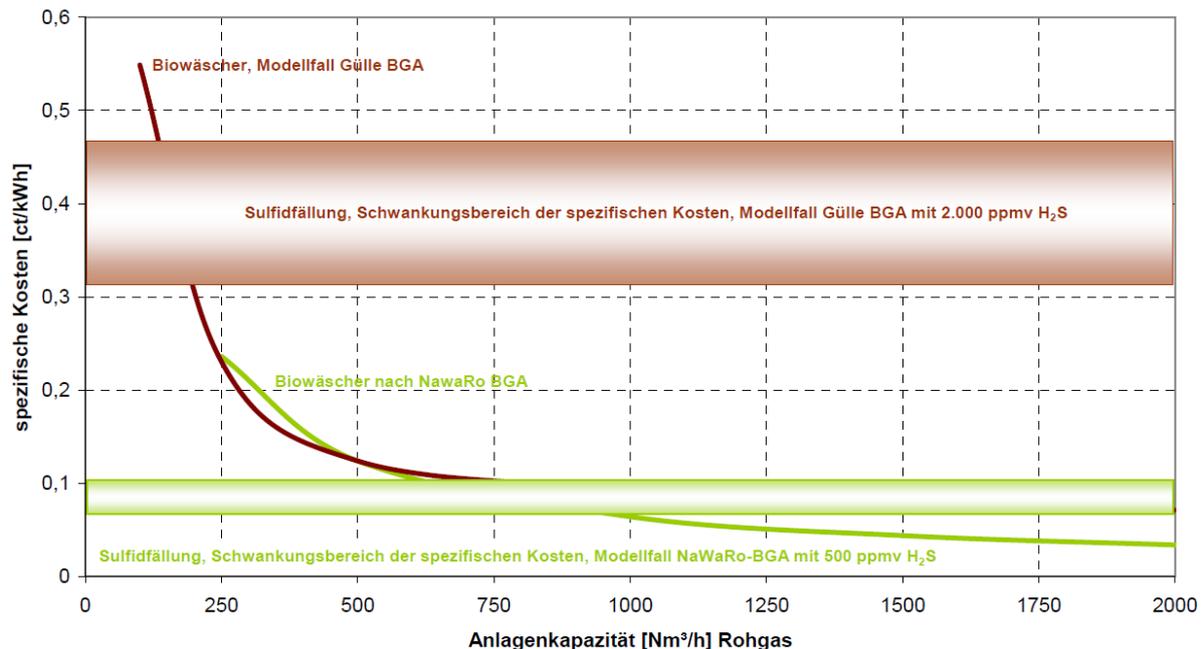


Abbildung 16: Kostenvergleich von Sulfidfällung und biologischer Entschwefelung zur Entschwefelung von Rohbiogas. Quelle: [Urban et al., 2009]

Die Gastrocknung wird am einfachsten durch Kompression und Kondensation (Kühlung) realisiert. Dadurch lässt sich der Wasserdampfanteil in Biogasen bis kleiner 0,15 Vol-% reduzieren. Dieser Teilschritt ist äußerst wichtig, da eine Kondensatbildung und die damit einhergehende Korrosion in den nachfolgenden Schritten vermieden werden. Das entschwefelte und getrocknete Gas kann in der PSA auf Erdgasqualität aufbereitet werden.

### 2.2.2.10 Aerobe Abwasserreinigung

Um das Wasser in den Prozess rückführen zu können ist nach mechanischer Abtrennung der Feststoffe und anaerobem Abbau (siehe Abbildung 13) eine Aerobstufe nötig. Dort werden bei Luftüberschuss organische Substanzen nach Gleichung (3) (siehe Seite 29) zu  $CO_2$  und  $H_2O$  oxidiert. Es laufen noch weitere Reaktionen ab, die hier aber nicht beschrieben werden können. Es sei auf die Literatur verwiesen [Henze et al., 2010]. Durch intensive Belüftung laufen die Abbaureaktionen wesentlich schneller ab als beim anaeroben Abbau. So sind die Verweilzeiten kürzer und auch der Nährstoffbedarf ist im Vergleich zum anaeroben Abbau erhöht. Pro kg abgebauten CSB werden 55-85 g N und 7-18 g P benötigt [Henze et al., 2010]. Ebenso ist die Biomassebildung erhöht. Pro kg abgebautem CSB werden bis zu 0,5 kg Aerobschlamm gebildet [Wilkie, 2008]. Nach einer aeroben Reinigung kann man davon ausgehen, dass das Wasser für ein Rückführen in den geeignet ist [Aden et al., 2002].

Zur Nutzung sowohl des aeroben als auch des anaeroben Schlamms bestehen nach Eindickung und ggf. Trocknung verschiedenen Möglichkeiten [VCH, 1997]:

- Abgabe in der Landwirtschaft
- Kompostierung

- Einschmelzen und Verwerten in der Produktion
- Thermische Verwertung/ Verbrennung

Eine Deponierung ist verboten. Da in den betrachteten Prozessen davon ausgegangen werden kann, dass eine sehr geringe Belastung an toxischen Komponenten im Schlamm vorliegt (v.a. Schwermetalle) und da eine Schließung der Nährstoffkreisläufe angestrebt wird, erscheint die Abgabe in der Landwirtschaft als Dünger günstig. Nachteilig ist hier allerdings, dass der Schlamm für 6 Monate gelagert werden muss, da in den Wintermonaten eine Ausbringung verboten ist. Das macht eine Entwässerung nötig. Diese wird z.B. mit Zentrifugen durchgeführt. Man erreicht dabei Feststoffgehalte von ca. 30%. Durch Trocknung kann das Schlammvolumen und so der Kostenaufwand für die Lagerung deutlich reduziert werden. Eine ökologisch und energetisch günstige Lösung ist hier die solare Klärschlamm-trocknung. Mit dieser Technik können bis zu 75%DM erreicht werden [Thermo-System Industrie- und Trocknungstechnik GmbH, 2011].

### **2.2.2.11 Reststoffe mit Kraft-Wärme-Kopplung**

Eine weitere Möglichkeit zur Nutzung des energetischen Potenzials der Schlempe ist die Verbrennung und Erzeugung von Prozess-Wärme. Der Verbrennung der Schlempe kommt aus zwei Gründen besondere Bedeutung zu: Einerseits ist sehr viel Energie in der Schlempe enthalten. Die thermische Nutzung dieser Energie für Prozess-Zwecke kann den Einsatz von anderen (fossilen) Brennstoffen verhindern [Sassner *et al.*, 2008, Aden *et al.*, 2002]. Die Produktion von Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen kann also „energie-autark“ erfolgen, was sich auch vorteilhaft auf die Treibhausgasbilanz auswirkt. Andererseits ist die Verbrennung der Schlempe eine gängige Verwendung, da bisher kein etablierter Markt für die Reststoffe existiert. Ganz anders verhält es sich bei der Bioethanolproduktion aus stärkehaltigen Rohstoffen, bei der die Reststoffe als Tierfutter (DDGS) verkauft werden und eine wichtige Einnahmequelle für die Bioethanolproduzenten darstellen.

In punkto Fließschema gibt es bei der Schlempeverbrennung eine Vielzahl von Möglichkeiten. Nach einer Fest-Flüssig-Trennung und Eindampfung können einerseits nur die unlöslichen Substanzen verbrannt werden oder unlösliche Substanzen und Eindampfer-Konzentrat. Es kann auch nur das Konzentrat verbrannt werden, wenn der Energieinhalt ausreichend ist um den Prozess-Bedarf zu decken. Es kann ein Trocknungsschritt vor der Verbrennung erfolgen oder nicht. Bei der Kombination mit Biogasproduktion ist es möglich das gesamte Biogas mit den abgetrennten unlöslichen Feststoffen und dem getrockneten Gärrest zu verbrennen oder nur das Abgas eines allfälligen Biogas up-grading.

Bei der Nutzung der Wärme gibt es ebenfalls mehrere Möglichkeiten. Üblicherweise wird in chemischen Prozessen Dampf benötigt, welcher im Dampferzeuger durch Wärmeübertragung vom heißen Abgas auf Wasser erzeugt wird. Sollte nur Prozesswärme bereitgestellt werden so ist ein einfacher Dampferzeuger für das benötigte Dampfniveau ausreichend. Hohe Druckniveaus und eine Überhitzung sind nicht nötig. Die Menge an Feststoffen wird so gewählt, dass die thermische Leistung der Verbrennung gerade ausreicht, um den Prozessbedarf zu decken. Überschüssige Feststoffe können nach Trocknung pelletiert werden, überschüssiges Verdampferkonzentrat kann als Tierfutter verkauft werden [Larsen *et al.*, 2008]. Werden sämtliche Feststoffe und ggf. Biogas verbrannt, so entsteht mehr Wärme als für den Prozess benötigt wird [Sassner *et al.*, 2008, Aden *et al.*, 2002]. Diese überschüssige Wärme kann genutzt werden um eine Dampfturbine zu betreiben und Strom zu erzeugen. Der Prozessdampf wird auf den nötigen Niveaus entnommen: es kommt eine sog. Entnahmeturbine zum Einsatz. Erfolgt die Kondensation des nicht entnommenen, in der Turbine entspannten Dampfes im Vakuum so spricht man von einer Entnahmekondensationsturbine, erfolgt die Kondensation bei höheren Drücken so spricht man von einer Entnahmegegendruckturbine. Diese kann bei der Fernwärme-Erzeugung zum Einsatz kommen. Eine sehr energieeffiziente Lösung ist es hier, den

Bioethanolprozess mit zwei sich im Temperatur-Niveau unterscheidenden Kühlkreisläufen zu betreiben. Das Kühlwasser auf höherem Temperaturniveau kann dann in einem Wärmeübertrager durch die Kondensation des Dampfes, der die Gegendruckturbine verlässt auf Vorlauftemperatur gebracht und für Heizwecke in einem Fernwärmenetz genutzt werden.

Was die Feuerungstechnik angeht wird bei Biomassefeuerungen Bei Biomassefeuerungen Die wichtigsten technischen Parameter der Prozess-Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) sind einerseits die Temperaturen von Heißgas, Abgas, Heißdampf, Prozessdampf und Kondensation und andererseits die Wirkungsgrade der elektrischen Stromerzeugung. Das Temperaturniveau des Heißgases ist bei Biomassefeuerungen durch die Ascheerweichung limitiert. Vor allem Stroh macht hier Probleme. So liegt bei Weizen- bzw. Maisstroh die Ascheerweichungstemperatur (SIT) bei 848°C bzw. 880°C, Fichtenasche erweicht hingegen erst bei 1340°C [Reisinger *et al.*, 2009]. Um zu hohe Temperaturen in der Verbrennung zu vermeiden wird bei Biomassefeuerungen oft Abgasrezirkulation verwendet Dabei wird ein Teil des durch Wärmeübertragung im Dampferzeuger abgekühlten Abgases mit der Primärluft vermischt, wodurch die Verbrennungstemperatur gesenkt wird (siehe Abbildung 17).

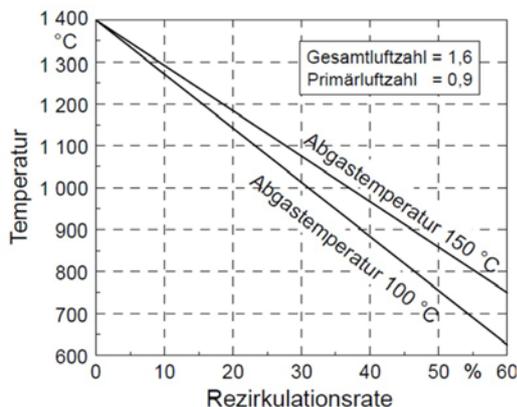


Abbildung 17: Absenkung der Verbrennungstemperatur durch Abgasrezirkulation. Quelle: [Kaltschmitt *et al.*, 2009]

Das nicht rezirkulierte Abgas der Dampferzeugung verlässt den Prozess bei Atmosphärendruck. Das enthaltene Wasser liegt wenn keine Rauchgaskondensation angewandt wird dampfförmig vor. Für eine ausführliche Beschreibung der thermischen Nutzung von Biomasse sei auf die Fachliteratur verwiesen [Kaltschmitt *et al.*, 2009].

## 2.3 Auswahl der interessantesten Anlagenkonzepte für Österreich

Ausgehend von den verfügbaren Rohstoffen wurden Anlagenkonzepte entwickelt. Einerseits für eine Integration in eine bestehende Infrastruktur und andererseits für eine alleinstehende Anlage („Stand alone“). Es wurde unterschieden zwischen folgenden Möglichkeiten:

- Integration Heizkraftwerk
- Integration Heizwerk
- Integration Holzindustrie
- Integration Konventionelle Bioethanolanlage
- Integration Papier/Zellstoffindustrie (Lauge)
- „Stand alone“

Die Vorteile für die einzelnen Möglichkeiten liegen in der bereits bestehenden Logistik für die Rohstoffe (z.B. Holz), der Nutzung von Nebenprodukten zur Energieerzeugung (z.B. Strom, Wärme) und der Nutzung von „Abfallstoffen“ aus der Produktion (z.B. Lauge) sowie bestehende Infrastruktur (für Strom, Wärme, Wasser, Abwasser und Rohstoff).

### 2.3.1 Auswahlkriterien

Um aus den möglichen Anlagenkonzepten die für Österreich interessantesten auszuwählen, wurden folgende Kriterien festgelegt:

- Ausreichende Rohstoffpotenziale für Holz und Stroh.
- Die Bioethanolausbeute soll maximiert werden, daher werden sowohl C6 als auch C5 Zucker soweit wie möglich zu Bioethanol umgewandelt. Aber da in Österreich der Einsatz von transgenen Mikroorganismen derzeit nicht ohne weiteres möglich ist, ist im Allgemeinen keine Fermentation der C5 Zucker berücksichtigt, außer in zwei Anlagenkonzepten für Vergleichszwecke.
- Für die Betrachtung der Verwendung von C6 und C5 Zucker und die Nutzung des Lignins werden nur Prozesse betrachtet, die bereits im Demomaßstab realisiert werden (z.B. Xylitol bei Lenzing).
- Aufgrund der bisherigen Erfahrungen der Projektpartner wurde für die Vorbehandlung vorläufig nur die Hochdruck-Dampfbehandlung (Steam Explosion) für die einzelnen Varianten betrachtet
- Als Hydrolyse-Verfahren wurde die enzymatische Hydrolyse gewählt, da die Säure-Hydrolyse eine deutlich geringere Ausbeute zeigt und hohe Investitionskosten aufgrund der notwendigen speziellen säurefesten Materialien nach sich zieht. Es wird angenommen, dass die Enzymproduktion „On-site“ stattfindet.
- Enddestillation Bioethanolgehalt von 80% auf 99,5%.
- Wenn möglich die Integration in bestehende Anlagen bzw. Infrastruktur.
- Der Strom und Wärmebedarf der Bioethanolanlage werden aus Prozess-Rückständen (z.B. Lignin) erzeugt. Überschussenergie wie Strom und Fernwärme bzw. Nebenprodukte wie Pellets, C5 Melasse und Biomethan werden extern verkauft.
- Anlagengrößen für Weichholz und Stroh: 100.000 t Bioethanol pro Jahr

### 2.3.2 Festlegung der Anlagenkonzepte

Die Auswahl der interessantesten Anlagenkonzepte mit Hilfe dieser Kriterien wurde gemeinsam mit dem Projektbeirat diskutiert und im Workshop festgelegt. Ausgehend von den Kriterien und basierend auf den zu diesem Zeitpunkt vorliegenden Ergebnissen wurden 13 Anlagenkonzepte (10 für Stroh, 3 für (Weich)Holz) für die weitere Bearbeitung ausgewählt (siehe Tabelle 6).

Tabelle 6: Ausgewählte Anlagenkonzepte für Bioethanolanlage

Nr.	Biomasse	Fermentation	Nebenprodukte		Konzeptbezeichnung
1	Stroh	C6	Strom		Stroh-C6/Strom
2	Stroh	C6+C5	Strom		Stroh-C6+C5/Strom
3	Stroh	C6	Strom	Fernwärme	Stroh-C6/Strom+Wärme
4	Stroh	C6	Pellets		Stroh-C6/Pellets
5	Stroh	C6+C5	Pellets		Stroh-C6+C5/Pellets
6	Stroh	C6	Pellets	Fernwärme	Stroh-C6/Pellets+Wärme
7	Stroh	C6	C5 Melasse	Pellets	Stroh-C6/C5 Melasse+Pellets
8	Stroh	C6, HWIS *	C5 Melasse	Pellets	Stroh-C6HWIS/Melasse+Pellets
9	Stroh	C6	C5 Melasse	Fernwärme	Stroh-C6/C5 Melasse+Wärme
10	Stroh	C6	Biomethan	Strom	Stroh-C6/Biomethan+Strom
11	Holz	C6	Strom		Holz-C6/Strom
12	Holz	C6	Pellets		Holz-C6/Pellets
13	Holz	C6	Biomethan	Strom	Holz-C6/Biomethan+Strom

\* HWIS ... erhöhter Feststoffgehalt (20% WIS) in der Fermentation

## 2.4 Modellierung der Anlagenkonzepte

In Abbildung 18 ist eine schematische Übersicht aller ausgewählten Konzepte aus Tabelle 6 dargestellt. Diese Anlagenkonzepte wurden mit IPSEpro simuliert. Bei allen Anlagenkonzepten wird die Prozesswärme durch Verbrennung eines Teils der Schlempe bereitgestellt, so dass im Bioethanolprozess selbst keine zusätzlichen fossilen Brennstoffe eingesetzt werden. Die bei der Verbrennung zurückbleibende Asche kann teilweise als Dünger auf die Felder zurückgebracht werden. Der Feinanteil muss deponiert werden (siehe Anhang 5.4). Bei einigen Anlagenkonzepten wird auch der Strombedarf durch Verbrennung der Reststoffe bereitgestellt. Bei diesen Anlagenkonzepten (1-3, 10, 11, 13) muss kein Strom zugekauft werden, sodass der Prozess komplett energieautark ist. In den Bilanzen wird dann nur der den Eigenbedarf übersteigende Strom als Nebenprodukt angegeben. Bei den Anlagenkonzepten, bei denen kein Strom produziert wird (4-9, 12), wird Strom aus dem Stromnetz zugekauft.

Wie zu erkennen ist, sind alle bis auf ein Anlagenkonzept (8, Fermentation: C6, HWIS, hellgrau dargestellt, kurz HWIS) in Art und Anordnung der Prozessschritte steam explosion, Enzym- und Hefeproduktion, SSF, Destillation und PSA identisch. Diese ansonst identischen Anlagenkonzepte unterscheiden sich durch die Art der verwendeten Biomasse, durch die Nutzung der Zucker in der Fermentation (SSF) und bei den Nebenprodukten, die aus der Schlempe gewonnen werden (siehe Tabelle 6).

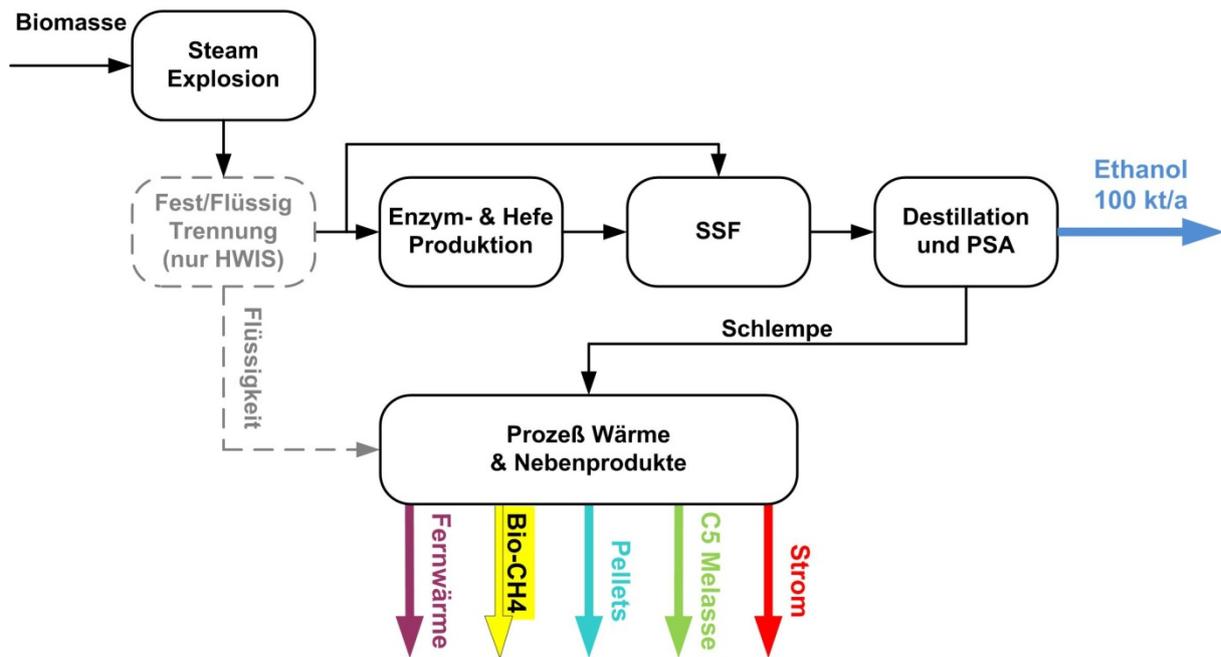


Abbildung 18: Zusammenfassendes Schema der Anlagenkonzepte. Schwarz: Ident für alle Anlagenkonzepte. Farbige: Nebenprodukte der einzelnen Anlagenkonzepte. Grau-strichliert: nur Anlagenkonzept 8 (HWIS).

Als Biomassen werden einerseits Stroh (Anlagenkonzepte 1-10) und andererseits Weichholz (Anlagenkonzepte 11-13) eingesetzt. Bei der Fermentation werden im Normalfall nur C6 Zucker zu Bioethanol umgesetzt (Anlagenkonzepte 1, 3, 4, 6-13). In zwei Fällen (Anlagenkonzepte 2, 5) wird die Fermentation von sowohl C6 als auch C5 Zuckern angenommen. Bei der Nutzung der Schlempe werden verschiedene Nebenprodukte erzeugt (siehe Tabelle 6). Beim Anlagenkonzept 8 wird nach der Vorbehandlung die Flüssigfraktion abgetrennt und die SSF bei höherem Feststoffgehalt (high WIS, HWIS) betrieben (vgl. Kapitel 2.2.2.5).

Bei der Modellierung der Anlagenkonzepte wird von einer Bioethanolproduktion von 100.000 t/a und 8.000 Betriebsstunden/a ausgegangen. Die wichtigsten Prozessparameter und für die Modellierung angenommenen Werte sind im Anhang 5.1 angeführt.

## 2.4.1 Bioethanol Prozess

Im Folgenden wird der eigentliche Bioethanol-Prozess beschrieben, also der Teil bis zur Trennung von Bioethanol und Schlempe. Es handelt sich um die Prozessschritte steam explosion, Enzym- und Hefeproduktion, SSF, Destillation und PSA. Die für die einzelnen Anlagenkonzepte spezifischen Arten der Schlempeutilisation sind in Abschnitt 2.4.2. Für eine allgemeine Beschreibung der Prozesstechnologien wird auf Abschnitt 2.2.2 verwiesen.

### 2.4.1.1 Steam explosion

Die frische Biomasse (Weichholz oder Stroh) wird zerkleinert und im Fall von Stroh befeuchtet und mit geringen Mengen  $\text{SO}_2$  imprägniert. Die imprägnierte Biomasse wird bis knapp unter die Siedetemperatur von Wasser vorgeheizt und der steam explosion zugeführt. Dort wird die Biomasse durch direkte Dampfinjektion auf die gewünschte Temperatur gebracht und nach einer kurzen Verweilzeit auf 4 bar und anschließend 1 bar entspannt. Der bei der Entspannung gewonnenen Flashdampf wird zur Beheizung anderer Prozessanteile herangezogen und anschließend einer Abwasserreinigung zugeführt. Bei Stroh wird eine einstufige steam explosion angenommen, bei Holz ein zwei-stufiges Verfahren. Die

Neutralisation nach der steam explosion erfolgt mit  $\text{NH}_4\text{OH}$  (wässrige  $\text{NH}_3$ -Lösung). Die Prozessparameter und Reaktionsumsätze sind im Anhang 5.1 angeführt.

#### **2.4.1.2 Fest-Flüssig-Trennung nach der steam explosion (Anlagenkonzept 8)**

Beim Anlagenkonzept 8 wird nach der Vorbehandlung ein kleiner Teil der heißen Biomasse für die Enzymproduktion entnommen während der Großteil der heißen Biomasse einer Fest-Flüssig-Trennung unterzogen wird. Durch Waschen des Feststoffs wird die Inhibitorkonzentration reduziert, wobei auch in der steam explosion gelöste Zucker verloren gehen. Durch das Entfernen der Inhibitorstoffe kann die folgende SSF bei höherem Feststoffgehalt betrieben werden. Die abgetrennte Flüssigfraktion und Waschflüssigkeit werden vereint, ein kleiner Teil wird für die Hefeproduktion herangezogen, der Großteil wird der Eindampfanlage zugeführt. Der gewaschene Feststoff wird der SSF zugeführt, die mit einem Feststoffgehalt (unlösliche Feststoffe, Water insoluble solids, WIS) von 20% durchgeführt wird. Dieses Anlagenkonzept ist nur bei ausschließlicher Fermentation der C6 Zucker sinnvoll, da C5 Zucker in der Hemizellulose und somit nach der Vorbehandlung weitgehend gelöst vorliegen. Nach der Fest-Flüssig-Trennung liegen die gelösten Anteile vorwiegend in der Flüssigfraktion vor und sind für die Fermentation verloren. Als Rohstoff ist nur Stroh geeignet, da die Hemizellulose im Weichholz einen sehr hohen Gehalt an C6 Zuckern enthält (siehe Mannan und Galactan in Tabelle 3) Diese C6 Zucker liegen nach der steam explosion weitgehend gelöst vor und sind somit ebenso für die Fermentation verloren.

#### **2.4.1.3 Enzym- und Hefeproduktion**

Ein kleiner Teil der vorbehandelten Biomasse wird nach Kühlung und Verdünnung mit Wasser für die On-site Enzymproduktion herangezogen, wobei die vorbehandelte Biomasse als einzige Kohlenstoffquelle dient. Um den Nährstoffbedarf der Fermentation zu decken werden DAP und CSL eingesetzt. Die Produktion findet im Submersverfahren statt und der gesamte Produktbrei wird in der SSF als Enzympräparat eingesetzt. Unter den getroffenen Annahmen werden < 5% der Biomasse für die Enzymproduktion verwendet.

Für die Herstellung der für die Bioethanolfermentation nötigen Hefe wird ebenso ein Teil der vorbehandelten Biomasse verwendet. Da die vorbehandelte Biomasse nur geringe Mengen an monomeren C6 Zuckern enthält und *S. cerevisiae* nur diese Zucker nutzen kann wird zusätzlich zur vorbehandelten Biomasse Rübenmelasse als Kohlenstoffquelle verwendet. Dabei stammen ca.50% der C6 Zucker für die Hefeproduktion aus Rübenmelasse und 50% aus der vorbehandelten Biomasse. Um den Nährstoffbedarf der Fermentation zu decken werden DAP und CSL eingesetzt.

Die wichtigsten Prozessparameter und Reaktionsumsätze für Enzym- und Hefeproduktion sind im Anhang 5.1 angeführt.

#### **2.4.1.4 Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF)**

Der Großteil der neutralisierten und gekühlten Biomasse wird für Bioethanolproduktion im SSF-Verfahren verwendet. Zusätzlich werden der Enzymbrei, das Produkt der Hefeanzucht sowie die Nährstoffe CSL und DAP zugegeben. Im Normalfall (Anlagenkonzepte 1, 3, 4, 6, 7, 9-13) werden nur C6 Zucker umgesetzt und die SSF wird bei Stroh mit einem WIS-Gehalt von 12% und bei Holz mit einem WIS-Gehalt von 10% durchgeführt. Der Zellulose→C6 Umsatz (Gleichung (6)) wird mit 92% und der C6→Bioethanol Umsatz (Gleichung (7)) mit ebenfalls 92% angenommen wird. Im Fall einer Fest-Flüssig-Trennung nach der Vorbehandlung (Anlagenkonzept 8) werden ein WIS-Gehalt von 20% angenommen und gleiche Reaktionsumsätze wie im Normalfall angenommen. Bei der C5-Fermentation (Anlagenkonzepte 2 und 5) wird ein C5→Bioethanol Umsatz (Gleichung (8)) von 75% und der gleiche WIS-Gehalt und sonstige Reaktionsumsätze wie im Normalfall angenommen. Die

Hefekonzentration am Beginn der Fermentation wird im Normalfall und bei Fällen mit C5-Fermentation (1-7, 9-13) mit 2 g/l angenommen. Bei Anlagenkonzept 8 (HWIS) wird die Hefekonzentration am Beginn der Fermentation dem erhöhten Feststoffgehalt entsprechend erhöht angenommen, so dass auf den reinen Feststoff bezogen die gleiche Menge Hefe eingesetzt wird. Die wichtigsten Prozessparameter und Reaktionsumsätze sind im Anhang 5.1 zusammengefasst.

#### 2.4.1.5 Bioethanolabtrennung und Dehydrierung

Je nach Anlagenkonzept ergibt sich nach der Fermentation ein Bioethanolgehalt von ca. 4 bis 6,5 w/w%. Zur Gewinnung des Bioethanolprodukts wird eine 3-Kolonnen-Destillation mit 2 Stripper-Kolonnen und einer Rektifizierkolonne verwendet, wie sie im Prinzip bei [Sassner *et al.*, 2008] beschrieben wird. Die alkoholische Maische wird zwei parallelen Stripperkolonnen zugeführt, die bei 3 und 1,25 bar betrieben werden. Die Kopfprodukte der beiden Stripper-Kolonnen werden nach Kondensation der Rektifizierkolonne zugeführt, die bei 0,35 bar betrieben wird. Die Kolonnen sind thermisch so integriert, dass die Kondensationswärme der Hochdruckstripperkolonne für die Beheizung der Niederdruckstripperkolonne verwendet wird. Die Kondensationswärme der Niederdruckstripperkolonne wird wiederum für die Beheizung der Rektifizierkolonne verwendet. So wird Heizdampf nur für die Beheizung der Hochdruckstripperkolonne verwendet und Kühlwasser nur für Kondensation der Rektifizierkolonne. Die Kolonnenverschaltung ist schematisch in Abbildung 19 dargestellt.

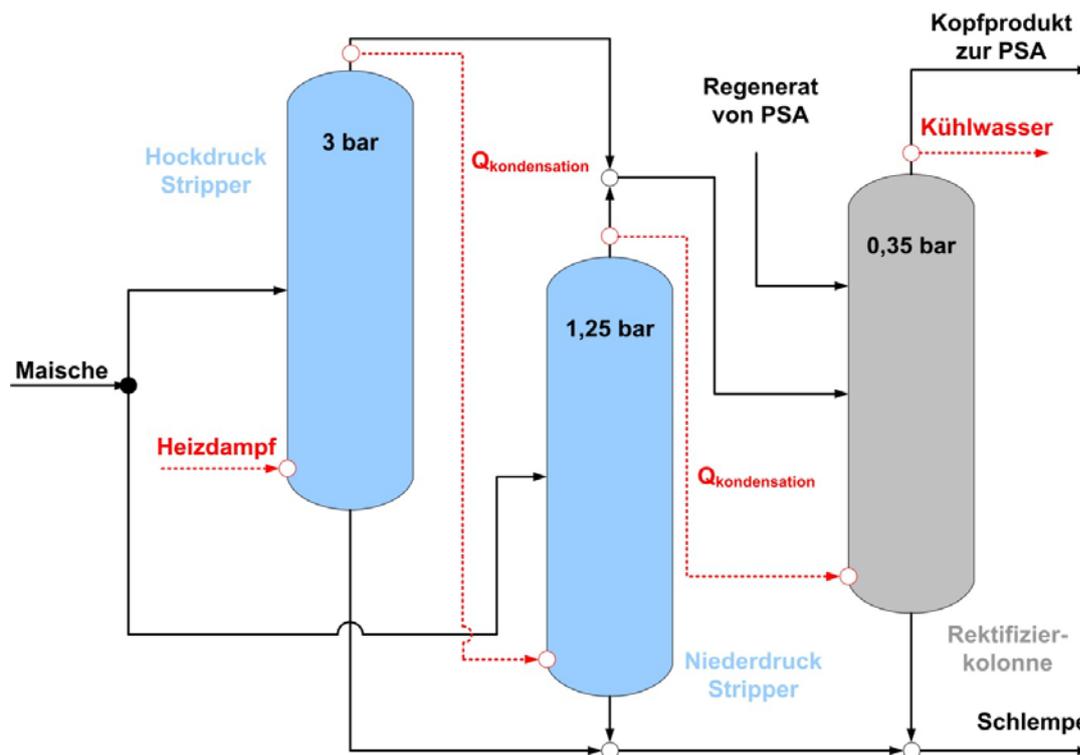


Abbildung 19: Kolonnenverschaltung der Destillation in den Anlagenkonzepten

Das Kopfprodukt der Rektifizierkolonne enthält 92,5 w/w% Bioethanol und wird nach Kompression und Überhitzung der Druckwechseladsorption (Pressure Swing Adsorption, PSA) zugeführt. Dort wird Bioethanol auf 99,5 w/w% dehydriert. Der spezifische elektrische Energieaufwand dafür wird mit 30 kJ/kg angenommen. Für die Regenerierung des beladenen Bettes werden 25% des reinen Bioethanolprodukts verwendet. Das dabei

entstehende Regenerat wird nach Kondensation in die Rektifizierkolonne zurückgeführt. Das dehydrierte Bioethanol-Endprodukt wird kondensiert und auf 30°C gekühlt. Es ist nach Vergällung bereit für den Einsatz in Verbrennungsmotoren.

## 2.4.2 Nebenprodukte aus der Schlempe

Nach der Destillation bleibt neben dem Bioethanolprodukt die Schlempe zurück, die alle anderen Substanzen, die der Destillation zugeführt werden enthält. In Abbildung 20 sind die verschiedenen Anlagenkonzepte zur Nutzung der Schlempe übersichtlich dargestellt. In allen Anlagenkonzepten wird die Schlempe zunächst einer Fest-Flüssig-Trennung unterzogen. Ein Teilstrom wird bei allen Anlagenkonzepten verbrannt um den thermischen Prozessenergiebedarf zu decken. Bei der Fest-Flüssig-Trennung werden folgende Annahmen gemacht:

- Die heiße Schlempe muss vor der Fest-Flüssigtrennung nicht gekühlt werden (vgl. Abschnitt **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.**).
- 99% der unlöslichen Feststoffe finden sich in der Feststofffraktion wieder.
- Lösliche Feststoffe verhalten sich wie das Lösungsmittel (Wasser).
- Die Feststofffraktion enthält 45 w/w% Feststoffe (lösliche + unlösliche).
- Es wird kein Waschen des Feststoffs durchgeführt.

Die Feststofffraktion wird bei allen Anlagenkonzepten einer Trocknung unterzogen, wobei die Trocknung bei 4 bar mit überhitztem Dampf erfolgt (vgl. Abschnitt 2.2.2.8.3). Der dabei entstehende Sekundärdampf wird zur Beheizung anderer Prozessteile verwendet und anschließend einer Abwasserreinigung zugeführt. Der Feststoffgehalt nach der Trocknung beträgt 90 w/w%.

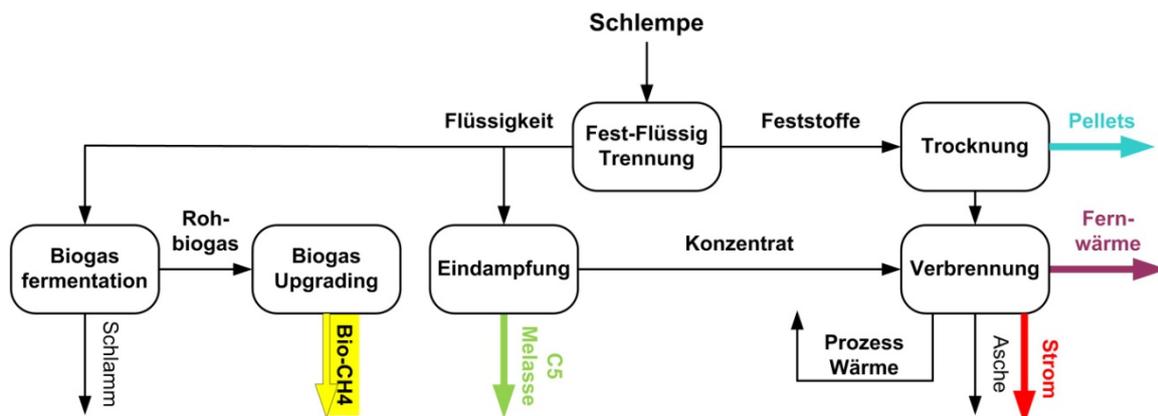


Abbildung 20: Zusammenfassende Darstellung der Nutzungsmöglichkeiten der Schlempe. Bunt: Die verschiedenen Nebenprodukte.

Die Flüssigkeit, die die löslichen Feststoffe enthält wird entweder einer Eindampfung zugeführt oder einer Biogasfermentation. Die Eindampfung wird mit 5 Verdampferstufen im Gleichstrom betrieben. Die erste Stufe wird bei ca. 3 bar betrieben und die Temperaturdifferenz zwischen zwei Stufen beträgt jeweils ca. 10°C. Die Brüden einer Stufe werden jeweils zur Beheizung der nächsten Stufe verwendet, wobei der Wärmetausch indirekt erfolgt. Es wird angenommen, dass die Brüden nach dem Wärmetausch vollständig kondensiert vorliegen ( $x=0$ ). Die kondensierten Brüden der ersten vier Stufen werden gekühlt, die dampfförmigen Brüden der letzten Stufe kondensiert und gekühlt und großteils in den Prozess zurückgeführt. Ein Teil der Brüden wird einer Abwasserreinigung zugeführt. Je nach Nutzung des Eindampferkonzentrats, wird der Feststoffgehalt nach der Eindampfung auf 50 bis 65 w/w% festgelegt. Weitere wichtige Parameter sind in Anhang 5.1 zu finden. Die Biogasfermentation wird in Abschnitt 2.4.2.7 beschrieben.

### 2.4.2.1 Strom (Anlagenkonzepte 1, 2, 11)

Dieses Anlagenkonzept wird sowohl für Holz (11) als auch bei Stroh (1,2) verwendet. Bei Stroh wird es sowohl bei ausschließlicher Nutzung der C6 Zucker (1) als auch bei Nutzung beider Zucker (C6+C5, 2) verwendet (siehe Tabelle 6). Bei diesem Anlagenkonzept wird die Flüssigkeit nach der Fest-Flüssig-Trennung aus 50 w/w% eingedampft. Es werden sowohl sämtliche Feststoffe aus der Trocknung als auch das gesamte Konzentrat aus der Eindampfung verbrannt. Dabei entstehen einerseits heiße Abgase und andererseits Asche. Die heißen Abgase der Verbrennung werden zur Erzeugung von Primärdampf ( $p=63 \text{ bar}$ ,  $T=650^\circ\text{C}$ ) verwendet. Um die Temperatur bei der Verbrennung niedrig zu halten werden Teile der abgekühlten Abgase in die Verbrennung rezirkuliert. Der überhitzte Primärdampf wird zur Produktion von Strom und Prozesswärme einer Entnahmekondensationsturbine zugeführt. Schematisch ist diese Variante der Schlempenutzung in Abbildung 21 dargestellt.

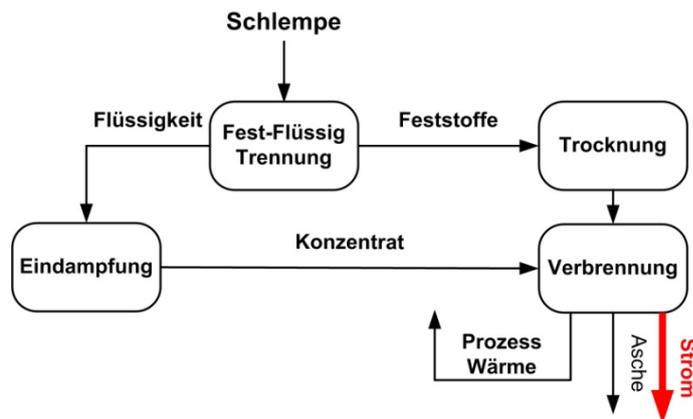


Abbildung 21: Vereinfachte Darstellung von Stromproduktion aus Schlempe

Aus der Turbine werden Hochdruck- und Niederdruckprozessdampf (20 und 4 bar) entnommen, durch Injektion von Kondensat auf Sättigungstemperatur ( $x=1$ ) gekühlt und im Bioethanolprozess verwendet. Nach der Turbine erfolgt die Kondensation des restlichen Dampfes im Vakuum unter Verwendung von Kühlwasser.

Die wichtigsten Parameter sind in sind im Anhang 5.1 zusammengefasst. Schematisch ist die kombinierte Produktion von Prozessdampf und Strom in Abbildung 22 links dargestellt. Der produzierte Strom dient zur Deckung des Eigenbedarfs. Überschüssiger Strom kann zum Ökostromtarif verkauft werden.

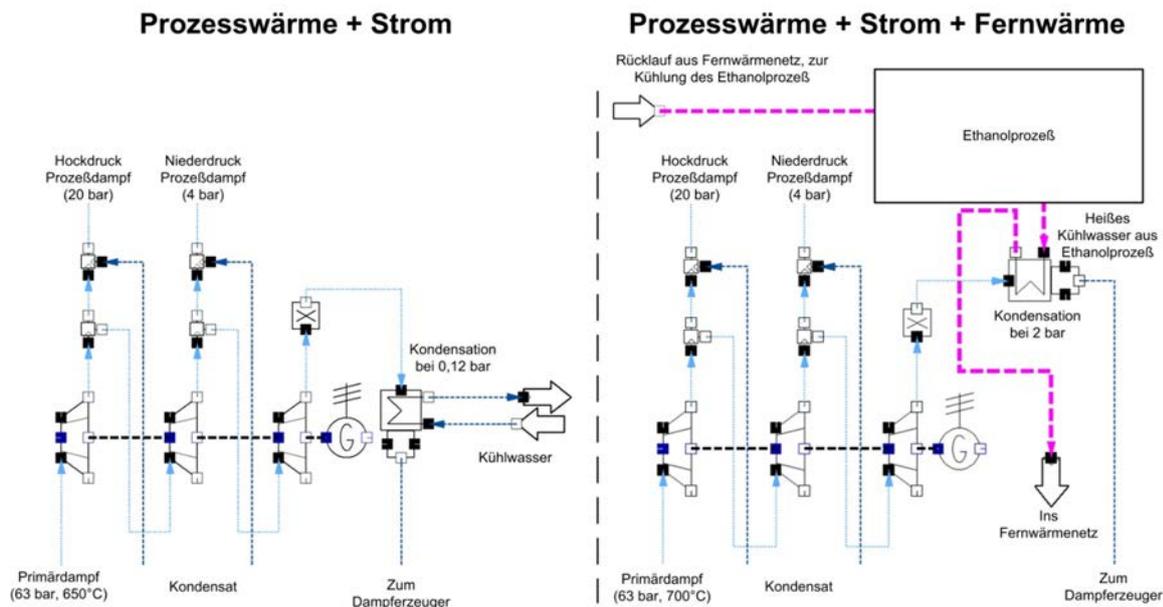


Abbildung 22: Prozess-Kraftwärmekopplung zur Erzeugung von Prozesswärme und Strom (links) und Prozesswärme, Strom und Fernwärme (rechts)

#### 2.4.2.2 Strom und Fernwärme (Anlagenkonzept 3)

Bei der alleinigen Stromproduktion (Abbildung 21 und Abbildung 22 links) wird bei der Kondensation nach der Turbine ein großer Teil der Energie durch Kühlwasser abgeführt und wird somit nicht genutzt. Wird die Kondensation bei höheren Temperaturen (und Drücken) durchgeführt, so kann die Kondensationswärme in einem Fernwärmenetz genutzt werden. Noch höhere Gesamtwirkungsgrade lassen sich erzielen, wenn man die Kondensationswärme nutzt, um einen Teil des im Bioethanolprozess erhitzten Kühlwassers auf Vorlauftemperatur zu bringen. Nach Verwendung im Fernwärmenetz kann der Rücklauf wieder zur Kühlung von Teilen des Bioethanolprozesses dienen, wobei nur jene Teile des Prozesses gekühlt werden können, die die Kühlung über der Rücklauftemperatur des Fernwärmenetzes benötigen. Beispiele dafür sind die Kühlung der heißen Biomasse nach der steam explosion und die Kondensation des Regenerats der PSA. Jene Teile, die die Kühlung unter dieser Temperatur benötigen, müssen durch Kühlwasser gekühlt werden. Durch Kondensation bei höherer Temperatur wird bei gleichbleibender Dampfmasse die Turbinenleistung verringert und somit weniger Strom produziert. Der produzierte Strom dient zur Deckung des Eigenbedarfs. Überschüssiger Strom kann zum Ökostromtarif verkauft werden. Schematisch ist die kombinierte Produktion von Prozessdampf, Strom und Fernwärme in Abbildung 22 rechts dargestellt. Abbildung 23 zeigt eine vereinfachte Darstellung.

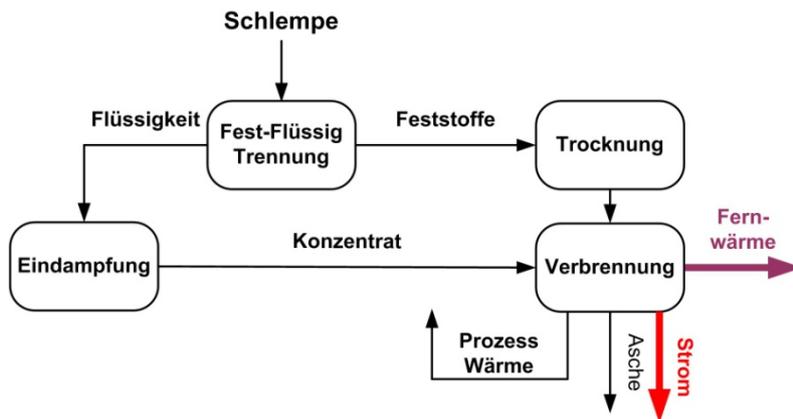


Abbildung 23: Vereinfachte Darstellung von Strom- und Fernwärmeproduktion aus Schlempe

Dieses Anlagenkonzept wird nur bei Stroh und alleiniger Nutzung der C6 Zucker verwendet (Anlagenkonzept 3 in Tabelle 6). Es wäre auch bei Holz und C6+C5 Fermentation denkbar. Die Gesamtzahl der Anlagenkonzepte sollte allerdings nicht zu hoch werden, daher wurden diese Kombinationen nicht berücksichtigt. Die wichtigsten Parameter sind wieder im Anhang 5.1 zusammengefasst.

### 2.4.2.3 Pellets (Anlagenkonzepte 4, 5, 12)

Eine weitere Möglichkeit der Schlempe Nutzung besteht darin, nach Eindampfung und Trocknung nicht sämtliche Feststoffe zu verbrennen, sondern nur den Teil der Verbrennung zuzuführen, der die Erzeugung des Prozessdampfes deckt. Im Dampferzeuger wird dann kein Überhitzter Dampf erzeugt sondern gesättigter Dampf bei 20 bar. Durch Drosselung und Kühlung (Injektion von Kondensat) wird zusätzlich gesättigter Dampf bei 4 bar erzeugt (Abbildung 24, links).

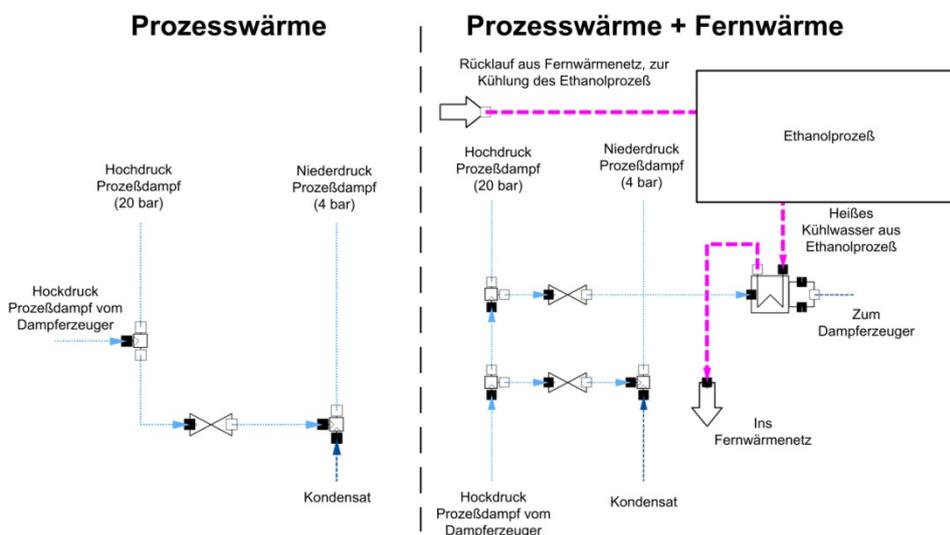


Abbildung 24: Dampfnutzung für Prozesswärme (links) und Prozesswärme und Fernwärme (rechts)

Die Stoffe, die nicht Verbrennung zugeführt werden können anderweitig genutzt. Im Fall von Stroh hat sich bei alleiniger C6 Fermentation gezeigt, dass sowohl das Konzentrat als auch der getrocknete Feststoff alleine ausreichen um den Prozessenergiebedarf decken. Bei Holz und Stroh mit C6 und C5 Fermentation reicht das Konzentrat nicht aus. Bei Stroh und C6-Fermentation kann man nun die für die Deckung des Prozessenergiebedarfs benötigte

Menge an Konzentrat der Verbrennung zuführen und überschüssiges Konzentrat gemeinsam mit sämtlichen Feststoffen trocknen, pelletieren und als festen Brennstoff verkaufen (Anlagenkonzept 4). Bei Holz wird sämtliches Konzentrat sowie die zusätzlich notwendige Menge an getrocknetem Feststoff der Verbrennung zugeführt und überschüssiger getrockneter Feststoff pelletiert (Anlagenkonzept 12). Bei Stroh mit C6 und C5 Fermentation wird zusätzlich zum Feststoff auch sämtliches Konzentrat getrocknet und die nötige Menge der Verbrennung zugeführt. Überschüssiger Feststoff wird pelletiert (Anlagenkonzept 5). Die Anlagenkonzepte sind vereinfacht in Abbildung 25 dargestellt. Da bei diesen Anlagenkonzepten kein Strom produziert wird muss dieser zugekauft werden.

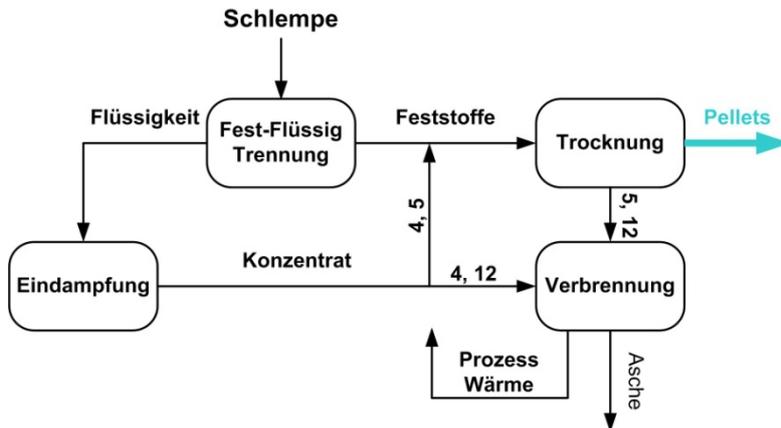


Abbildung 25: Vereinfachte Darstellung von Pelletproduktion aus Schlempe. Zahlen beschreiben Stoffströme bei jeweiligen Anlagenkonzepten laut Tabelle 6.

#### 2.4.2.4 Pellets und Fernwärme (Anlagenkonzept 6)

Bei Stroh mit alleiniger C6-Fermentation kann man als Alternative zur gemeinsamen Trocknung des Konzentrats mit den Feststoffen sämtliches Konzentrat verbrennen und den Prozessbedarf übersteigenden Dampf dazu nutzen, um Fernwärme zu erzeugen. Dabei wird wie bei der kombinierten Produktion von Strom und Fernwärme (Abschnitt 2.4.2.2) der überschüssige Dampf dazu benutzt um heißes Kühlwasser aus dem Bioethanolprozess auf Vorlauftemperatur zu bringen, siehe Abbildung 24, rechts. Der getrocknete Feststoff wird pelletiert. Da bei diesem Anlagenkonzept kein Strom produziert wird muss dieser zugekauft werden. Abbildung 26 zeigt eine vereinfachte Darstellung des Anlagenkonzepts.

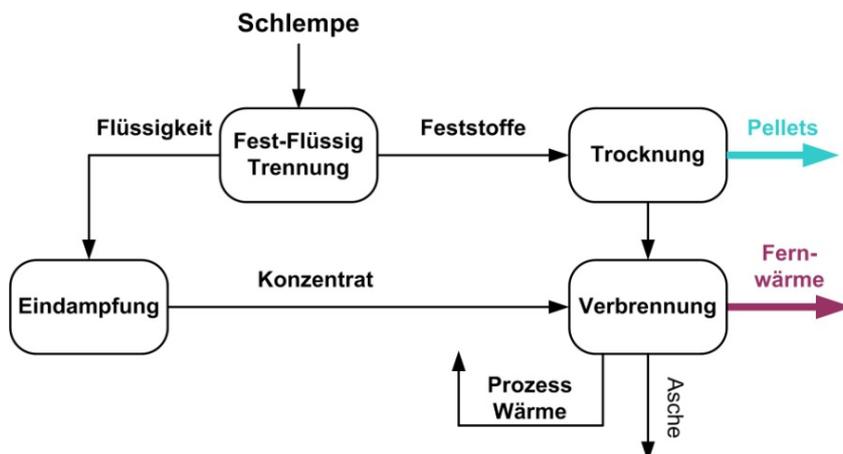


Abbildung 26: Vereinfachte Darstellung von Pellet- und Fernwärmeproduktion aus Schlempe

#### 2.4.2.5 C5 Melasse und Pellets (Anlagenkonzepte 7, 8)

Bei Stroh kann man das Konzentrat aus der Eindampfung nicht nur für die Bereitstellung von Prozesswärme nutzen, sondern dieses sogenannten C5 Melassen als Produkt verkaufen. Ein möglicher Einsatz dafür ist die Verwendung als Tierfutter. Aus Stabilitätsgründen die Flüssigfraktion wird in bei der externen Nutzung auf 65 w/w% eingedampft. Die getrockneten Feststoffe werden zur Bereitstellung der Prozesswärme benutzt, überschüssige Feststoffe können pelletiert und verkauft werden. Strom muss zugekauft werden.

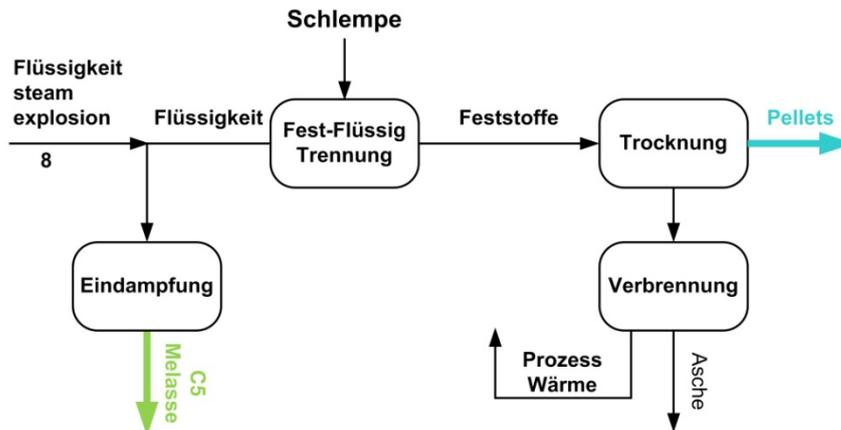


Abbildung 27: Vereinfachte Darstellung von C5 Melasse- und Pelletproduktion aus Schlempe (Zahlen beschreiben Stoffströme bei jeweiligen Anlagenkonzepten laut Tabelle 6)

Diese Variante der Schlempebenutzung wird sowohl bei C6-Fermentation mit normalem Feststoffgehalt (12% WIS) in der Fermentation (7) als auch bei erhöhtem Feststoffgehalt (20% WIS) in der Fermentation (8) berücksichtigt. Bei Anlagenkonzept 8 wird der Verdampfung nicht nur die Flüssigfraktion der Schlempe, sondern auch die Flüssigfraktion nach der steam explosion zugeführt. Diese Anlagenkonzepte der Schlempebenutzung sind in Abbildung 27 dargestellt.

#### 2.4.2.6 C5 Melasse und Fernwärme (Anlagenkonzept 9)

Bei der Erzeugung von C5 Melasse (vgl. Abschnitt 2.4.2.5) können überschüssige Feststoffe auch zur Erzeugung von Fernwärme nach dem, Schema in Abbildung 24, rechts genutzt werden. Dieses Anlagenkonzept ist in Abbildung 28 dargestellt. Es wird nur beim Rohstoff Stroh verwendet. Strom muss zugekauft werden.

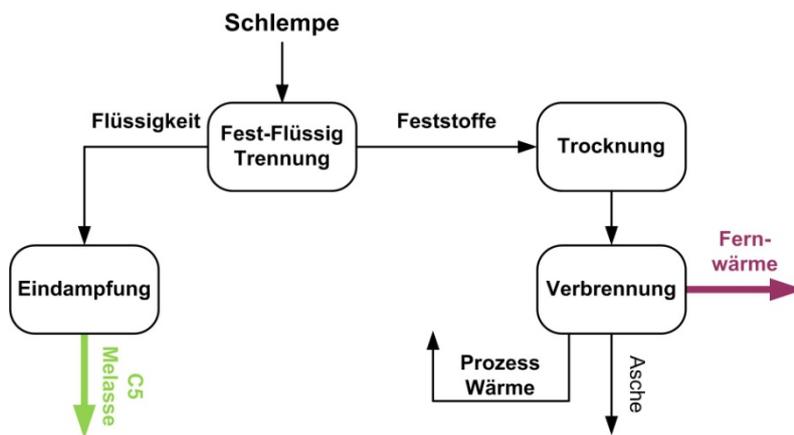


Abbildung 28: Vereinfachte Darstellung von C5 Melasse- und Fernwärmeproduktion aus Schlempe.

### 2.4.2.7 Biomethan und Strom (Anlagenkonzepte 10, 13)

In allen anderen Anlagenkonzepten (1-9, 11, 12) wird die Flüssigkeit nach der Fest-Flüssig-Trennung einer Verdampfung zugeführt. Diese dient dazu um einerseits Wasser in Prozess zurückzuführen und andererseits die in der Flüssigkeit enthaltenen Feststoffe zu gewinnen. Alternativ zur Eindampfung kann man durch eine Biogasfermentation das energetische Potenzial der gelösten Feststoffe nutzen und gleichzeitig die Flüssigkeit für eine Rückführung vorreinigen.

Bei Anlagenkonzepten, bei denen Biomethan als Nebenprodukt erzeugt wird (10 für Stroh, 13 für Holz, siehe Tabelle 6) werden die Feststoffe wie bei allen anderen Anlagenkonzepten getrocknet, während die Flüssigfraktion gemeinsam mit den kondensierten Dämpfen aus steam explosion und Trocknung einer Biogasfermentation zugeführt werden. Da nur die Flüssigfraktion für die Biogasfermentation herangezogen wird, kann diese in einem UASB-Reaktor mit einer CSB-Raubelastung von 20 kg/m<sup>3</sup>d durchgeführt werden. Es wird angenommen, dass 75% des CSB in Biogas umgewandelt werden, wobei hierbei auch die Bildung von H<sub>2</sub>S mitberücksichtigt ist. Durch H<sub>2</sub>S-Bildung wird somit im Fall von Stroh bzw. Holz die Methanausbeute im Vergleich zur Biogasfermentation ohne H<sub>2</sub>S-Bildung um 0,3% bzw. 2% verringert. Bei Stroh ist das S/CSB-Verhältnis so gering (7 g/kg), dass keine Sulfidinhibition eintritt, während bei Holz (S/CSB ist 42 g/kg) der kritische Wert der Sulfidinhibition (S/CSB > 33,3 g/kg, vgl. Abschnitt 2.2.2.9.1) überschritten wird und Sulfidinhibition auftreten könnte. Es wird jedoch angenommen, dass sie nicht auftritt.

Weiters wird angenommen, dass 15 % des CSB für die Bildung von Anaerobschlamm verbraucht werden. Im Fall von Stroh ist sowohl der Stickstoffgehalt als auch der Phosphorgehalt der Flüssigfraktion für die Biogasfermentation ausreichend. Bei Holz ist der Stickstoffgehalt ausreichend, während Phosphor als H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> zugegeben werden muss.

Das den UASB-Reaktor verlassende Abwasser wird einer Aerobstufe zugeführt, wobei angenommen wird, dass pro kg CSB<sub>abgebaut</sub> 0,5 kg Aerobschlamm gebildet werden. Um den Nährstoffbedarf des aeroben Abbaus zu decken muss H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> zugegeben werden. Schlamm aus der Aerob- und Anaerobstufe wird eingedickt, gegebenenfalls mittels solarer Trocknung getrocknet und kann als Dünger auf die Felder zurückgebracht werden (siehe Anhang 5.4). Das Wasser, das die Aerobstufe verlässt wird als so rein angenommen, dass es ohne Beschränkung in den Prozess zurückgeführt werden kann.

Um Biomethan zu erhalten wird das im UASB-Reaktor produzierte Biogas aufbereitet. Für die Aufbereitung werden biologische Entschwefelung, Kondensation des Wasserdampfs und Druckwechseladsorption (PSA) verwendet. Bei der biologischen Entschwefelung sind sehr hohe Entschwefelungsgrade nötig (siehe Anhang 5.1). Dabei wird elementarer Schwefel

gebildet, der für verschiedene Zwecke verwendet werden kann (vgl. Abschnitt 2.2.2.9.2). Der Methanverlust in der PSA wird mit 3% angenommen. Das Abgas der PSA wird gemeinsam mit den Feststoffen verbrannt. Das Produktgas (Biomethan, 98 vol% CH<sub>4</sub>) kann ins Erdgasnetz eingespeist werden oder für eine Bio-Methan Tankstelle versorgen. Die wichtigsten Parameter der Biogasfermentation und –aufbereitung sind im Anhang 5.1 zusammengefasst.

Die getrockneten Feststoffe sowie das Abgas der PSA werden verbrannt und die heißen Abgase zur Dampferzeugung herangezogen. Da dabei mehr Dampf erzeugt wird als für den Prozess bedarf nötig, kann man die Produktion von Prozesswärme mit Stromproduktion kombinieren. Dabei wird dasselbe Prinzip wie bei der alleinigen Stromproduktion aus der Schlempe (siehe Abschnitt 2.4.2.1 bzw. Abbildung 22, links) angewandt. Überhitzter Dampf wird der Entnahmekondensationsturbine zugeführt und der benötigte Prozessdampf bei 20 und 4 bar entnommen. Nach der Turbine erfolgt die Kondensation des restlichen Dampfes im Vakuum unter Verwendung von Kühlwasser. Der produzierte Strom dient zur Deckung des Prozessbedarfs. Überschüssiger Strom kann als Produkt verkauft werden. Die wichtigsten Parameter der KWK sind im Anhang 5.1 zusammengefasst. Abbildung 29 zeigt eine vereinfachte Darstellung des Anlagenkonzepts.

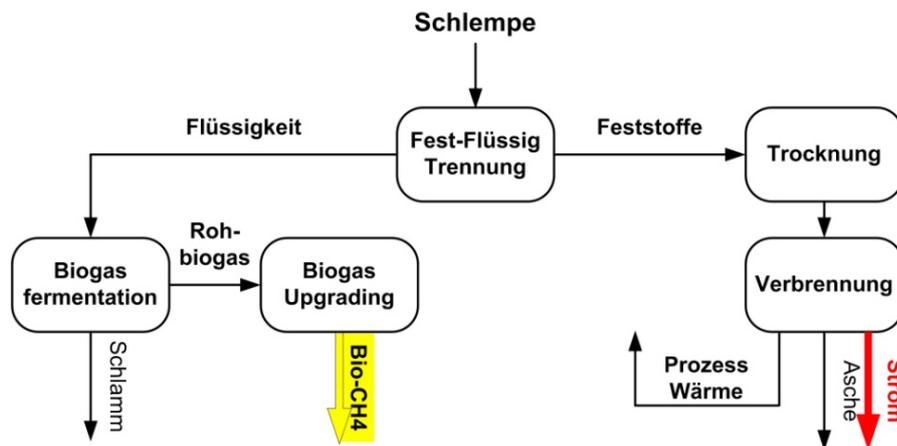


Abbildung 29: Vereinfachte Darstellung von Biomethan- und Stromproduktion aus Schlempe.

Strom, Biomethan und Fernwärme sind etablierte Produkte am Energiemarkt und müssen hier nicht weiter beschrieben werden. Bei Pellets und C5 Melasse ist die Situation anders. Es folgt eine kurze Beschreibung dieser Nebenprodukte.

#### 2.4.2.8 Pellets (Anlagenkonzepte 4-8, 12)

Die Produktion von energiereichen Pellets hat den Vorteil, dass ein Energieträger mit hoher Energiedichte produziert wird, der örtlich und zeitlich entkoppelt von der Bioethanolproduktion genutzt werden kann. Durch diese Entkoppelung kann man die Wärmeproduktion vor Ort genau an den Prozessbedarf anpassen. Außerdem werden Investitionskosten für Dampferzeuger und Turbine eingespart. Die Pellets können in einem großen Heiz(kraft)werk (Biomasse oder Fossil) zugefeuert werden. Untersuchungen haben gezeigt, dass Rückstände aus Bioethanolproduktion aus Holz sehr gute Brennstoffeigenschaften haben [Eriksson *et al.*, 2004]. Nach [Larsen *et al.*, 2008] ist auch der feste Rückstand aus Bioethanolproduktion aus Stroh sehr gut für die Verbrennung in einem Kraftwerk geeignet. Voraussetzung dafür ist allerdings, dass durch ein Waschen korrosive und Schlacke bildende Aschebestandteile entfernt werden.

Die Massenbilanzen aus IPSEpro liefern genaue Zusammensetzungen der Pellets für die einzelnen Anlagenkonzepte. Der Heizwert kann dann durch das PLS-Modell berechnet werden (vgl. Abschnitt 1.4.1). Die Zusammensetzung und Heizwerte der Pellets sind im

Anhang 5.2 dargestellt. Der Feststoffgehalt wurde bei allen Anlagenkonzepten mit 90 w/w% angenommen. Der Heizwert (LHV) liegt je nach Anlagenkonzept zwischen 16500 und 19500 kJ/kg. Der Ligningehalt zwischen 36 und 71 w/w% und der Aschegehalt zwischen 10 und 17 w/w%, wobei in der Modellierung kein Waschen der Feststoffe berücksichtigt wurde, was den hohen Aschegehalt der Pellets erklärt. Ein Waschen würde zu einer Verringerung des Aschegehalts und einer Verbesserung der Brennstoffqualität führen [Larsen *et al.*, 2008].

#### **2.4.2.9 C5 Melasse (Anlagenkonzepte 7, 8, 9)**

Bei Stroh kann die auf 65 w/w% Feststoffgehalt eingedampfte Flüssigfraktion als Produkt verkauft werden. Sie enthält alle löslichen Feststoffe der Schlempe, vor allem C5 Zucker, daher die Bezeichnung C5 Melasse. C5 Melasse kann direkt nach der Vorbehandlung abgetrennt werden (Anlagenkonzept 8) oder nach der Destillation (Anlagenkonzepte 7 und 9). Die Zusammensetzung ist in beiden Fällen ähnlich (siehe Anhang 5.3.3). Ein möglicher Einsatz ist die Verwendung als Tierfutter. Untersuchungen von Dänischen Landwirtschaftsorganisationen (Danish agricultural organizations) haben gezeigt, dass die eingedampfte Flüssigfraktion, die durch Hydrothermale Vorbehandlung von Stroh gewonnen wird, gleich gut für die Ernährung und Schweinen geeignet ist wie Zuckerrüben- und Zuckerrohrmelasse [Larsen *et al.*, 2008]. Da Ammoniumsulfat  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  als Lebensmitteladditiv verwendet wird kann davon ausgegangen werden, dass geringe Mengen von Ammoniumsulfat, wie es bei Neutralisation von  $\text{SO}_2$  (steam explosion) mit Ammoniak entsteht die Futtermittelqualität nicht negativ beeinflussen. Man kann also folgern, dass die C5 Melasse die bei schonend durchgeführter steam explosion gewonnen wird ebenso als Futtermittel geeignet ist.

Für die Nutzung als Futter(zusatz)mittel ist der N-Gehalt entscheidend. Als Referenz können z.B. Sojabohnen herangezogen werden. Die Massenbilanzen haben ergeben, dass der N-Gehalt von C5 Melasse 66% (Anlagenkonzepte 7 und 9) bzw. 60% (Anlagenkonzept 8) des N-Gehalts von Sojabohnen entspricht (siehe Anhang 5.3.3). Bei der Nährwertergänzung kann man also annehmen, dass 1 kg C5 Melasse (trocken) 0,6 bis 0,66 kg Sojabohnen ersetzen. In Anhang 5.3.3 ist die Zusammensetzung von C5 Melasse und Sojabohnen angeführt.

### 3 Ergebnisse und Schlussfolgerungen

Die ausgewählten Anlagenkonzepte wurden in IPSEpro modelliert, die Treibhausgas-Emissionen und der kumulierte Primärenergieverbrauch (KEV) berechnet und Referenzsystemen gegenübergestellt sowie eine Kostenanalyse durchgeführt.

#### 3.1 Technologische, ökologische und ökonomische Bewertung

Die Darstellung der Ergebnisse erfolgt für alle 13 ausgewählten Anlagenkonzepte (siehe 3.1.1) und für zwei ausgewählte Anlagenkonzepte im Detail:

- „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ (Anlagenkonzept 3): Anlagenkonzept mit Stroh als Rohstoff und Umwandlung der C6 Zucker. Bioethanol, Strom und Wärme werden erzeugt (siehe 3.1.2.1).
- „EtOH-Holz-C6/Pellets“ (Anlagenkonzept 12): Anlagenkonzept mit Holz als Rohstoff und Umwandlung der C6 Zucker. Zusätzlich zur Bereitstellung der Prozesswärme wird Lignin zu Pellets umgewandelt, Strom muss von extern zugekauft werden (siehe 3.1.2.2).

##### 3.1.1 Gesamtergebnisse

Die Ergebnisse der Modellierung, der Treibhausgasbilanzierung und des kumulierten Primärenergieverbrauchs (KEV) sowie der Kostenanalyse der 13 Anlagenkonzepte sind nachfolgend dargestellt.

###### 3.1.1.1 Massen- und Energiebilanzen

Die Grunddaten für die Massen- und Energiebilanzen der ausgewählten Anlagenkonzepte sind in Tabelle 7 zusammengestellt. Der bei den Nebenprodukten angegebene elektrische Strom ist der den Eigenbedarf übersteigende Anteil, der als Produkt verkauft wird.

Um 100.000 t Bioethanol pro Jahr zu produzieren, müssen bei Stroh im Fall von alleiniger C6 Fermentation ca. 650.000 t Stroh eingesetzt werden, dies entspricht ca. 78% der theoretischen Ausbeute basierend auf C6 Zuckern. Wird nach der Vorbehandlung die Flüssigfraktion abgetrennt, so benötigt man unter den gegebenen Annahmen ca. 695.000 t Stroh. Die Ausbeute sinkt auf 73%. Werden auch C5 Zucker zu Bioethanol umgesetzt, so benötigt man ca. 450.000 t Stroh. Basierend auf C6 und C5 Zuckern beträgt die Ausbeute dann ca. 70% (113% basierend auf C6).

Bei Holz wird durch den hohen Wassergehalt (55%) wesentlich mehr frische Biomasse benötigt (ca. 870.000 t) benötigt. Dies entspricht einer Ausbeute von ca. 78% der theoretischen Ausbeute basierend auf C6 Zuckern.

Bei allen Anlagenkonzepten werden trotz Deckung des Prozesswärmebedarfs große Mengen an Nebenprodukten erzeugt. Die vereinfachten Energiebilanzen sind in Tabelle 8 als Jahresenergiemengen (Input: Biomasse und Strom; Output: Produkt Bioethanol und Nebenprodukte; Prozessenergie) dargestellt. In Abbildung 30 sind die Energien der den Prozess verlassenden Produkte (Bioethanol und Nebenprodukte) sowie der Prozessenergie als Anteile der zugeführten Energie (Biomasse angegeben in LHV (unterer Heizwert) und Strom) zusammengestellt. Die Beiträge durch Hilfsstoffe (Corn Steep Liquor CSL, Rübenmelasse, etc.) sind sehr gering und wurden folglich vernachlässigt.

Tabelle 7: Grunddaten für Massen- und Energiebilanzen der ausgewählten Anlagenkonzepte (100.000 t/a Bioethanol)

Nr.	Rohstoff		Prozess	Produkt	Nebenprodukte					
	Art	Gesamtmasse (feucht)			Wassergehalt	Fermentation	Bioethanol	Fernwärme	Strom	C5 Melasse (trocken)
		kt/a	w/w%		kt/a	GWh/a	GWh/a	kt/a	kt/a	GWh/a
1	Stroh	648	10%	C6	100		379			
2		446		C6+C5	100		160			
3		648		C6	100	1.003	305			
4		648		C6	100				246	
5		446		C6+C5	100				117	
6		648		C6	100	580			191	
7		648		C6	100				192	56
8		695		C6, HWIS	100				217	90
9		648		C6	100	551			192	
10		648		C6	100			78		
11	Holz	869	55%	C6	100		176			
12		869		C6	100				114	
13		869		C6	100			114		

Tabelle 8: Vereinfachte Energiebilanz der Anlagenkonzepte (Input: Biomasse und Strom; Output: Produkt Bioethanol und Nebenprodukte; Prozessenergie)

Nr.	Rohstoff		Prozess	Produkt	Nebenprodukte					Prozess	
	Art	Biomasse			Strom	Fermentation	Bioethanol	Fernwärme	Strom		C5 Melasse (trocken)
		GWh/a	GWh/a		GWh/a	GWh/a	GWh/a	GWh/a	GWh/a	GWh/a	GWh/a
1	Stroh	2.877		C6	747		379				1.750
2		1.983		C6+C5	747		160				1.076
3		2.877		C6	747	1.003	305				822
4		2.877	71	C6	747				1.247		954
5		1.983	72	C6+C5	747				593		715
6		2.877	71	C6	747	580			968		653
7		2.877	70	C6	747			975	284		940
8		3.086	68	C6, HWIS	747			1.055	477		874
9		2.877	71	C6	747	551		976			674
10		2.877		C6	747		78				822
11	Holz	1.750		C6	747		176				827
12		1.750	79	C6	747				618		465
13		1.750		C6	747		114				219

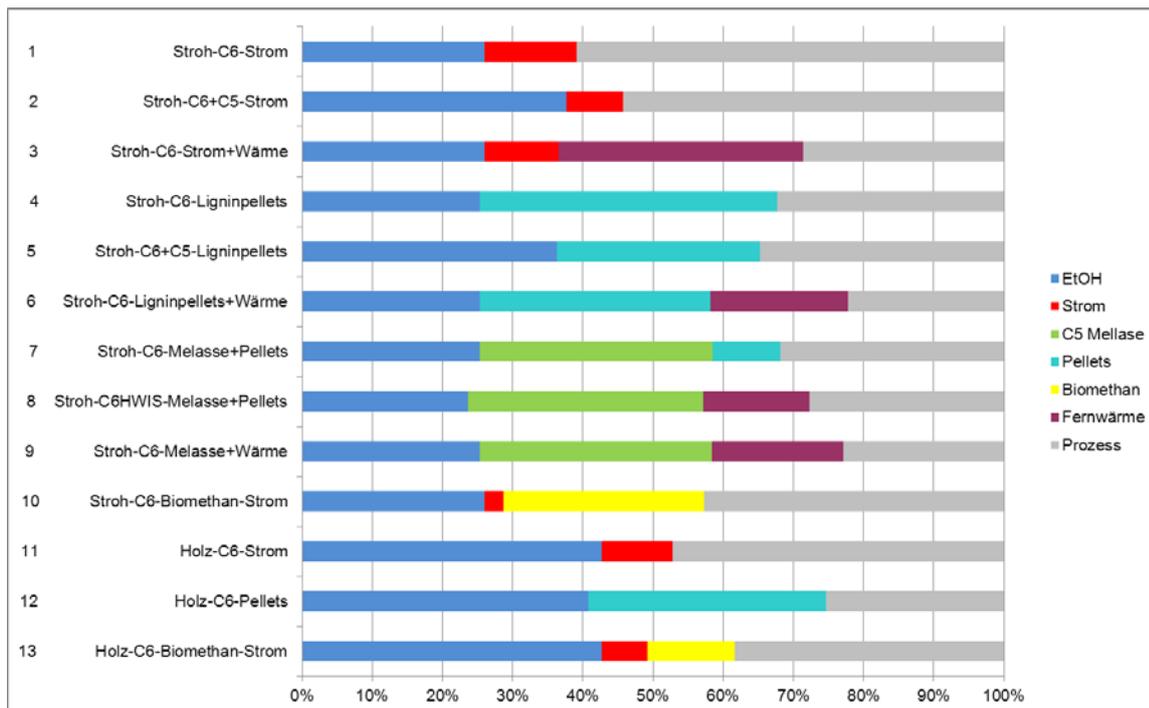


Abbildung 30: Vereinfachte Energiebilanz - Anteile Bioethanol (EtOH), Nebenprodukte und Prozessenergie in %

Bei den stofflichen Energieformen Rohstoff (Holz bzw. Stroh), Bioethanol, C5 Melasse, Pellets und Biomethan wird der Heizwert (lower heating value, LHV) herangezogen (siehe Tabelle 8). Bei der zugeführten Energie wird vereinfachend lediglich elektrischer Strom und die Biomasse berücksichtigt. Die Beiträge durch Hilfsstoffe (CSL, Rübenmelasse, etc.) sind sehr gering und werden folglich vernachlässigt. Bei den Anlagekonzepten, bei denen mehr Strom produziert wird als Eigenbedarf besteht (1, 2, 3, 10, 11, 13), wird in der Energiebilanz nur dieser den Eigenbedarf übersteigende Anteil als Nebenprodukt Strom berücksichtigt. Bei den Anlagekonzepten, bei denen kein Strom produziert wird (4 bis 9, 12), wird der nötige zugekaufte Strom als zugeführte Energie berücksichtigt (siehe Tabelle 8, Spalte Strom). Der Stromeigenbedarf ist im Vergleich zum Energiegehalt der zugeführten Biomasse jedoch gering, weshalb in Abbildung 30 die Verringerung des Prozesswirkungsgrades für Bioethanol kaum sichtbar (gleiche Menge Bioethanol bei mehr zugeführter Energie, vgl. z.B. Anlagenkonzept 3 und Anlagenkonzept 4) ist.

Bei Stroh mit alleiniger Nutzung der C6 Zucker werden 26% (Stromproduktion, Anlagenkonzepte 1, 3, 10), 25% (Stromzukauf, Anlagenkonzepte 4, 6, 7, 9) bzw. 23% (HWIS, Stromzukauf, Anlagenkonzept 8) der zugeführten Energie im Hauptprodukt Bioethanol wiedergefunden. Bei Stroh und Nutzung sämtlicher Zucker (C6 und C5) finden sich 37% (Stromproduktion, Anlagenkonzept 2) bzw. 36% (Stromzukauf, Anlagenkonzept 5) im Bioethanol wieder.

Bei Holz findet man 41% (Stromzukauf, Anlagenkonzept 11) bzw. 43% (Stromproduktion, Anlagenkonzepte 10 und 12) der zugeführten Energie im Hauptprodukt Bioethanol wieder. Der höhere Wirkungsgrad ist auf zwei Ursachen zurückzuführen:

- 1) Bedingt durch den höheren Gehalt an C6 Zuckern gewinnt man bei ähnlicher Ausbeute pro kg trockener Biomasse bei Holz mehr Bioethanol als bei Stroh.
- 2) Der Heizwert von Holz ist durch die hohe Feuchte (Wassergehalt 55%) der Biomasse deutlich niedriger als der von Stroh. Bei gleicher Bioethanolproduktion wird also bei Holz dem Prozess wesentlich weniger Energie zugeführt als bei Stroh (siehe Tabelle 8 Spalte Biomasse).

Sowohl bei Stroh als auch bei Holz tragen die Nebenprodukte ganz wesentlich zur Erhöhung des Gesamtwirkungsgrades bei. So übersteigt in vielen Fällen die Energie der Nebenprodukte jene vom Hauptprodukt Bioethanol. Besonders hohe Wirkungsgrade können dann erzielt werden, wenn man stoffliche Produkte ohne Umwandlung (Pellets, C5 Melasse) entnimmt, und wenn die Prozessabwärme zur Bereitstellung von Fernwärme herangezogen wird.

Hierbei ist jedoch folgendes zu bemerken: C5 Melasse wird nicht energetisch genutzt, daher ist die Angabe des Heizwertes wenig aussagekräftig. Weiters kann Fernwärme im Vergleich zu elektrischem Strom oder Biomethan nur über geringere Strecken transportiert werden und folglich nur dort verwendet werden, wo Bedarf besteht. Allgemein sind jene Energieformen, bei denen hohe Wirkungsgrade erzielt werden, im Vergleich zu elektrischem Strom geringerwertig und können dadurch nur bedingt verglichen werden. Außerdem stellen die Pellets, die beim Bioethanolprozess anfallen im Vergleich zu Strom, Bioethanol oder Biomethan keine Endenergieform dar. Weiters können sie voraussichtlich nicht in Kleinanlagen zu Heizzwecken verwendet werden. Bei Stromproduktion mit Pellets in einem Kraftwerk sind noch die Umwandlungsverluste (Kraftwerkwirkungsgrad) zu berücksichtigen.

In Abbildung 31 ist die Massenbilanz der Anlagenkonzepte schematisch dargestellt. Die Massenbilanzen für alle Anlagenkonzepte sind in Tabelle 9 zusammengestellt. Dem Produktionsprozess werden als Input der Rohstoff (Holz bzw. Stroh), Hilfsstoffe, Wasser und Luft zugeführt. Die Mengen der Hilfsstoffe sind in Tabelle 10 zusammengestellt. Output sind die Produkte (Bioethanol, Pellets, C5 Melasse, Biomethan), (Ab)Wasser, CO<sub>2</sub>, Asche und Schlamm. Im Anhang 5.2 sind die Massen- und Energiebilanzen im Detail für jedes Anlagenkonzept dargestellt.

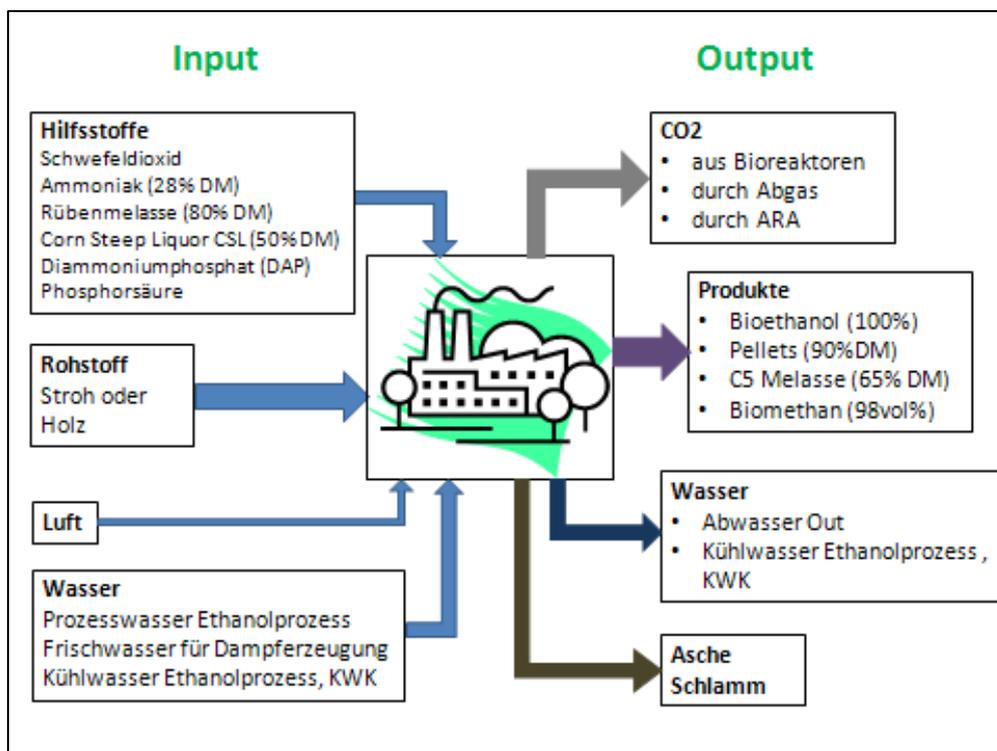


Abbildung 31: Schematische Darstellung der Massenbilanz

Tabelle 9: Massenbilanzen der Anlagenkonzepte

Anlagenkonzept		1	2	3	4	5		6	7	8	9	10	11	12	13
		Stroh						Holz							
		C6/Strom	C6+C5/Strom	C6/Strom + Wärme	C6/Pellets	C6+C5/Pellets	C6/Pellets + Wärme	C6/C5 Melasse + Pellets	C6HWIS/C5 Melasse + Pellets	C6/C5 Melasse+ Wärme	C6/Bio-methan+ Strom	C6/Strom	C6/Pellets	C6/Bio-methan+ Strom	
Stroh (90%DM)	kt/a	648	446	648	648	446	648	648	695	648	648	-	-	-	
Weichholz (45%DM)	kt/a	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	869	869	869	
Hilfsstoffe	kt/a	47	36	47	47	36	47	47	50	47	47	52	52	52	
Wasser <sup>1)</sup>	kt/a	55.411	34.036	17.676	28.690	21.155	17.956	28.573	24.961	19.108	34.264	39.747	39.747	31.102	
Verbrennungsluft	kt/a	4.098	2.188	4.088	1.510	990	2.145	1.315	1.148	1.861	2.515	2.253	1.120	1.927	
Summe Input	kt/a	60.205	36.706	22.460	30.895	22.628	20.796	30.583	26.853	21.665	37.474	42.920	41.787	33.949	
Bioethanol (100%)	kt/a	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	
Pellets (90%DM)	kt/a	-	-	-	272	121	209	61	100	-	-	-	114	-	
Biomethan (98vol%)	kt/a	-	-	-	-	-	-	-	-	-	62	-	-	16	
C5 Melasse (65%DM)	kt/a	-	-	-	-	-	-	295	333	295	-	-	-	-	
Wasser <sup>2)</sup>	kt/a	55.280	34.068	17.545	28.661	21.188	17.907	28.524	24.907	19.060	34.140	40.188	40.188	31.506	
Abgas <sup>3)</sup>	kt/a	4.773	2.503	4.765	1.848	1.203	2.561	1.576	1.394	2.175	2.883	2.607	1.370	2.250	
Asche	kt/a	52	35	50	14	17	19	26	20	35	30	25	15	8	
Schlamm	kt/a	-	-	-	-	-	-	-	-	-	259 <sup>4)</sup>	-	-	70 <sup>5)</sup>	
Summe Output	kt/a	60.205	36.706	22.460	30.895	22.628	20.796	30.583	26.853	21.665	37.474	42.920	41.787	33.949	

DM ... Trockenmasse; 1) Prozesswasser, Frischwasser, Kühlwasser; 2) Abwasser, Kühlwasser; 3) Abgas inklusive Kohlendioxid aus Bioreaktoren etc. 4) Schlamm mit 30%DM (185kt) und 75%DM (74kt); 5) Schlamm mit 30%DM (50kt) und 75%DM (20kt)

Tabelle 10: Mengen der Hilfs- und Reststoffe (nicht beinhaltet: Schlamm fällt nur bei den Anlagenkonzepten mit Biomethan an)

Art	Stoff	Min. [kt/a]	Max. [kt/a]	Max. Verwendung in Anlagenkonzept Nr.	Min. Verwendung in Anlagenkonzept Nr.
H	Schwefeldioxid SO <sub>2</sub>	4,0	10,0	2; 5	11; 12; 13
H	Ammoniak NH <sub>3</sub> (28% DM)	12,5	14,0	2; 5	11; 12; 13
H	Rübenmelasse (80% DM)	6,6	7,0	2; 5	11; 12; 13
H	Corn Steep Liquor CSL (50% DM)	16,6	20,0	2; 5	8
H	Diammoniumphosphat (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> (DAP)	2,3	2,5	2; 5	8
H	Phosphorsäure H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0,4	0,4	13	10
R	Asche	15,2	51,8	1; 3	12

H ... Hilfsstoff, R ... Reststoff; Min. ... minimale Menge, Max. ... maximale Menge des jeweiligen Stoffes

### 3.1.1.2 Treibhausgasbilanz und kumulierter Energieverbrauch

Die Treibhausgasbilanzen der 13 Anlagenkonzepte sind in Abbildung 32 zusammengestellt. Sie beinhalten die Treibhausgas-Emissionen für Bioethanol (100.000 t/a) und der jeweils erzeugten Nebenprodukte. Die N<sub>2</sub>O-Emissionen sind bedingt durch die Erzeugung der Hilfsstoffe (insbesondere Ammonium, Diammoniumsulfat). Erkennbar sind die beim Rohstoff Stroh gegenüber Holz höheren N<sub>2</sub>O-Emissionen, die darauf zurück zu führen sind, dass durch die Entnahme des Strohs von den Feldern als Ersatz Düngemittel eingesetzt werden muss.

Die Treibhausgas-Emissionen der Anlagenkonzepte werden Referenzsystemen mit fossiler bzw. erneuerbarer Energie gegenübergestellt und verglichen. Daraus können für die

einzelnen Anlagenkonzepte und den festgelegten Referenzsystemen die Veränderung der THG-Emissionen errechnet werden. Die THG-Emissionen der Anlagenkonzepte sind hauptsächlich bestimmt von der Rohstoffgewinnung, den Hilfsstoffen, den Transporten und der Errichtung der Anlagen. Die höchsten THG-Emissionen ergeben sich für das Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/C5 Melasse+Wärme“, u.a. da ein Teil des Strombedarfes extern gedeckt werden muss (Strom aus Erdgas-GuD-Kraftwerk). In Abbildung 33 sind die möglichen Treibhausgasreduktionen gegenüber fossilen und erneuerbaren Referenzsystemen zusammengestellt. Gegenüber den festgelegten Referenzsystemen (fossile und erneuerbare) ergeben sich Treibhausgas(THG)-Reduktionen von 41% bis 76%.

Unter „kumulierter Primärenergieverbrauch (KEV)“ wird der Gesamtenergieeinsatz für alle Teilschritte der Lebenszyklusanalyse verstanden angegeben in eingesetzter Primärenergie (in GWh/a) für das betrachtete System. Der KEV wird aufgeteilt in fossile (Öl, Gas, Kohle), erneuerbare (Wasserkraft, Biomasse, Wind, Solar) und sonstige (Abfälle, Nuklear) Energie. Der KEV für die Anlagenkonzepte wird dominiert vom KEV für Gewinnung der Rohstoffe und für Transporte. Die Anlagenkonzepte mit Holz als Rohstoff haben den geringsten KEV, weil der KEV für die Rohstoffgewinnung um vieles geringer ist als bei Stroh. Die Anlagenkonzepte mit Stroh, die C6 und C5 Zucker nutzen, haben einen signifikant geringeren KEV gegenüber den restlichen Anlagenkonzepten, weil geringere Strohmenngen benötigt werden. Den höchsten KEV weist das Anlagenkonzept mit erhöhtem Feststoffgehalt auf, da hier die höchste Strohmenge eingesetzt wird.

Die Anlagenkonzepte werden den ausgewählten Referenzsystemen mit fossiler bzw. erneuerbarer Energie gegenübergestellt und verglichen. Wird nur der fossile Anteil am KEV betrachtet (KEV fossil), so reduziert sich der KEV fossil gegenüber dem fossilen Anteil der Referenzsysteme um 34% bis 80% (siehe Abbildung 35).

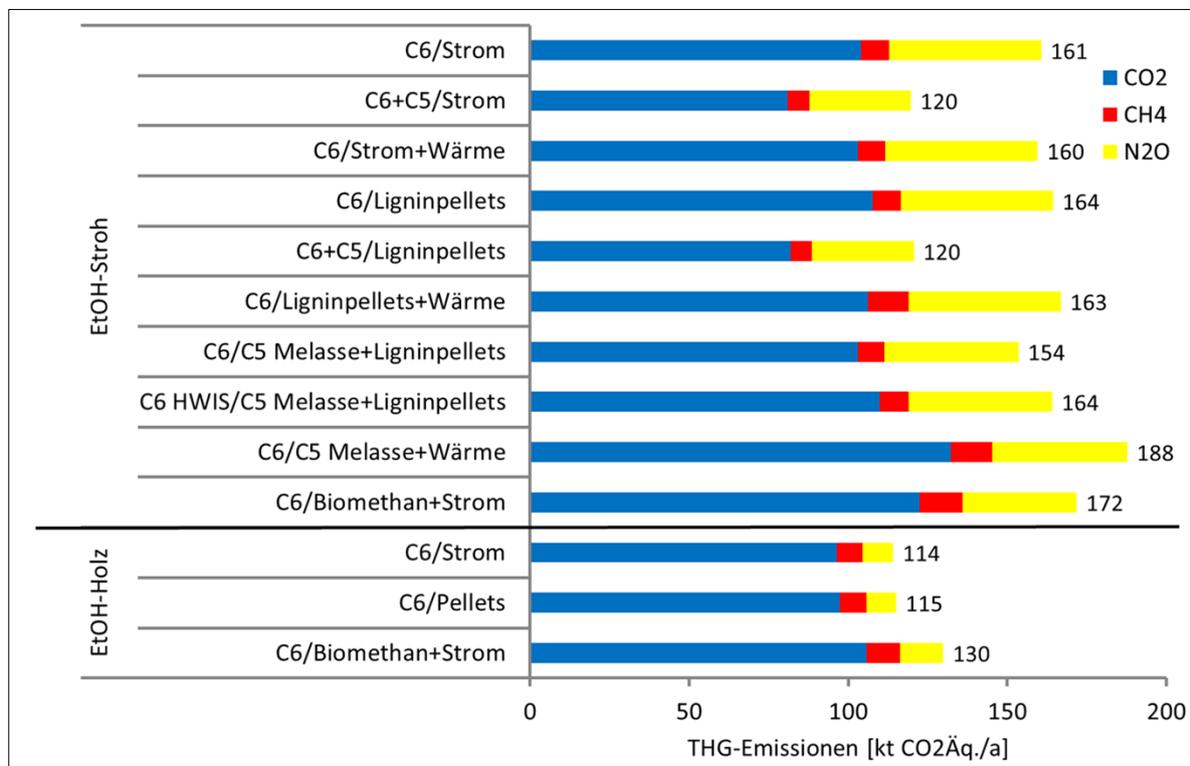


Abbildung 32: Treibhausgas-Emissionen der 13 Anlagenkonzepte in kt/a

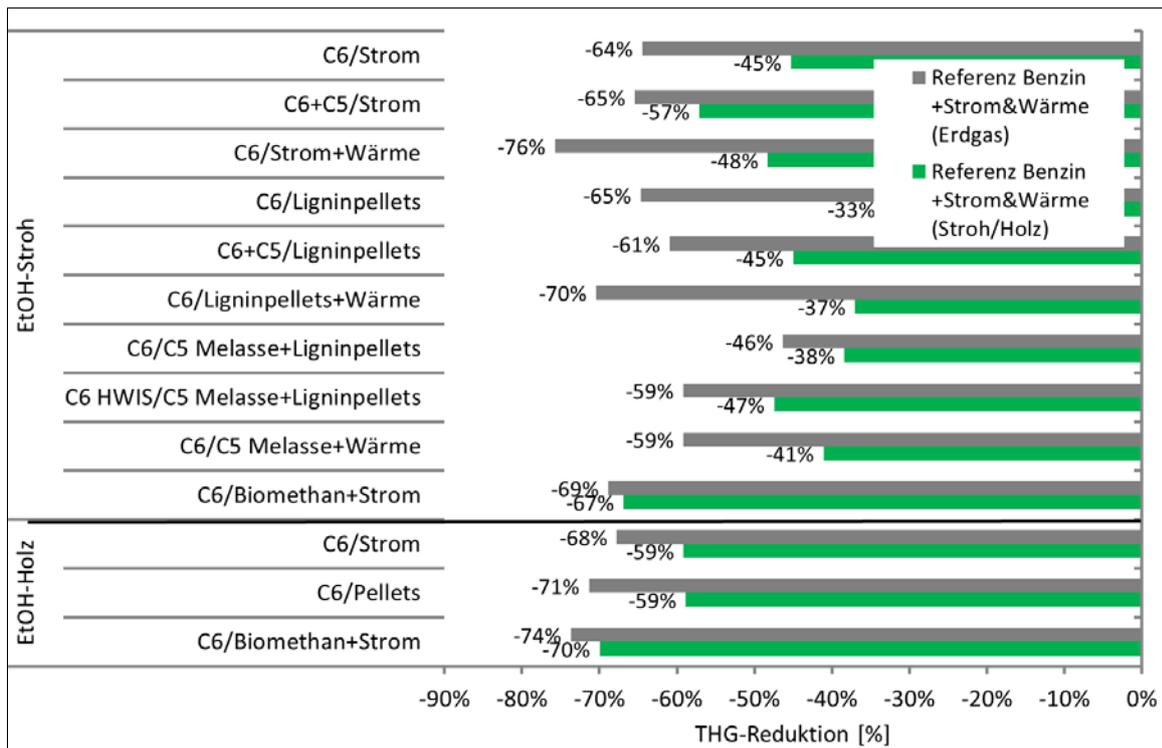


Abbildung 33: Treibhausgasreduktion in Prozent [%] gegenüber Referenzsystemen Benzin mit fossiler bzw. erneuerbarer Energie

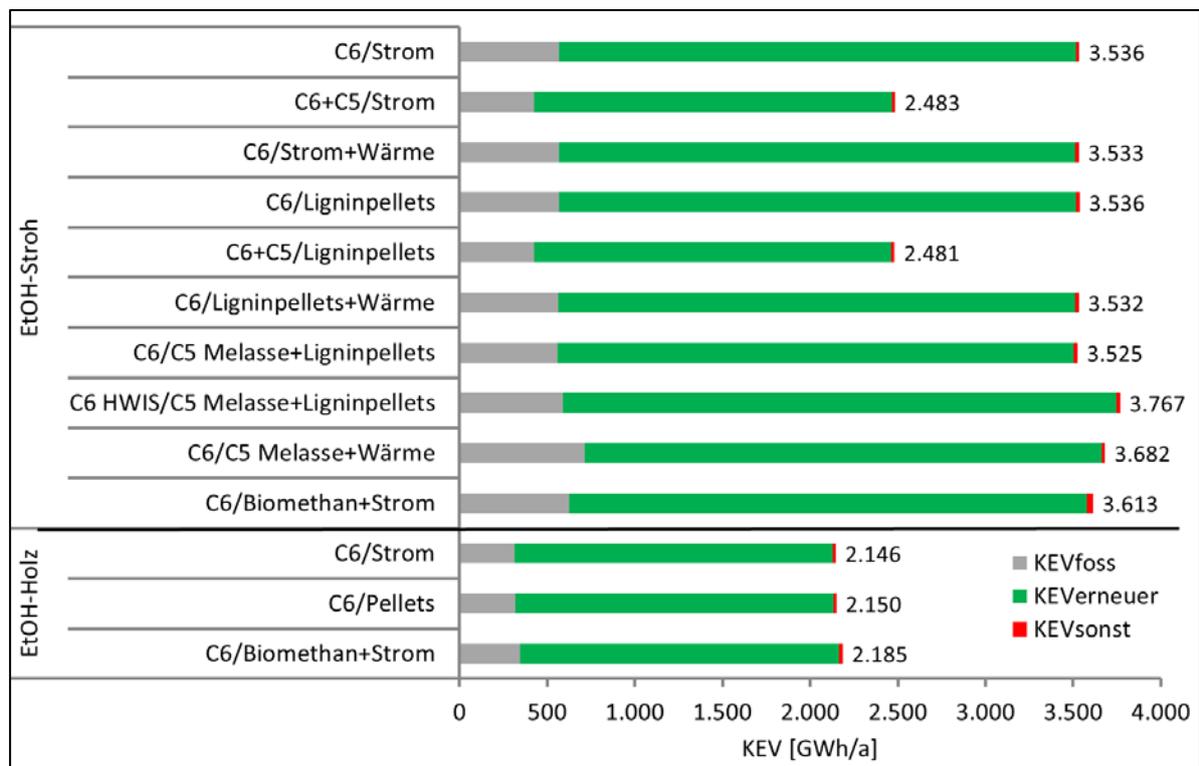


Abbildung 34: Kumulierter Primärenergieverbrauch (KEV) in GWh/a

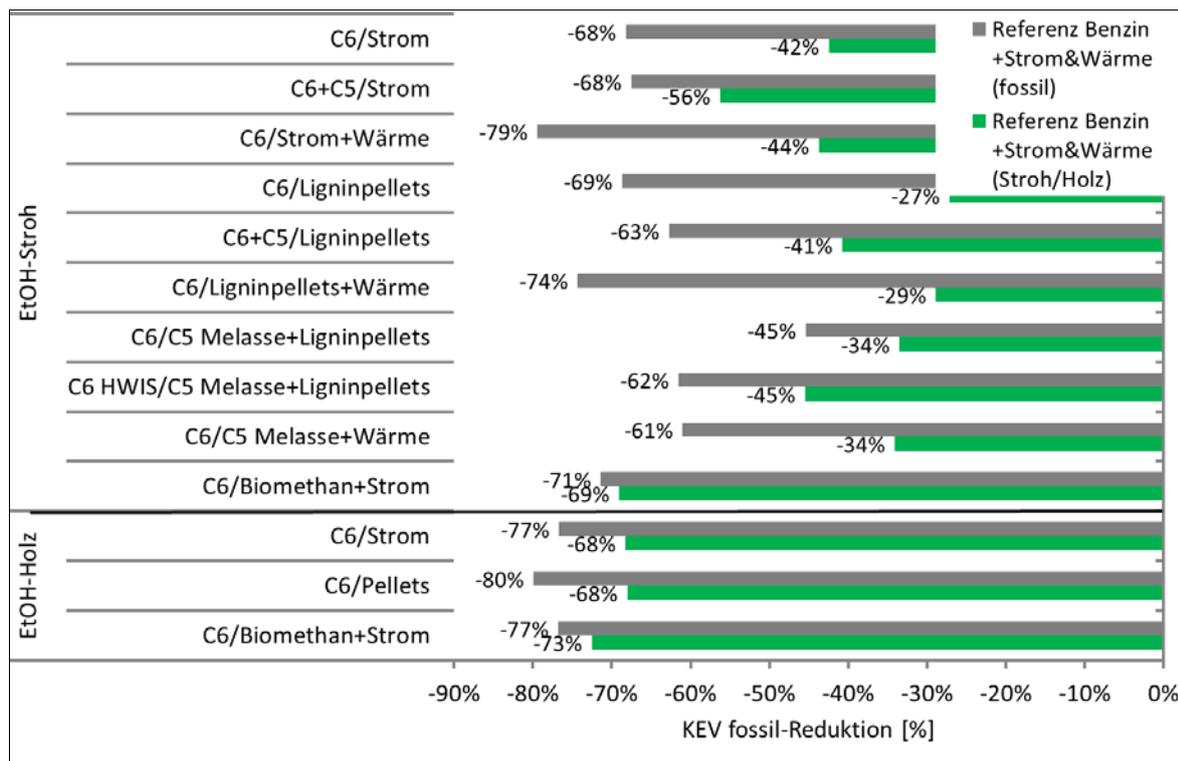


Abbildung 35: Reduktion des fossilen Anteils am kumulierten Primärenergieverbrauch (KEV fossil) in Prozent [%] gegenüber Referenzsystemen Benzin mit fossiler bzw. erneuerbarer Energie

Bei dem Vergleich mit den Referenzsystemen ist zu berücksichtigen, dass einerseits das fossile Referenzsystem das derzeit effektivste fossile Stromerzeugungssystem darstellt und dass andererseits das erneuerbare Referenzsystem derzeit noch nicht zum Einsatz kommt. Würde man die Anlagenkonzepte für Bioethanol mit derzeit durchschnittlichen fossilen Systemen vergleichen, so würde das höhere Reduktionen bei Treibhausgas-Emissionen und beim kumulierten Primärenergieverbrauch als in den dargestellten Vergleichen bewirken.

### 3.1.1.3 Kostenanalyse

Für die 13 Anlagenkonzepte werden die jährlichen Kosten und Erlöse errechnet. Die Ausgangsdaten für die Berechnung der Kosten und Erlöse sind in Tabelle 11 zusammengestellt. Die Differenz zwischen den Kosten und Erlösen aus den Nebenprodukten wird auf die produzierte Jahresmenge Bioethanol (100.000 t/a) bezogen und damit werden die spezifischen Bioethanolkosten errechnet. Die Ergebnisse sind in Abbildung 36 dargestellt.

Die Bioethanolkosten werden besonders durch die Investitionskosten (Kapitalkosten von 19% bis 27%) und die Rohstoffkosten (46% bis 56%) beeinflusst. Für die Anlagenkonzepte errechnen sich folgende spezifische Kosten für Bioethanol: mit Stroh von 0,49 bis 0,64 € pro Liter Bioethanol (0,71 bis 0,94 € pro Liter Benzinäquivalent); mit Holz von 0,45 bis 0,51 € pro Liter Bioethanol (0,66 bis 0,74 € pro Liter Benzinäquivalent).

Die Kosten für die Anlagenkonzepte mit Holz sind niedriger als die für die vergleichbaren Anlagenkonzepte mit Stroh als Rohstoff. Dies ist auf die geringeren Investitionskosten und Rohstoffkosten bei Holz zurückzuführen. Die absolut niedrigsten spezifischen Kosten ergeben sich bei Holz als Rohstoff für das Anlagenkonzept mit Nebenprodukt Pellets (0,45 €/l Bioethanol bzw. 0,66 €/l Benzinäquivalent).

Bei Stroh als Rohstoff errechnen sich die niedrigsten Kosten für die Anlagenkonzepte, bei denen C6 und C5 Zucker genutzt werden (mit Strom bzw. Pellets als Nebenprodukt). Diese niedrigen Kosten errechnen sich durch geringere Investitionskosten (kleinere Anlagenkomponenten) und geringere Rohstoffkosten (verringerte Strohmenen durch Umwandlung von C6 und C5 Zucker).

Kann Wärme zusätzlich zu anderen Nebenprodukten erzeugt werden, so verringern sich die Kosten für Bioethanol durch die Erlöse aus dem zusätzlichen Wärmeverkauf: z.B. Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom“ ergibt 0,64 €/l Bioethanol verglichen mit „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ ergibt 0,51 €/l Bioethanol.

Um den Einfluss der Investitionskosten auf die Kosten für Bioethanol zu zeigen, wurde unter der Annahme von um 30% erhöhten Investitionskosten die spezifischen Bioethanolkosten in € pro Liter Benzinäquivalent errechnet. Die Ergebnisse sind in Abbildung 37 zusammengestellt. Die spezifischen Bioethanolkosten erhöhen sich dadurch um 11% bis 18%.

Im Kapitel 3.1.2 werden für die dargestellten Anlagenkonzepte auch die Rohstoffkosten und die Erlöse aus den Nebenprodukten variiert, um ihren Einfluss auf die Ergebnisse der Kostenanalyse zu zeigen.

Die Kostenanalyse zeigt, dass die Rohstoff- und Investitionskosten einerseits und die Erlöse aus den Nebenprodukten andererseits eine entscheidende Rolle spielen. Der Verkauf der erzeugten Nebenprodukte soll zu einem Preis erfolgen, der entsprechend hohe Erlöse aus den Nebenprodukten sicherstellt. Für die Anlagenkonzepte mit Holz als Rohstoff im Vergleich zu Stroh mit denselben Nebenprodukten errechnen sich geringere spezifische Bioethanolkosten. Wäre es möglich neben den C6 Zucker auch die C5 Zucker zu nutzen, so würden sich die spezifische Bioethanolkosten für die vergleichbaren Anlagenkonzepte signifikant verringern.

Tabelle 11: Ausgangsdaten für die Kostenrechnung

<b>Investitionskosten (IK)</b>	<b>180 bis 290 Mio. €</b>
<b>Nutzungsdauer</b>	<b>15 Jahre</b>
<b>Kalkulatorische Zinsen</b>	<b>5%</b>
<b>Kosten für Wartung, Instandhaltung</b>	<b>3% von IK</b>
<b>Kosten für Versicherung etc.</b>	<b>1% von IK</b>
<b>Personalkosten</b>	<b>45.000 €/Person und Jahr</b>
<b>Personenanzahl</b>	<b>40</b>
<b>Rohstoffkosten:</b>	
<b>Stroh (10% H<sub>2</sub>O)</b>	<b>80 €/t</b>
<b>Hackgut feucht (55% H<sub>2</sub>O)</b>	<b>40 €/t</b>
<b>Stromkosten (bei Zukauf)</b>	<b>80 €/MWh</b>
<b>Erlöse:</b>	
<b>Strom</b>	<b>50 €/MWh</b>
<b>Wärme</b>	<b>20 €/MWh</b>
<b>Pellets</b>	<b>100 €/t</b>
<b>C5 Melasse</b>	<b>70 €/t</b>
<b>Biomethan</b>	<b>30 €/MWh</b>

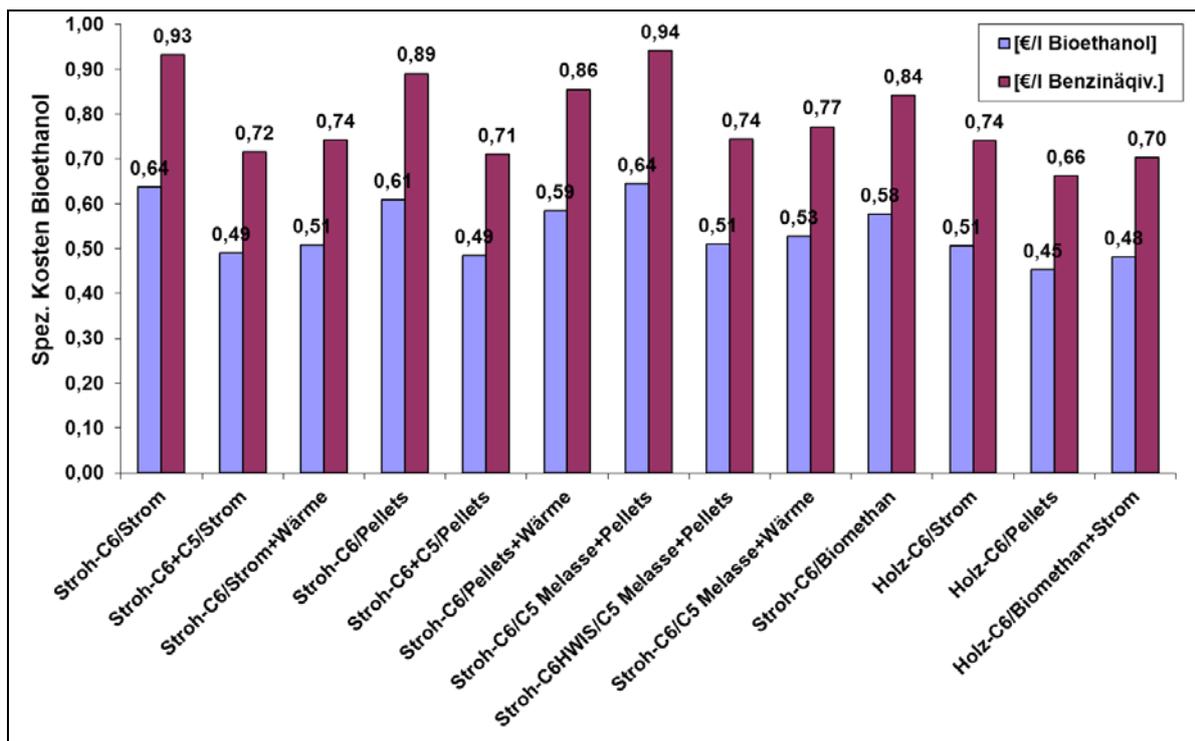


Abbildung 36: Spezifische Kosten für Bioethanol in € pro Liter Bioethanol bzw. € pro Liter Benzinäquivalent

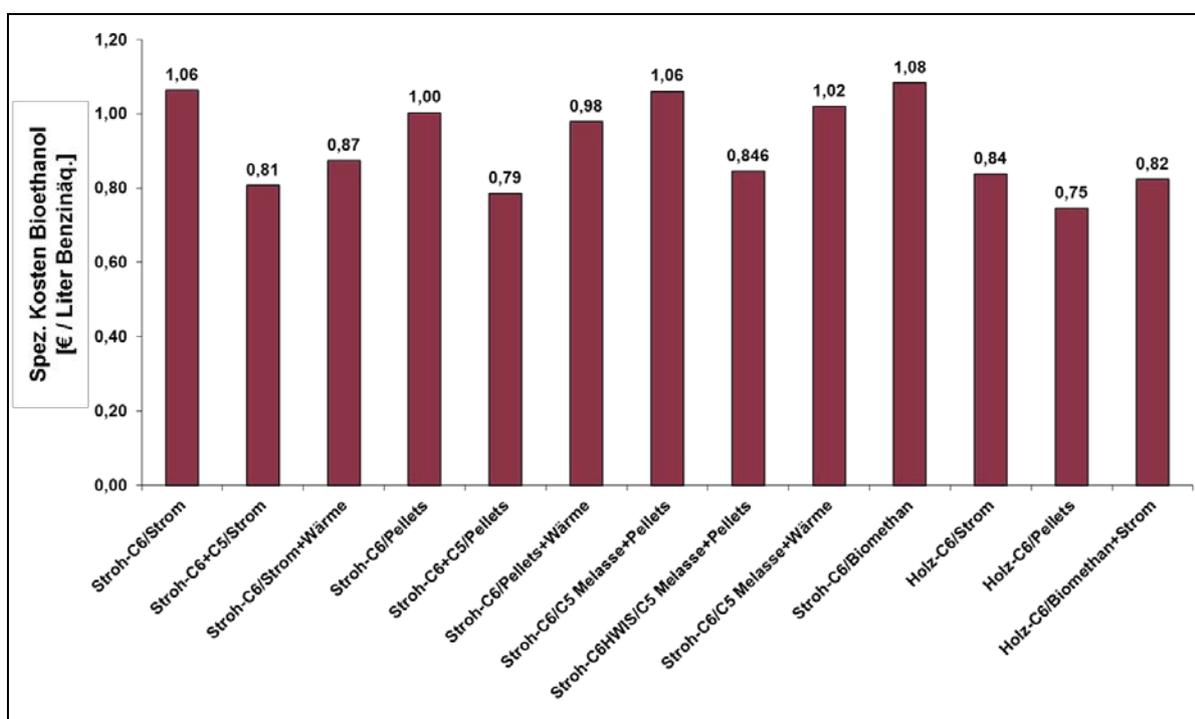


Abbildung 37: Spezifische Kosten für Bioethanol € pro Liter Benzinäquivalent bei um 30% erhöhten Investitionskosten

### 3.1.2 Detailergebnisse

Nachfolgend sind für zwei Anlagenkonzepte die Detailergebnisse dargestellt:

- „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ Bioethanol aus Stroh mit Erzeugung von Strom und Wärme (Anlagenkonzept 3)
- „EtOH-Holz-C6/Pellets“ Bioethanol aus Holz mit Nebenprodukt Pellets (Anlagenkonzept 12)

#### 3.1.2.1 Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ (Anlagenkonzept 3)

Im Detail werden die Ergebnisse für das Anlagenkonzept mit Stroh als Rohstoff und Umwandlung der C6 Zucker, Strom und Wärme werden extern genutzt („EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“) dargestellt. Eine genauere Beschreibung des Anlagenkonzepts findet sich in Abschnitt 2.4.2.2.

##### 3.1.2.1.1 Massen- und Energiebilanz

In Tabelle 12 sind die wichtigsten Betriebsparameter sowie eine detaillierte Massenbilanz für das Anlagenkonzept 3 angeführt. Zusätzlich zu den 650.000 t Stroh (580.000 t Trockenmasse), werden für die Produktion von 100.000 t Bioethanol ca. 5.800 t Schwefeldioxid (SO<sub>2</sub>), 12.500 t Ammoniak (NH<sub>3</sub>), 6.600 t Rübenmelasse, 20.000 t Corn Steep Liquor (CSL) und 2.500 t Diammoniumphosphat (DAP) benötigt. Die angegebene Strohmenge entspricht einer Ausbeute von ca. 78%, basierend auf den im Stroh enthaltenen C6 Zuckern. Die Mengen an Hilfsstoffen (SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, Rübenmelasse, CSL und DAP) sind für alle Anlagenkonzepte, bei denen Stroh verwendet wird, nur C6 Zucker fermentiert und nach der Vorbehandlung Feststoffe nicht abgetrennt werden, identisch (Anlagenkonzepte 1, 3, 4, 6, 7, 9, 10). Bei zusätzlicher C5 Fermentation sind durch die höhere Ausbeute an Bioethanol die benötigten Mengen an Hilfsstoffen um bis zu 30% geringer, während durch die geringeren Ausbeuten bei Abtrennung nach der Vorbehandlung (Anlagenkonzept 8) etwas höhere Mengen an Hilfsstoffen benötigt werden. Bei der Produktion von Biomethan (Anlagenkonzept 10) sind zusätzlich geringe Mengen Phosphorsäure (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>) nötig und ein Teil des durch SO<sub>2</sub> zugeführten Schwefels wird bei der biologischen Entschwefelung wieder gewonnen. Zusätzlich zu den Hilfsstoffen werden große Mengen an Prozesswasser und Kühlwasser benötigt, sowie große Mengen an Abwasser, CO<sub>2</sub> und Asche produziert. Die bei der Verbrennung zurückbleibende Asche kann teilweise als Dünger auf die Felder zurückgebracht werden. Der Feinanteil muss deponiert werden (siehe Anhang 5.4).

Bei Kühlwasser ist jene Menge, die für die Bereitstellung von Fernwärme benötigt wird nicht mit inbegriffen. Das den Prozess verlassende CO<sub>2</sub> entstammt einerseits den Bioreaktoren und andererseits der Verbrennung. CO<sub>2</sub> aus den Bioreaktoren wird durch Wäscher von flüchtigen organischen Komponenten befreit und ist bis auf den enthaltenen Wasserdampf sehr rein. Es könnte z.B. in der Getränkeindustrie eingesetzt werden, wurde aber im Rahmen des Projekts nicht als Produkt berücksichtigt. CO<sub>2</sub> aus der Verbrennung ist mit den typischen Verbrennungsgasen vermischt und kann nicht weiter genutzt werden. Es muss betont werden, dass sämtliches CO<sub>2</sub> biogen und somit Teil des geschlossenen Kohlenstoffkreislaufs ist.

In Tabelle 13 ist die detaillierte Energiebilanz für das Konzept dargestellt. Zusätzlich zu den schon in Tabelle 8 dargestellten Werten sind die Energie für Heizung und Kühlung des Prozesses sowie wichtige Kennzahlen der KWK dargestellt. Es ist zu erkennen, dass sowohl die Energie für Heizung als auch für Kühlung des Prozesses kleiner sind als die im Produkt Bioethanol enthaltene Energie (Energie Heizung ca. 85% der Energie Bioethanol). Voraussetzung hierfür ist einerseits eine hohe Bioethanolausbeute und andererseits eine

effiziente Prozessführung, die unter anderem durch Wärmerückgewinnung gewährleistet wird. Dadurch, dass ein Teil der Abwärme des Prozesses für die Bereitstellung von Fernwärme herangezogen wird, ist die Energie für Kühlung bei diesem Anlagenkonzept besonders gering und deutlich geringer als bei jenen Anlagenkonzepten, bei denen keine Fernwärme abgeführt wird. Außerdem ist zusätzlich zum in Tabelle 8 enthaltenen Strom (für Einspeisung extern) der in der KWK produzierte Strom und der Strombedarf für den Prozess angegeben. Auch bei den anderen Anlagenkonzepten liegt der Stromeigenbedarf im Bereich von 80 GWh/a. Durch die Nutzung von Fernwärme kann bei diesem Anlagenkonzept ein besonders hoher Wirkungsgrad erreicht werden (71%, vgl. Abbildung 30).

Tabelle 12: Betriebsparameter und detaillierte Massenbilanz für Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ (Anlagenkonzept 3)

<b>Betriebsparameter</b>		
Betriebsstunden	8.000	h/a
LHV Stroh (90%DM)	15.990	kJ/kg
LHV Stroh (trocken)	18.038	kJ/kg
LHV Bioethanol	26.900	kJ/kg
Chem. O <sub>2</sub> -Bedarf (CSB) Abwasser	44.000	mg/l
Temperatur Abgas	131	°C
Temperatur Kühlwasser in	20	°C
Temperatur Kühlwasser out	37	°C
Vorlauftemperatur Fernwärme	110	°C
Rücklauftemperatur Fernwärme	50	°C
Temperatur Abwasser out	50	°C
<b>Massenbilanz</b>		
Stroh (90%DM)	648	kt/a
Hilfsstoffe	47	kt/a
Wasser	17.676	kt/a
Verbrennungsluft	4.088	kt/a
<b>Summe Input</b>	<b>22.460</b>	<b>kt/a</b>
Bioethanol (100%)	100	kt/a
Wasser	17.545	kt/a
Kohlendioxid 1)	828	kt/a
Abgas	3.938	kt/a
Asche	50	kt/a
<b>Summe Output</b>	<b>22.460</b>	<b>kt/a</b>
LHV ... unterer Heizwert; DM ... Trockenmasse; 1) CO <sub>2</sub> aus Bioreaktoren, aus Abgas etc.		

Tabelle 13: Detaillierte Energiebilanz für Anlagenkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ (Anlagenkonzept 3)

<b>Energiebilanz</b>		
Energie Stroh	2.877	GWh/a <sub>ch</sub>
Energie Bioethanol	747	GWh/a <sub>ch</sub>
Heizung Bioethanolprozess	633	GWh/a <sub>ch</sub>
Kühlung Bioethanolprozess	336	GWh/a <sub>ch</sub>
Thermische Verbrennung	2.021	GWh/a <sub>ch</sub>
Kesselwirkungsgrad	87	%
Prozessdampf thermisch	1.760	GWh/a <sub>th</sub>
Strom produziert	385	GWh/a <sub>el</sub>
Strom Prozessbedarf	81	GWh/a <sub>el</sub>
Strom Einspeisung extern	305	GWh/a <sub>el</sub>
Fernwärme	1.002	GWh/a <sub>th</sub>
Gesamtwirkungsgrad Prozess	71	%

### 3.1.2.1.2 Treibhausgasbilanzierung

Diesem Anlagenkonzept werden zwei Referenzsysteme gegenübergestellt. Für beide Referenzsysteme wird als Treibstoff Benzin angenommen. Strom und Wärme werden unterschiedlich bereitgestellt:

- 1) Referenzsystem fossil: Wärme und Strom aus Erdgas in GuD-Kraftwerk und Heizwerk (siehe Abbildung 38).
- 2) Referenzsystem erneuerbar: Wärme und Strom aus Stroh in KWK-Anlage und Heizwerk (siehe Abbildung 39).

In Abbildung 40 sind die jährlichen Treibhausgas-Emissionen detailliert für das Anlagenkonzept dargestellt. Die höchsten Anteile an den Treibhausgas-Emissionen haben die Gewinnung Rohstoffe (Stroh), bedingt durch die Berücksichtigung von Dünger der als Ersatz für das entnommene Stroh aufgebracht werden muss (hoher Anteil an N<sub>2</sub>O als CO<sub>2</sub>-Äquivalent), und die Hilfsstoffe, insbesondere Ammoniak, Corn Steep Liquor (CSL) und Diammoniumphosphat (DAP).

In Abbildung 41 werden die Treibhausgas-Emissionen denen der Referenzsysteme gegenübergestellt. Für beide Referenzsysteme werden höhere Treibhausgas-Emissionen als für das betrachtete Bioethanolkonzept errechnet. Das Referenzsystem Benzin mit fossiler Energie ist das mit den höchsten THG-Emissionen, die entscheidend auch durch die Wärme- und Stromerzeugung mit Erdgas bedingt sind. Die THG-Reduktion des betrachteten Anlagenkonzepts beträgt etwa 48% gegenüber dem Referenzsystem Benzin mit erneuerbarer Energie (Stroh) und 76% gegenüber dem Referenzsystem Benzin mit fossiler Energie.

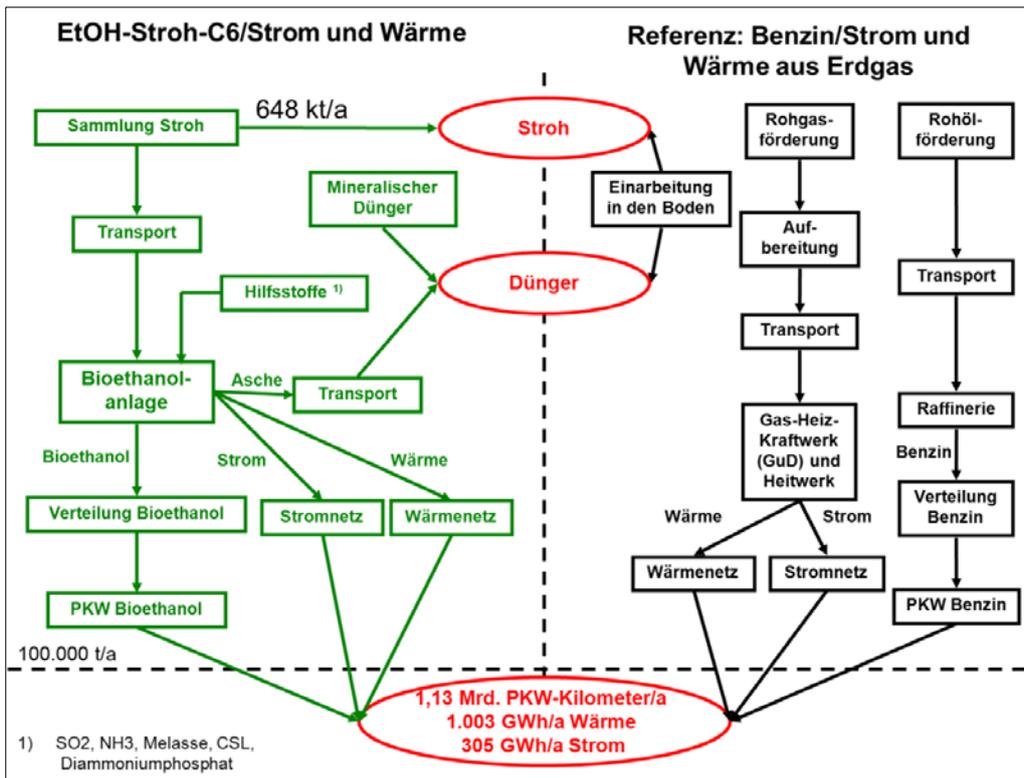


Abbildung 38: Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ und Referenzsystem fossil

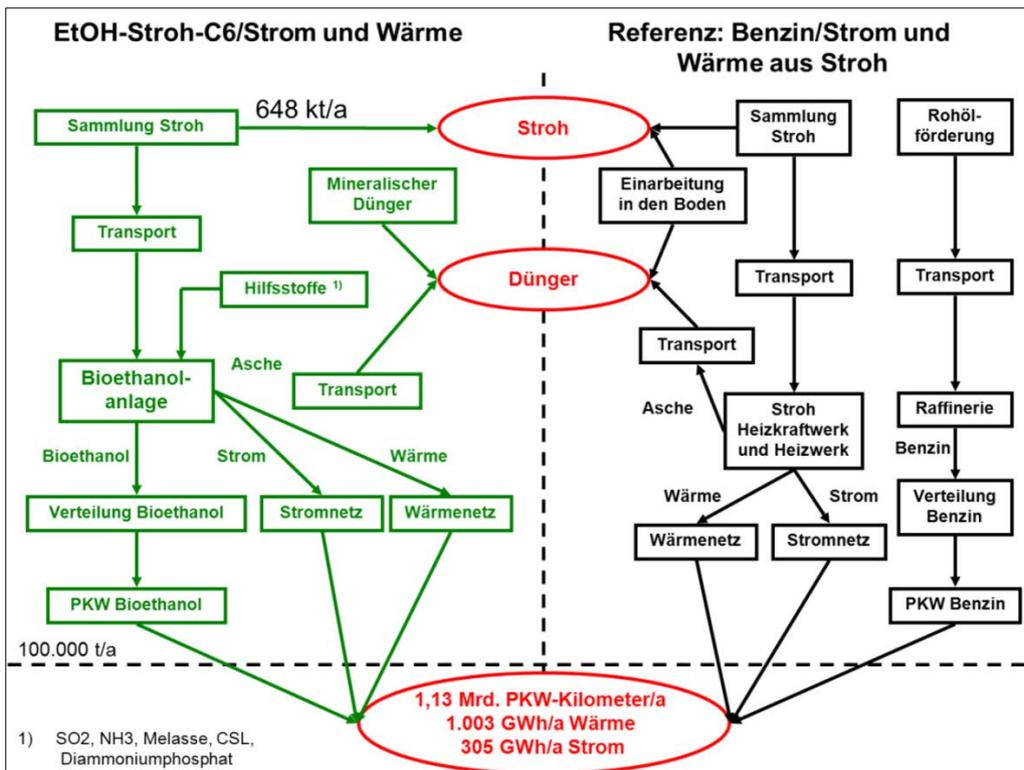


Abbildung 39: Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ und Referenzsystem erneuerbar

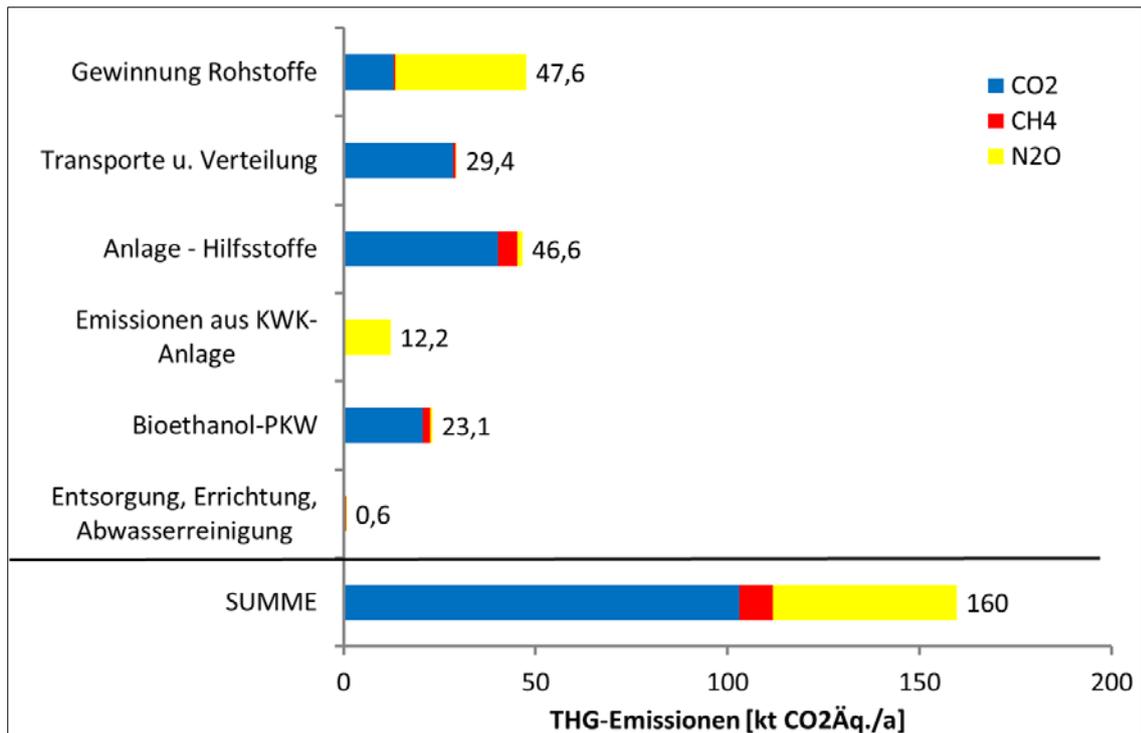


Abbildung 40: Treibhausgas-Emissionen in kt CO<sub>2</sub>-Äq./a für das Bioethanolkonzept EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme

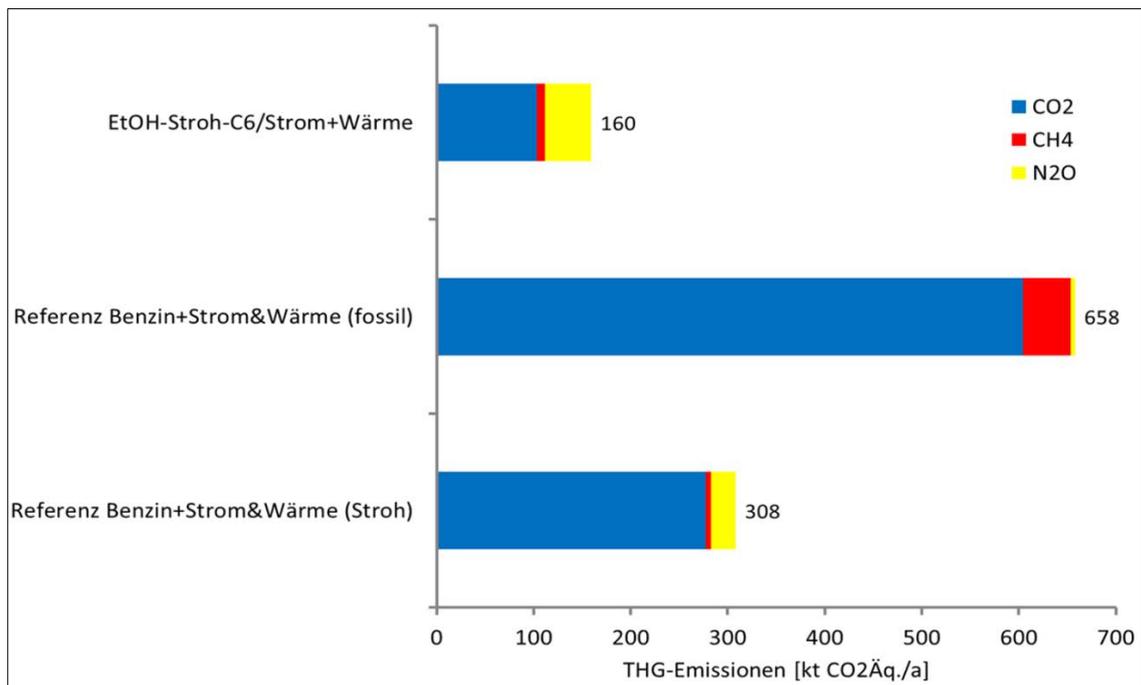


Abbildung 41: Treibhausgas-Emissionen in kt/a für das Bioethanolkonzept EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Stroh)

Der kumulierte Primärenergieverbrauch (KEV) wurde für das betrachtete Anlagenkonzept und die beiden Referenzsysteme errechnet (siehe Abbildung 42). Der fossile Anteil am KEV ist am kleinsten für das betrachtete Anlagenkonzept und am höchsten für das Referenzsystem Benzin mit fossiler Energie.

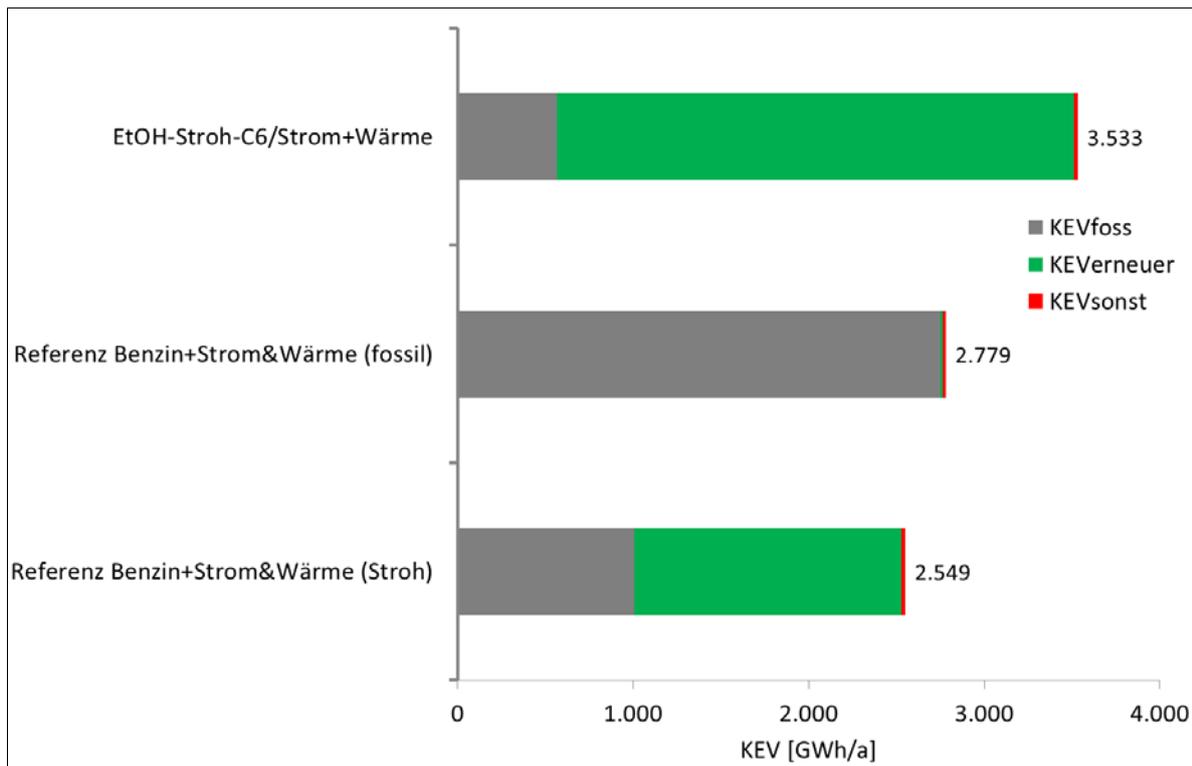


Abbildung 42: Kumulierter Primärenergieverbrauch in GWh/a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“ und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Stroh)

### 3.1.2.1.3 Kostenanalyse

Die Kostenrechnung für das betrachtete Bioethanolkonzept (siehe Tabelle 14) werden signifikant durch die Investitionskosten (bzw. die davon errechneten Kapitalkosten und fixen Betriebskosten) und durch die Strohkosten bestimmt (siehe Abbildung 43). Einen weiteren großen Einfluss haben auch die Erlöse aus Wärme- und Stromverkauf. Um den Einfluss dieser Größen zu zeigen, wurde eine Sensitivitätsanalyse vorgenommen. Die Investitions- und Strohkosten sowie die Erlöse für Wärme und Strom wurden um 30% erhöht bzw. vermindert. Die Ergebnisse sind in Abbildung 44 zu sehen. Den bedeutendsten Einfluss haben die Strohkosten (Änderung der spezifischen Bioethanolkosten um 24%) und die Investitionskosten (Änderung 18%), gefolgt vom Wärmeerlös (Änderung 9%) und Stromerlös (Änderung 7%).

Tabelle 14: Kostenzusammenstellung Bioethanolkonzept „EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme“

Jahreskosten	Mio. €/a
Kapitalkosten	26,3
Fixe Betriebskosten	11,5
Variable Betriebskosten	61,5
davon	
<i>Personal</i>	1,8
<i>Rohstoff</i>	51,8
<i>Hilfsstoffe</i>	6,6
<i>Frischwasser</i>	0,7
<i>Abwasser</i>	0,5
Gesamtkosten	99,3
Jahreserlöse aus Nebenprodukten	
Strom	15,2
Wärme	20,0
Gesamterlöse	35,3
Gesamtkosten minus -erlöse	64,0

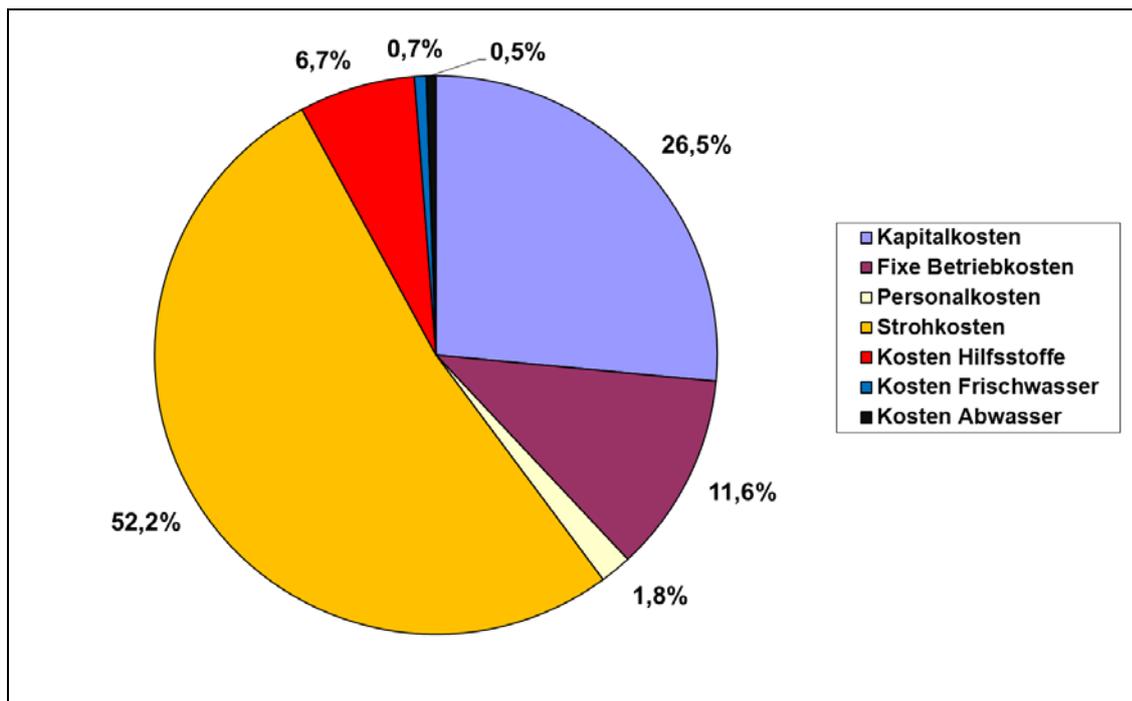


Abbildung 43: Aufteilung der Jahreskosten

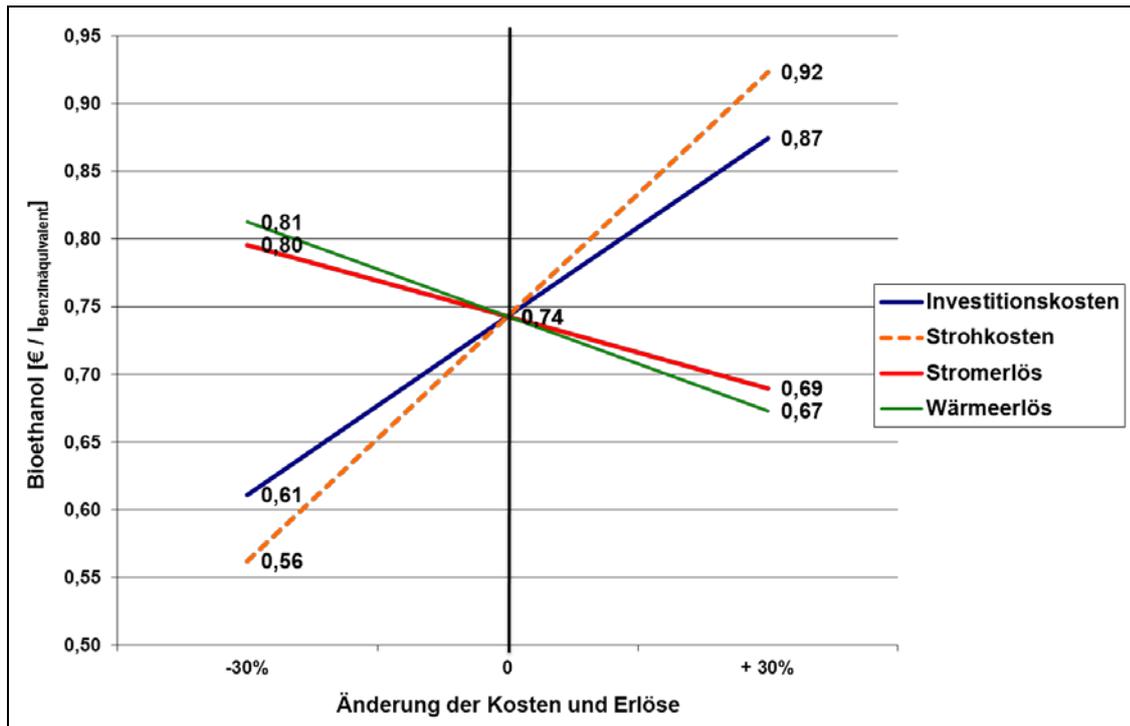


Abbildung 44: Änderung der spezifischen Kosten von 0,74 € pro Liter Benzinäquivalent durch Änderung von Kosten und Erlösen (+30% bzw. -30%)

### 3.1.2.2 Anlagenkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ (Anlagenkonzept 12)

Im Detail werden die Ergebnisse für das Anlagenkonzept mit Holz als Rohstoff und Umwandlung der C6 Zucker, das nach Bereitstellung der Prozesswärme noch vorhandene Lignin wird zu Pellets umgewandelt, Strom muss extern zugekauft werden („EtOH-Holz-C6/Pellets“) dargestellt. Eine genauere Beschreibung des Anlagenkonzepts findet sich in Abschnitt 2.4.2.8.

#### 3.1.2.2.1 Massen- und Energiebilanz

In Tabelle 15 sind die wichtigsten Betriebsparameter sowie eine detaillierte Massenbilanz für das Anlagenkonzept 12 angeführt. Um 100.000 t Bioethanol zu produzieren werden ca. 870.000 t frisches Fichtenholz benötigt (55% Wassergehalt). Dies entspricht einer Ausbeute von ca. 78%, basierend auf C6 Zuckern im Holz. Bei dem angenommenen Wassergehalt von 55% entsprechen 870.000 t frisches Fichtenholz ca. 390.000 t Trockenmasse. An Hilfsstoffen werden ca. 10.000 t Schwefeldioxid (SO<sub>2</sub>), 14.000 t Ammoniak (NH<sub>3</sub>), 7.000 t Rübenmelasse, 18.500 t Corn Steep Liquor (CSL) und 2.300 t Diammoniumphosphat (DAP) benötigt. Diese Mengen sind bei allen Anlagenkonzepten mit dem Rohstoff Holz gleich. Im Vergleich zum Rohstoff Stroh wird bedingt durch den größeren Säurebedarf bei der Vorbehandlung deutlich mehr SO<sub>2</sub> und NH<sub>3</sub> benötigt. Bei den anderen Hilfsstoffen ist der Bedarf ähnlich wie bei Stroh. Bei der Produktion von Biomethan (Anlagenkonzept 13) sind zusätzlich geringe Mengen Phosphorsäure (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>) nötig und ein Teil des durch SO<sub>2</sub> zugeführten Schwefels wird bei der biologischen Entschwefelung wieder gewonnen.

Zusätzlich zu den 100.000 t Bioethanol werden noch ca. 113.700 t Pellets produziert. Die genaue Zusammensetzung der Pellets ist im Anhang 5.3.2 angeführt. Es ist bemerkenswert, dass das Nebenprodukt Pellets das eigentliche Hauptprodukt Bioethanol mengenmäßig

übertrifft. Des Weiteren werden wie bei allen Szenarien beträchtliche Mengen an Prozesswasser und Kühlwasser benötigt sowie große Mengen an Abwasser, CO<sub>2</sub> und Asche produziert, wobei bei Holz im Vergleich zu Stroh deutlich geringere Mengen an Asche produziert werden. Dies ist durch den wesentlich geringeren Aschegehalt von Weichholz im Vergleich zu Stroh erklärbar. Der Kühlwasserbedarf ist im Vergleich zu den Fällen, bei denen ein Teil der Kühlung zur Bereitstellung von Fernwärme herangezogen wird, deutlich erhöht. Für CO<sub>2</sub> sind die Aussagen aus Abschnitt 3.1.2.1.1 hier ebenso gültig.

Tabelle 15: Betriebsparameter und detaillierte Massenbilanz für Anlagenkonzept EtOH-Holz-C6/Pellets (Anlagenkonzept 12)

<b>Betriebsparameter</b>		
Betriebsstunden	8.000	h/a
LHV Weichholz (45%DM)	7.254	kJ/kg
LHV Weichholz (trocken)	19.105	kJ/kg
LHV Bioethanol	26.900	kJ/kg
LHV Pellets (90%DM)	19.551	kJ/kg
LHV Pellets (trocken)	21.758	kJ/kg
Chem. O <sub>2</sub> -Bedarf (CSB) Abwasser	20.000	mg/l
Temperatur Abgas	120	°C
Temperatur Kühlwasser in	20	°C
Temperatur Kühlwasser out	40	°C
Temperatur Abwasser out	50	°C
<b>Massenbilanz</b>		
Weichholz (45%DM)	869	kt/a
Hilfsstoffe	52	kt/a
Wasser	39.747	kt/a
Verbrennungsluft	1.120	kt/a
<b>Summe Input</b>	<b>41.787</b>	<b>kt/a</b>
Bioethanol (100%)	100	kt/a
Pellets (90%DM)	114	kt/a
Wasser	40.188	kt/a
Kohlendioxid 1)	317	kt/a
Abgas	1.053	kt/a
Asche	15	kt/a
<b>Summe Output</b>	<b>41.787</b>	<b>kt/a</b>
LHV ... unterer Heizwert; DM ... Trockenmasse; 1) CO <sub>2</sub> aus Bioreaktoren, aus Abgas etc.		

In Tabelle 16 ist die detaillierte Energiebilanz für das Anlagenkonzept 12 dargestellt. Zusätzlich zu den schon in Tabelle 8 dargestellten Werten sind Energiemengen für Heizung und Kühlung des Prozesses sowie wichtige Kennzahlen der Dampferzeugung und des Prozessstrombedarfs dargestellt. Dieser muss bei diesem Anlagenkonzept durch Zukauf von

Strom aus dem Stromnetz gedeckt werden. Wie auch bei Anlagenkonzept 3 (Abschnitt 3.1.2.1.1) ist zu erkennen, dass die Energie sowohl für Heizung als auch Kühlung des Prozesses kleiner ist als die im Produkt Bioethanol enthaltene Energie (Energie Heizung ca. 75% der Energie Bioethanol). Die Energie für Kühlung bei diesem Anlagenkonzept ist im Vergleich deutlich höher, da bei diesem Anlagenkonzept sämtliche Prozessabwärme durch Kühlung abgeführt werden muss. Durch die Bereitstellung von Pellets kann auch bei diesem Anlagenkonzept ein besonders hoher Wirkungsgrad erreicht werden (75%, vgl. Abbildung 30).

Tabelle 16: Detaillierte Energiebilanz für das Anlagenkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“

<b>Energiebilanz</b>		
Energie Weichholz	1.750	GWh/a <sub>ch</sub>
Energie Bioethanol	747	GWh/a <sub>ch</sub>
Heizung Bioethanolprozess	553	GWh/a <sub>ch</sub>
Kühlung Bioethanolprozess	547	GWh/a <sub>ch</sub>
Thermische Verbrennung	625	GWh/a <sub>ch</sub>
Kesselwirkungsgrad	88	%
Prozessdampf thermisch	553	GWh/a <sub>th</sub>
Strom Prozessbedarf	79	GWh/a <sub>el</sub>
Pellets	618	GWh/a <sub>th</sub>
Gesamtwirkungsgrad Prozess	75	%

### 3.1.2.2.2 Treibhausgasbilanzierung

Diesem Anlagenkonzept werden zwei Referenzsysteme gegenübergestellt. Für beide Referenzsysteme wird als Treibstoff Benzin angenommen. Strom und Wärme werden unterschiedlich bereitgestellt

- 1) Referenzsystem fossil: Wärme und Strom aus Erdgas in GuD-Kraftwerk und Heizwerk (siehe Abbildung 45)
- 2) Referenzsystem erneuerbar: Wärme und Strom aus Holz in Heizkraftwerk und Heizwerk (siehe Abbildung 46)

In Abbildung 47 sind die jährlichen Treibhausgas-Emissionen detailliert für das Anlagenkonzept dargestellt. Der Anteil der Hilfsstoffe an den THG-Emissionen ist am größten, da im Vergleich zum Rohstoff Stroh bedingt durch den größeren Säurebedarf bei der Vorbehandlung deutlich mehr SO<sub>2</sub> und NH<sub>3</sub> benötigt werden. Einen großen Anteil haben auch die THG-Emissionen durch die Fahrzeuge.

In Abbildung 48 werden die Treibhausgas-Emissionen jenen der Referenzsysteme gegenübergestellt. Für beide Referenzsysteme werden höhere Treibhausgas-Emissionen als für das betrachtete Bioethanolkonzept errechnet. Das Referenzsystem Benzin mit fossiler Energie ist das mit den höchsten THG-Emissionen, die entscheidend auch durch die Wärme- und Stromerzeugung mit Erdgas bedingt sind. Die THG-Reduktion des Anlagenkonzepts beträgt etwa 59% gegenüber dem Referenzsystem Benzin mit erneuerbarer Energie (Holz) und 71% gegenüber dem Referenzsystem Benzin mit fossiler Energie.

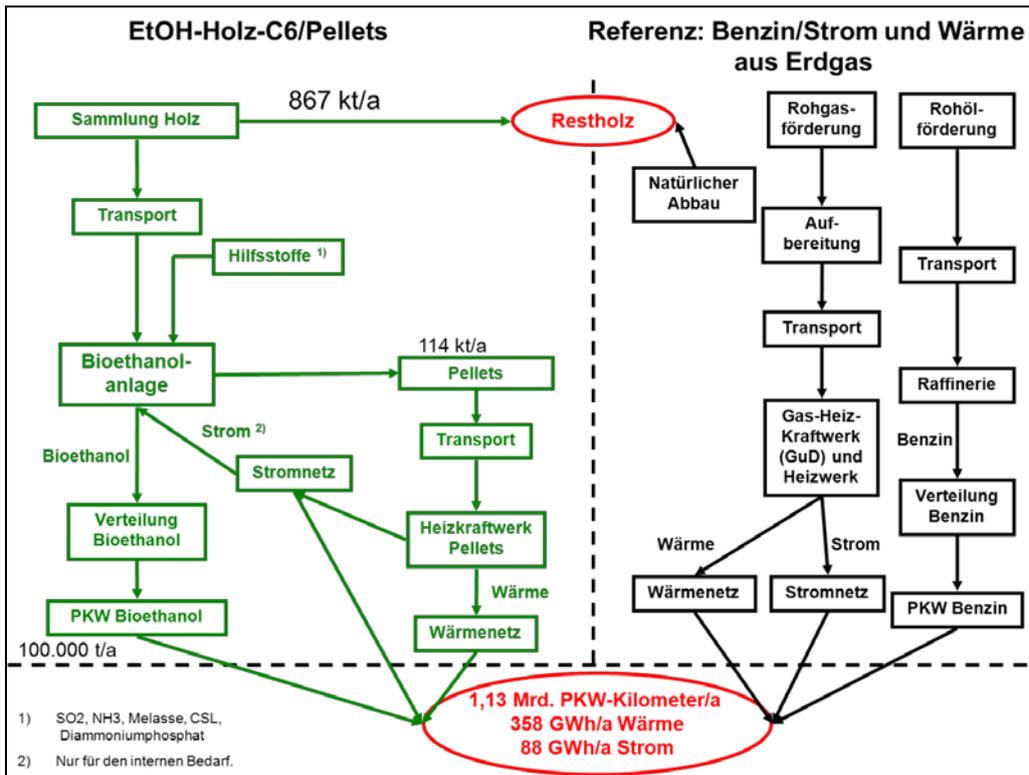


Abbildung 45: Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und Referenzsystem fossil

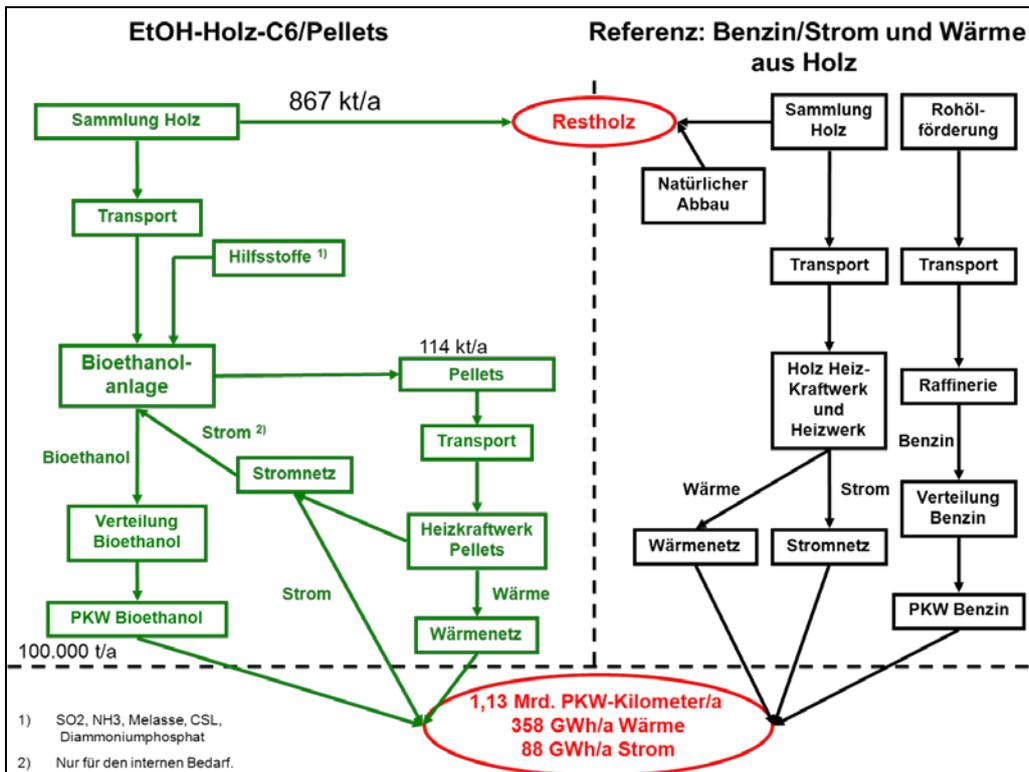


Abbildung 46: Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und Referenzsystem erneuerbar

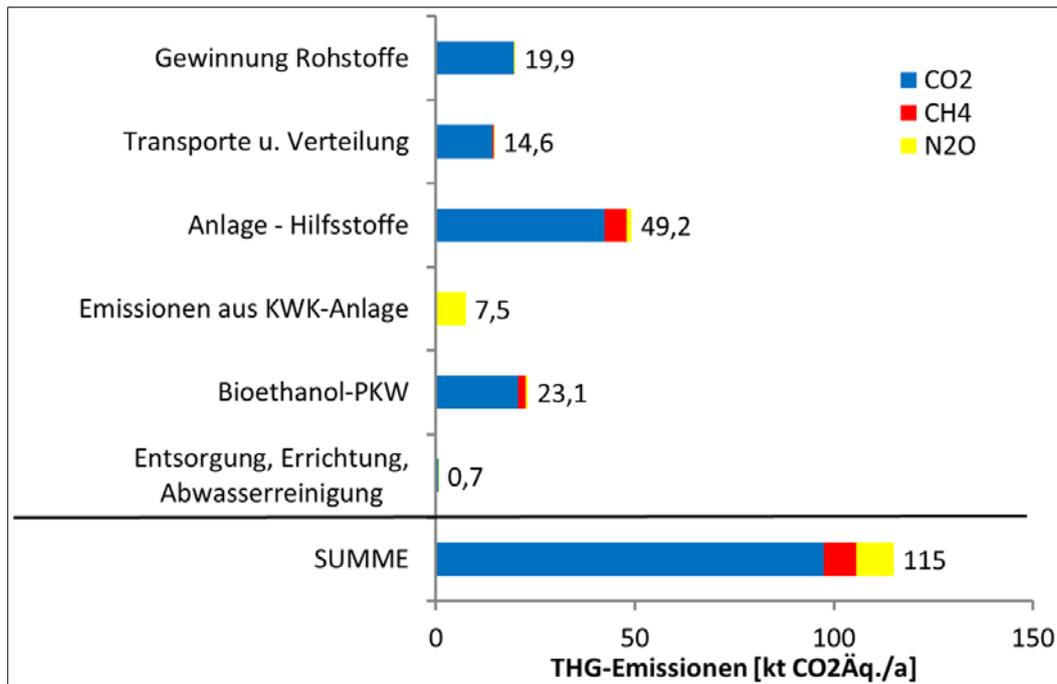


Abbildung 47: Treibhausgas-Emissionen in kt CO<sub>2</sub>-Äq./a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“

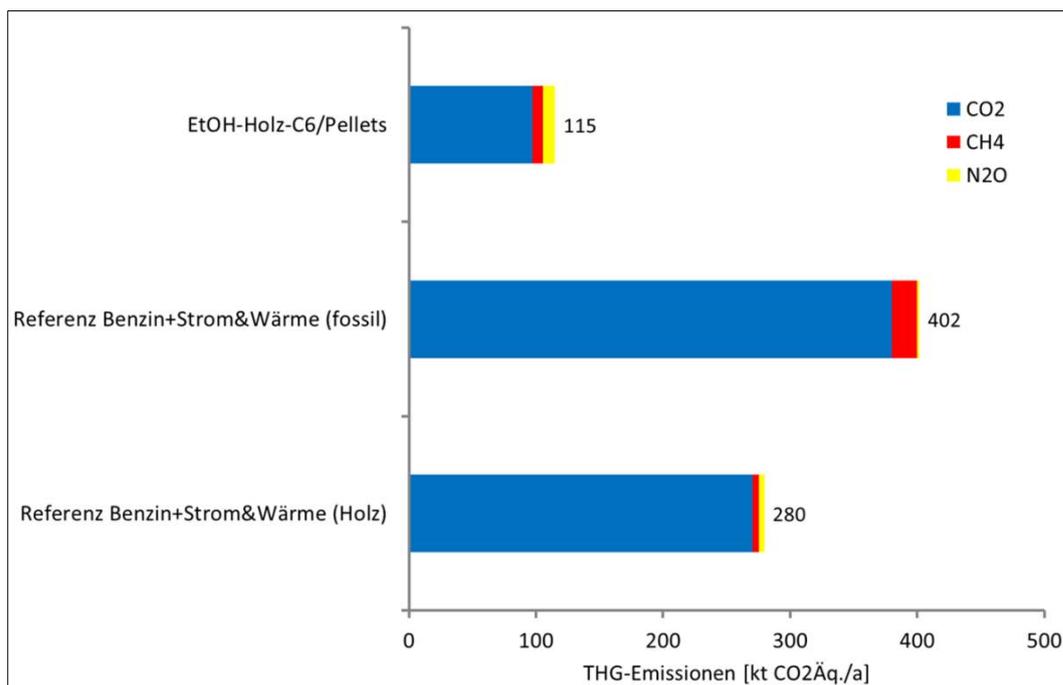


Abbildung 48: Treibhausgas-Emissionen in kt/a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Holz)

Der kumulierte Primärenergieverbrauch (KEV) für das betrachtete Anlagenkonzept und die Referenzsysteme ist in Abbildung 49 dargestellt. Der fossile Anteil des KEV ist für das Bioethanolkonzept am niedrigsten, für das Referenzsystem Benzin mit fossiler Energie am höchsten.

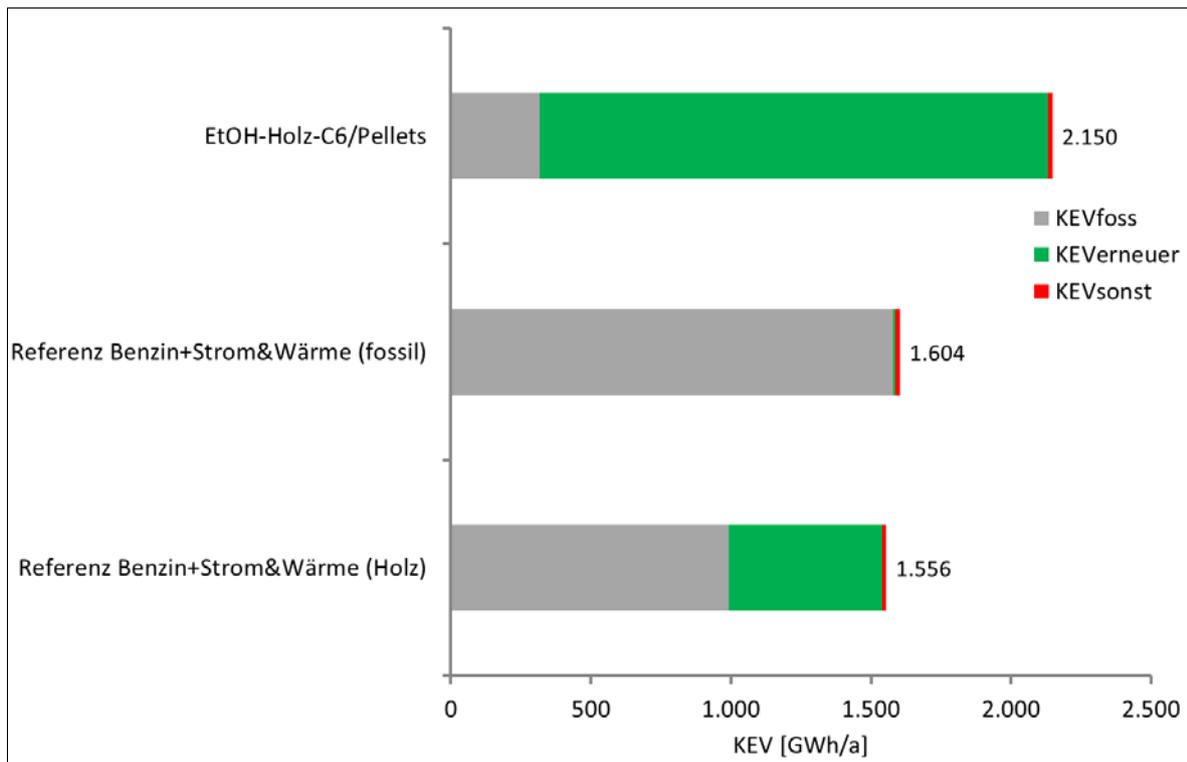


Abbildung 49: Kumulierter Primärenergieverbrauch in GWh/a für das Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“ und die Referenzsysteme (fossil und erneuerbar mit Holz)

### 3.1.2.2.3 Kostenanalyse

Die Kostenrechnung für das betrachtete Bioethanolkonzept (siehe Tabelle 17) werden signifikant durch die Investitionskosten (bzw. die davon errechneten Kapitalkosten und fixen Betriebskosten) und durch die Holzkosten bestimmt (siehe Abbildung 50). Einen weiteren großen Einfluss haben auch die Erlöse aus dem Verkauf der Pellets. Um den Einfluss dieser Größen zu zeigen, wurde eine Sensitivitätsanalyse vorgenommen. Die Investitions- und Holzkosten sowie die Erlöse für die Pellets wurden um 30% erhöht bzw. vermindert. Die Ergebnisse sind in Abbildung 51 zu sehen. Den bedeutendsten Einfluss haben die Holzkosten (Änderung der spezifischen Bioethanolkosten um 18%) und die Investitionskosten (Änderung 13%), gefolgt vom Erlös aus dem Verkauf der Pellets (Änderung 9%).

Tabelle 17: Kostenzusammenstellung Bioethanolkonzept „EtOH-Holz-C6/Pellets“

Jahreskosten	Mio. €/a
Kapitalkosten	16,6
Fixe Betriebskosten	7,2
Variable Betriebskosten	51,1
davon	
<i>Personal</i>	1,8
<i>Rohstoff</i>	34,7
<i>Hilfsstoffe</i>	6,8
<i>Strom</i>	6,3
<i>Frischwasser</i>	0,5
<i>Abwasser</i>	0,9
<b>Gesamtkosten</b>	<b>74,9</b>
<b>Erlöse aus Nebenprodukten</b>	
Pellets	17,8
<b>Gesamterlöse</b>	<b>17,8</b>
<b>Gesamtkosten minus -erlöse</b>	<b>57,1</b>

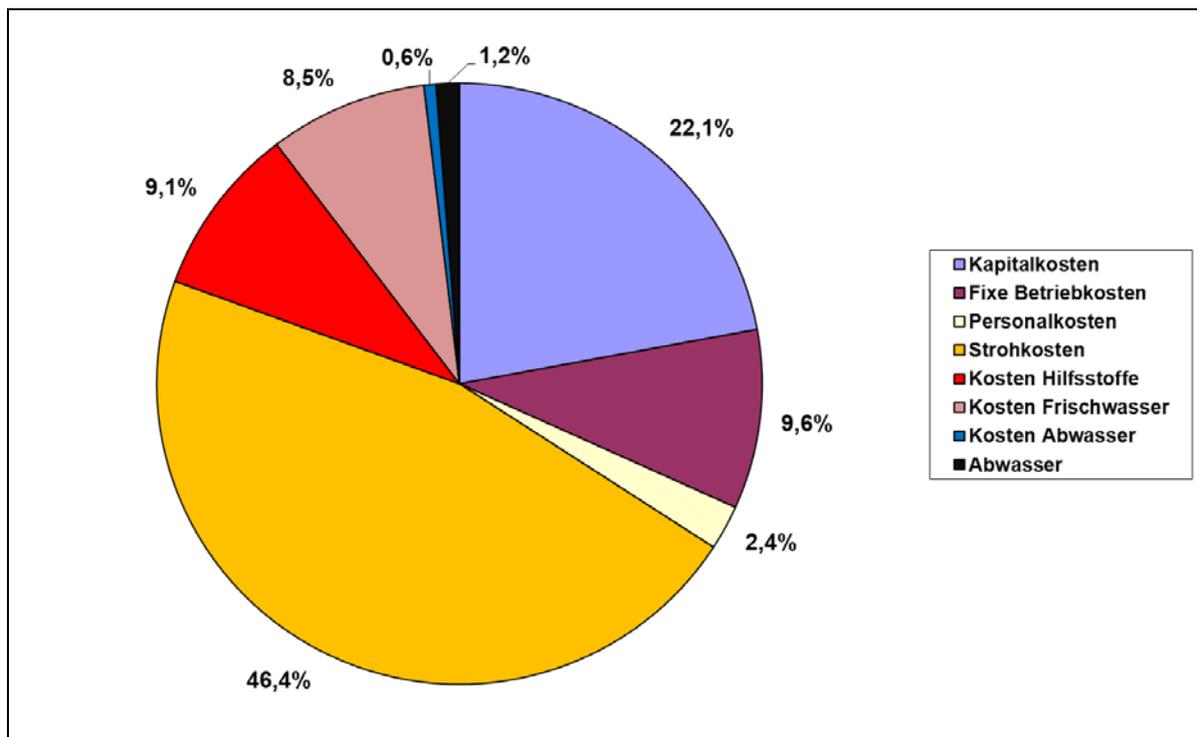


Abbildung 50: Aufteilung der Jahreskosten

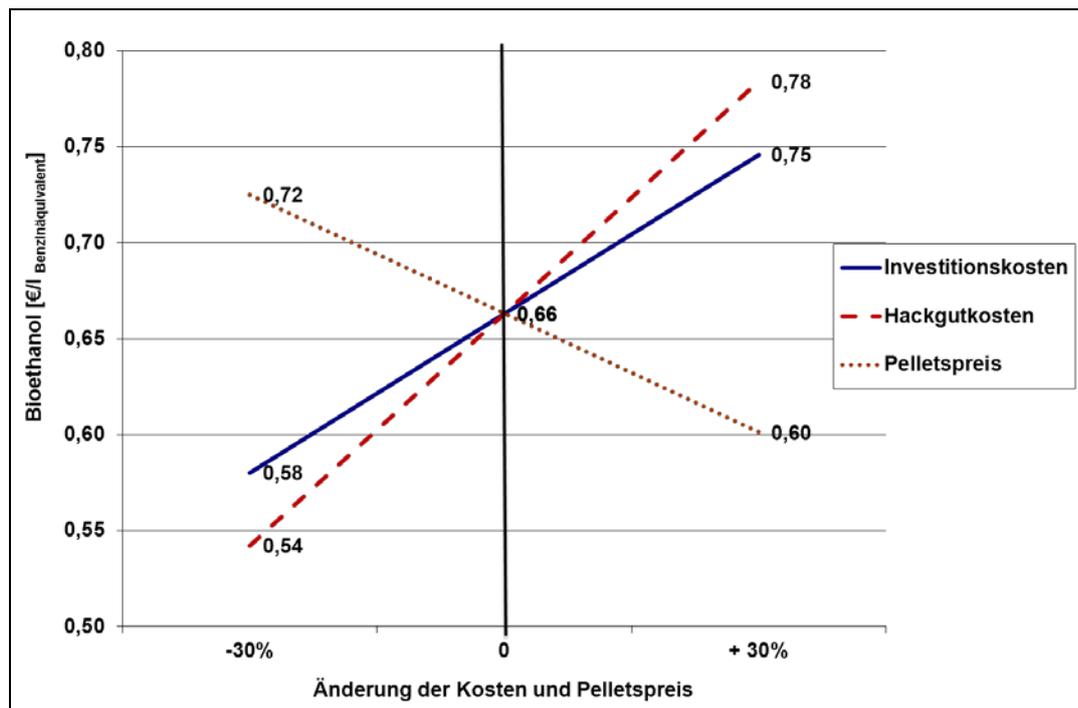


Abbildung 51: Änderung der spezifischen Kosten von 0,66 € pro Liter Benzinäquivalent durch Änderung von Kosten und Pelletspreis (+30% bzw. -30%)

### 3.2 Mögliche Integration von Anlagen in bestehende Infrastruktur

Für Österreich wären Bioethanolanlagen mit einer Kapazität von 100.000 t/a bzw. 50.000 t/a möglich. Bei Stroh als Rohstoff könnte eine Bioethanolanlage als Ergänzung bei der bestehenden Bioethanolanlage in Pischelsdorf eine Option sein. Eine Integration einer Bioethanolanlage in einen Betrieb der Papier- und Zellstofferzeugung oder in einen Holz verarbeitenden Betrieb wäre eine weitere Option (siehe Tabelle 18).

Tabelle 18: Möglichkeiten der Systemintegration von Bioethanolanlagen mit lignozellulosen Rohstoffen

Systemintegration	Anzahl der möglichen Standorte in Österreich
Heizkraftwerk	~ 10
Heizwerk	> 200
Papier/Zellstofffabrik (Lauge)	~ 10
konv. Bioethanolanlage	1
Holzindustrie	~ 5
„Stand Alone“ - Lösung	~ 2 - 4

Eine Bioethanolanlage bei Pischelsdorf hätte den Vorteil, dass die Infrastruktur für die Anlieferung von Stroh grundsätzlich vorhanden und Wärmebedarf durch die bestehende Bioethanolanlage gegeben ist. Bei Integration in einen Betrieb der Papier- und Zellstofferzeugung könnte die Infrastruktur für Holzanlieferung und –handling sowie

Abwärme aus dem bestehenden Produktionsprozess verwendet werden. In einer aktuellen Studie [Leduc, 2010] käme bei der Nutzung von Holz als Rohstoff als Standort die Region westlich von Wien in Frage.

### 3.3 Energiewirtschaftliche Bedeutung

Für Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen und synthetische Biotreibstoffe aus der Vergasung – beides Biotreibstoffe der 2. Generation – existieren Pilotanlagen, derzeit ist keine kommerzielle Anlage in Betrieb.

In Österreich wird Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen unter den Aspekten der Nutzung und Integration in bestehende Infrastruktur, der Rohstoffbasis und der möglichen Treibhausgas-Reduktion als positiv eingeschätzt. Beim Fischer-Tropsch(FT)-Treibstoff gibt es umfassendes Know-how für die Herstellung (PDU process developing unit in Güssing).

Für Anlagen von Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen und FT-Treibstoff sind relativ hohe Investitionskosten notwendig. Nachfolgend sind Investitionskosten für Biotreibstoffe der 1. und 2. Generation im Vergleich dargestellt (siehe Abbildung 52). Die Investitionskosten für eine Bioethanolanlage mit 100.000 t/a wurden zum Vergleich auf eine Anlage mit 200.000 t/a Bioethanol hochskaliert.

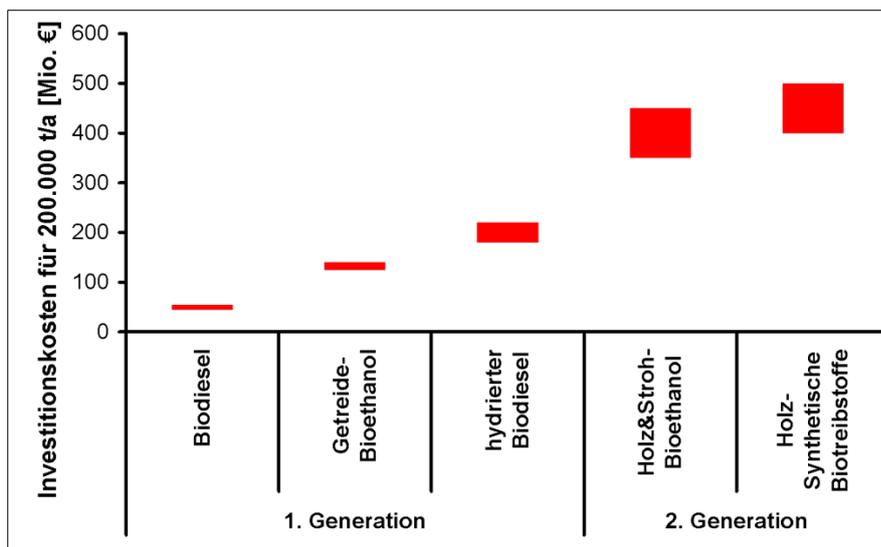


Abbildung 52: Vergleich von Investitionskosten für Anlagen der Biotreibstoffherstellung (200.000 t/a)

Trotzdem sind Biotreibstoffe der 2. Generation von Interesse, da diese Rohstoffe nutzen, die nicht in Konkurrenz zur Nahrungs- und Futtermittelherstellung stehen. Ein weiterer Aspekt sind die bedeutend höheren Treibhausgas-Reduktionen gegenüber fossilen Treibstoffen, die durch den Einsatz von Reststoffen (z.B. Lauge, Stroh) und lignozellulosen Rohstoffen (z.B. Holz, Stroh) erzielt werden können. Gegenüber den festgelegten Referenzsystemen (Benzin mit fossiler bzw. erneuerbarer Energie) ergeben sich für die betrachteten Anlagenkonzepte THG-Reduktionen von 41% bis 76%.

## 4 Ausblick und Empfehlungen

Nachfolgend wird ein Ausblick für lignozellulose Biotreibstoffe (wie Bioethanol, Fischer-Tropsch-Diesel) für Österreich gegeben und Empfehlungen für die Umsetzungsmöglichkeiten von Bioethanolanlagen zusammengestellt.

### 4.1 Ausblick

Es können Biotreibstoffe aus unterschiedlichen Rohstoffen erzeugt werden. Die Biotreibstoffe der 1. Generation verwenden Nahrungs- und Futtermittel (z.B. Weizen, Mais, Raps) und bewirken damit eine Konkurrenz „Teller versus Tank“. Biotreibstoffe der 2. Generation verwenden lignozellulose Rohstoffe (z.B. Stroh, Holz), die keine Konkurrenz zu Nahrungsmitteln darstellen und auch eine höhere Treibhausgasreduktion als Biotreibstoffe der 1. Generation ermöglichen.

Biodiesel und Bioethanol (aus Stärke und Zucker) werden derzeit in Österreich mit einem Anteil bezogen auf den Energieinhalt von 7% eingesetzt (als Beimischung oder pur). Um das EU Ziel von 10% Treibstoffe aus erneuerbaren Energien in 2020 zu erreichen, ist es eine Möglichkeit synthetische Biotreibstoffe (FT-Diesel) und Bioethanol aus lignozellulosen Rohstoffen (Holz, Stroh) zu erzeugen. Für das Erzielen von konkurrenzfähigen Kosten ist es aber auch notwendig die bei der Biotreibstoffproduktion anfallenden Nebenprodukte (z.B. Strom, Wärme, Futtermittel) bestmöglich zu nutzen, um zusätzliche Erlöse zu lukrieren.

Derzeit sind in Europa folgende Demonstrationsanlagen in Betrieb bzw. in Bau: Für Stroh ist eine Bioethanolanlage in Betrieb (Fa. Inbicon, Kalundborg, DK), die in eine Kraftwerksanlage integriert wurde. Diese Demonstrationsanlage produziert aus etwa 30 kt Stroh jährlich 4,3 kt Bioethanol, 11,4 kt Ligninpellets und 13,9 kt C5 Melasse (siehe [http://www.inbicon.com/Biomass%20Refinery/Pages/Inbicon\\_Biomass\\_Refinery\\_at\\_Kalundborg.aspx](http://www.inbicon.com/Biomass%20Refinery/Pages/Inbicon_Biomass_Refinery_at_Kalundborg.aspx)). In Italien wird eine Bioethanolanlage mit 40 kt/a Bioethanol errichtet werden (<http://www.gruppomg.com/news.php?newsid=25>). Die eingesetzten Technologien müssen allerdings noch für einen kommerziellen Einsatz in Großanlagen weiter entwickelt werden.

### 4.2 Empfehlungen

Anzustreben wäre die Integration einer Bioethanolanlage mit Holz bzw. Stroh in eine bestehende Infrastruktur. Interessant wäre für Holz eine Integration in eine Papier- und Zellstoffanlage (etwa 10 Standorte in Österreich), bei Heizkraftwerken (etwa 10 Standorte in Österreich) und für Stroh eine Anlage ergänzend zu einer bestehenden Bioethanolanlage mit Getreide (ein Standort in Österreich).

Bei der Nutzung von Stroh könnte eine Anlage (50.000 t/a) als Ergänzung bei der bestehenden Bioethanolanlage (Pischelsdorf) und eine weitere bei einem Heizkraftwerk bzw. Heizwerk (100.000 t/a) errichtet werden. Eine Errichtung einer Bioethanolanlage „stand alone“ ist bei Stroh vorstellbar. Der Strohbedarf würde für beide Anlagen etwa 965.000 t/a betragen. Diese Strohmenge wäre in Österreich verfügbar.

Bei der Nutzung von Holz wäre eine Integration einer Bioethanolanlage in einen Standort der Papier- und Zellstoffindustrie oder der Holzindustrie zu überlegen (Anlagengröße je 50.000 t/a, Holzbedarf für zwei Anlagen insgesamt 870.000 t/a bei 55% Wassergehalt). Das Holzpotenzial für diese Anlagen wäre in Österreich vorhanden.

Es könnten damit mittelfristig etwa 150.000 t (Bioethanolanlagen je 50.000 t/a: eine mit Stroh, zwei mit Holz) bzw. langfristig etwa 250.000 t (zusätzlich eine Bioethanolanlage 100.000 t/a mit Stroh) lignozelluloses Bioethanol in Österreich erzeugt werden. Damit

könnten insgesamt (mit der bestehenden Anlage in Pischelsdorf) in Österreich etwa 250.000 bis 350.000 t/a Bioethanol erzeugt werden. Diese Menge würde ausreichen, um den Bedarf an Bioethanol bei Beimischung zu Benzin von 10% und E85-Fahrzeugen abzudecken.

In Österreich könnte mittel- bis langfristig Bioethanol aus Holz und Stroh in kommerziellen Anlagen (150.000 bis 250.000 t/a Bioethanol; etwa 4 bis 6,7 PJ/a) erzeugt werden. Für Bioethanol aus lignozellulösen Rohstoffen kann dieser Wert gemäß der EU-Richtlinie mit dem Faktor 2,5 bewertet werden, d.h. es könnten 2,3 bis 5,4% vom Kraftstoffbedarf (2010: etwa 306 PJ/a) als erneuerbar anerkannt werden. Durch den Einsatz von Biotreibstoffen aus diesen Anlagen als Beimischung zu bzw. Ersatz von Benzin könnten Treibhausgas-Emissionen in Höhe von etwa 0,3 bis 0,55 Mio. t CO<sub>2</sub>-Äquivalente pro Jahr einspart werden.

Für die Erzeugung von Bioethanol aus lignozellulösen Rohstoffen sind allerdings noch weitere F&E-Aktivitäten notwendig, um die technologische Weiterentwicklung von Demonstrationsanlagen bis zur Marktreife voranzutreiben.

## 5 Anhang

### 5.1 Annahmen für die Modellierung

In folgenden sind die wichtigsten Parameter und Annahmen der Modellierung in den einzelnen Prozessschritten aufgelistet. Bei Prozessschritten, die nicht bei allen Anlagenkonzepten zur Anwendung kommen sind neben der Bezeichnung die Anlagenkonzepte angeführt, bei denen der Prozessschritt angewandt wird.

	Stroh	Weichholz
<b>Steam Explosion</b>		
SO <sub>2</sub> in Vorbehandlung <sup>1</sup>	1 w/w%	2,5 w/w%
Temperatur	190°C	190+210°C <sup>2</sup>
<u>Umsätze der Reaktionen (Reaktionsgleichung)</u>		
Hemizellulose → Zucker (1)	80%	85%
Hemizellulose → Abbauprodukte (2)	15%	10%
Zellulose → Zucker (1)	10%	35%
Zellulose → Abbauprodukte (2)	2%	5%
<b>Enzymproduktion</b>		
Temperatur	30°C	
<u>Umsätze der Reaktionen (Reaktionsgleichung)</u>		
Kohlenhydrat → Enzym (5)	35%	
Kohlenhydrat → MO (4)	10%	
Kohlenhydrat → H <sub>2</sub> O+CO <sub>2</sub> (3)	50%	
Enzymausbeute Y <sub>E/S</sub> <sup>3</sup> (5)	0,28 kg/kg	
Spez. Aktivität Enzym	600 FPU <sup>4</sup> /g	
<b>Hefeproduktion</b>		
Temperatur	30°C	
<u>Umsätze der Reaktionen (Reaktionsgleichung)</u>		
C6 Zucker → Hefe (4)	60%	
C6 Zucker → H <sub>2</sub> O+CO <sub>2</sub> (3)	35%	

<sup>1</sup>bezogen auf trockene Biomasse

<sup>2</sup> 2-stufige Vorbehandlung

<sup>3</sup> kg Enzym produziert pro kg Substrat umgesetzt

<sup>4</sup> Filter Paper Units, siehe Abschnitt 2.2.2.4

Hefeausbeute $Y_{x/s}$ <sup>5</sup> (4)	0,5 kg/kg		
<b>SSF, C6 (1,3,4,6,7,9-13)</b>			
Feststoffgehalt (WIS) <sup>6</sup>	12 w/w%	10 w/w%	
<u>Umsätze der Reaktionen (Reaktionsgleichung)</u>			
Zellulose → C6 Zucker (6)	92%		
C6 Zucker → Bioethanol (7)	92%		
C5 Zucker → Bioethanol (8)	0%		
Enzym-Beladung	15 FPU/g Zellulose		
Hefe Konzentration	2 g/l		
Verweilzeit	72 h		
Reaktorvolumen <sup>7</sup>	22600 m <sup>3</sup>	20100 m <sup>3</sup>	
<b>SSF, C6+C5 (2,5)</b>			
Feststoffgehalt (WIS)	12 w/w%	n.a.	
<u>Umsätze der Reaktionen (Reaktionsgleichung)</u>			
Zellulose → C6 Zucker (6)	92%		
C6 Zucker → Bioethanol (7)	92%		
C5 Zucker → Bioethanol (8)	75%		
Enzym-Beladung	15 FPU/g Zellulose		
Hefe Konzentration	2 g/l		
Verweilzeit	72 h		
Reaktorvolumen	15620 m <sup>3</sup>		
<b>SSF, C6 HWIS (8)</b>			
Feststoffgehalt, Fall HWIS (WIS)	20 w/w%	n.a.	
<u>Umsätze der Reaktionen (Reaktionsgleichung)</u>			
Zellulose → C6 Zucker (6)	92%		
C6 Zucker → Bioethanol (7)	92%		
C5 Zucker → Bioethanol (8)	0%		
Enzym-Beladung	15 FPU/g Zellulose		
Hefe Konzentration	3,5 g/l		
Verweilzeit	72 h		

<sup>5</sup> kg Hefe produziert pro kg Substrat umgesetzt

<sup>6</sup> Wasserunlöslicher Feststoff, water insoluble solid (WIS)

<sup>7</sup> Ohne Berücksichtigung von Gasraum und Stillstandszeiten

Reaktorvolumen	13950 m <sup>3</sup>	
<b>Destillation und PSA</b>		
Druck Stripper 1	3 bar	
Druck Stripper 2	1,25 bar	
Druck Rektifizierkolonne	0,35 bar	
Bioethanolrecovery in Kolonnen	99,99 %	
Spezifische elektrische Energieaufwand PSA <sup>8</sup>	30 kJ/kg	
Feed-Temperatur PSA	130°C	
<b>Fest-Flüssig-Trennung und Eindampfung (alle außer 10, 13)</b>		
DM <sup>9</sup> -Gehalt (Total) Feststoff nach Trennung	45 w/w%	
Rückhalt Unlösliche Bestandteile	99 %	
Anzahl Verdampferstufen	5	
X <sub>Brüden</sub> nach Wärmetausch	0	
DM-Gehalt (Total) Konzentrat	50 bzw. 65 w/w%	
ΔT Heizdampf-Verdampferstufe <sup>10</sup>	10°C	
<b>Biogasproduktion, Upgrading, Aerobe Abwasserreinigung (10, 13)</b>		
CSB <sup>11</sup> Konzentration	130 g/l	40 g/l
S/CSB im Feed	7 g/kg	42 g/kg
<u>Umsätze der Reaktionen (Reaktionsgleichung)</u>		
Substrat → CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> S (9) <sup>12</sup>	75%	75%
Substrat → Anaerobschlamm	15%	15%
Methanausbeute	263 l <sub>n</sub> /kg CSB	258 l <sub>n</sub> /kg CSB
Spezifische Schlamm Bildung	0,146 kg/kg CSB	0,153 kg/kg CSB
Reduktion Methanproduktion durch H <sub>2</sub> S <sup>13</sup>	0,2%	3,0%
H <sub>2</sub> S im Rohgas	0,76 vol%	4,1 vol%

<sup>8</sup> Auf Ethanolprodukt bezogen, siehe Abschnitt 2.2.2.7

<sup>9</sup> DM...Drymatter, kurz fpr

<sup>10</sup> Temperaturunterschied zwischen dem Heizdampf einer Stufe und der Temperatur in der Stufe

<sup>11</sup> CSB...Chemischer Sauerstoffbedarf, siehe Abschnitt 2.2.2.9.1

<sup>12</sup> Bei der Beschreibung der Vorgänge in Abschnitt 2.2.2.9.1 ist in Reaktion (9) keine Reduktion von Schwefel angegeben. Bei den Berechnungen wird diese aber mitberücksichtigt.

<sup>13</sup> Im Vergleich zum Fall wo Schwefel nicht reduziert wird

CSB Raumbelastung	20 kg/m <sup>3</sup> d	
Verweilzeit	6,5 Tage	2 Tage
Reaktorvolumen <sup>14</sup>	48800 m <sup>3</sup>	13000 m <sup>3</sup>
In PSA erlaubte S-Eingangskonzentration	5 mg/Nm <sup>3</sup>	
Für PSA benötigte H <sub>2</sub> S Entfernung	99,95%	99,99%
Spezifischer Energiebedarf PSA	0,25 kWh/Nm <sup>3</sup> Rohgas	
Methanverlust PSA	3%	
Methangehalt Produktgas	98 vol%	
Spezifische Schlamm Bildung Aerobstufe	0,5 kg/kg CSB <sub>abgebaut</sub>	
<b>Verbrennung und Abgasnutzung</b>		
Heissgastemperatur	820°C	
Abgastemperatur nach Dampferzeugung	120°C	
Luftüberschusszahl Lambda	1,7	
Rezirkulationsrate	45-55%	
<b>Fernwärmeerzeugung (3, 6, 9)</b>		
Vorlauftemperatur	110°C	n.a.
Rücklauftemperatur	50 C	
<b>KWK-Anlage, Erzeugung von Strom (Abschnitt 512.4.2.1) (1, 2, 10, 11, 13)</b>		
Primärdampf	650°C, 63 bar	
Entnahmedampf Hoch	20 bar	
Entnahmedampf Niedrig	4 bar	
Kondensation	50°C, 0,12 bar, x=0,95	
Isentroper Wirkungsgrad Turbine	0,87	
Mechanischer Wirkungsgrad Turbine	0,97	
Mechanischer Wirkungsgrad Generator	0,97	
Elektrischer Wirkungsgrad Generator	0,97	
<b>KWK-Anlage, Erzeugung von Strom und Fernwärme (Abschnitt 2.4.2.2) (3)</b>		
Primärdampf	700 C, 63 bar	
Entnahmedampf Hoch	20 bar	
Entnahmedampf Niedrig	4 bar	
Kondensation	120 C, 2 bar, x=1,1	
Isentroper Wirkungsgrad Turbine	0,87	
Mechanischer Wirkungsgrad Turbine	0,97	

<sup>14</sup> Keine Berücksichtigung von Gasvolumen, s.o.

Mechanischer Wirkungsgrad Generator	0,97
Elektrischer Wirkungsgrad Generator	0,97

## 5.2 Massenbilanzen der Anlagenkonzepte

Nachfolgend sind die Massen- und Energiebilanzen für jedes Anlagenkonzept als Tabelle zusammengestellt.

Input:

- Rohstoff Holz bzw. Stroh
- Hilfsstoffe
- Luft
- Wasser

Output:

- Produkte
- (Ab)Wasser
- Asche, Schlamm
- CO<sub>2</sub>

<b>EtOH-Stroh-C6/Strom</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[auf DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10,0	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	17.690	[kJ/kg]		
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	44.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>648.063</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>583.257</b>
<i>SO2 In</i>	5.832	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	12.970	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	19.875	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.500	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	452.647	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	222.872	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	26.977.516	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	27.758.097	[t/a]	In	
<i>Verbrennungsluft In</i>	4.097.520	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	544.303	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	26.977.516	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	27.758.097	[t/a]	Out	
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	714.704	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	51.840	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				
<i>Leistung Stroh, In</i>	359,8	[MWch]	In	2.878.661
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	10,1	[MWeI]		0
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	47,4	[MWeI]	Out	379.182
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	79,2	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	78,3	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	251,1	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,4	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	221,9	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	57,5	[MWeI]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	54,5	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	16,7	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	80,6	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	39,13	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6+C5/Strom</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10,0	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	17.690	[kJ/kg]		
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	72.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>446.455</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>401.809</b>
<i>SO2 In</i>	4.018	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	8.938	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	4.700	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	16.644	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.094	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	199.408	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	210.191	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	20.745.530	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	12.880.723	[t/a]	In	
<i>Verbrennungsluft In</i>	2.187.604	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	442.169	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	20.745.530	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	12.880.723	[t/a]	Out	
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	107.940	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	20,2	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	381.570	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	35.209	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				
<i>Leistung Stroh, In</i>	247,9	[MWch]	In	1.983.127
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	9,8	[MWeI]		0
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	20,0	[MWeI]	Out	160.290
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	58,3	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	60,2	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	145,1	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	62,8	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	91,0	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	29,8	[MWeI]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>		[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	8,3	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>		[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	45,8	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	17.690	[kJ/kg]		
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	44.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	131	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	37	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>648.063</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>583.257</b>
<i>SO2 In</i>	5.832	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	12.507	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	19.875	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.500	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	459.014	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	215.145	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	17.001.996	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>Verbrennungsluft In</i>	4.088.071	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	543.059	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	17.001.996	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	714.704	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	49.706	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				[MWh/a]
<i>Leistung Stroh, In</i>	359,8	[MWch]	In	2.878.661
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	10,1	[MWel]		0
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	38,1	[MWel]	Out	304.817
<i>Thermische Leistung Fernwärme (110°C)</i>	125,3	[MWth]	Out	1.002.461
<i>Leistung Pellets, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	79,1	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	42,0	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	252,6	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	87,1	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	220,0	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	48,2	[MWel]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	100,0	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (130 -&gt; 25°C)</i>	18,6	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	0,0	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	71,4	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6/Pellets</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	16.500	[kJ/kg]	18.389	
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	44.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>648.063</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>583.257</b>
<i>SO2 In</i>	5.832	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	12.507	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	19.875	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.500	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	312.535	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	289.754	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	28.087.776	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>Verbrennungsluft In</i>	1.509.984	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	272.353	[t/a]	Out	245.118
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	572.818	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	28.087.776	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	258.762	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	14.005	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				
				[MWh/a]
<i>Leistung Stroh, In</i>	359,8	[MWch]	In	2.878.661
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	8,9	[MWel]	In	71.448
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	0	[MWel]	Out	0
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	156,0	[MWth]	Out	1.248.284
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	81,8	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	81,5	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	91,5	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,6	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	81,1	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	0	[MWel]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	0	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	6,1	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	0	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	67,6	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6+C5/Pellets</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	17.690	[kJ/kg]	19.339	
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	72.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>446.455</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>401.809</b>
<i>SO2 In</i>	4.018	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	8.938	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	4.700	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	16.644	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.094	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	199.408	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	210.191	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	20.745.530	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>Verbrennungsluft In</i>	990.449	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	120.684	[t/a]	Out	108.615
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	442.169	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	20.745.530	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	107.940	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	20,2	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	172.924	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	17.335	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				<b>[MWh/a]</b>
<i>Leistung Stroh, In</i>	247,9	[MWch]	In	1.983.127
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	9,0	[MWel]	In	72.111
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	0	[MWel]	Out	0
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	74,1	[MWth]	Out	593.025
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	58,2	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	60,2	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	65,9	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,2	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	58,1	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	0	[MWel]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	0	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	3,8	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	0	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	65,2	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6/Pellets+Wärme</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	16.672	[kJ/kg]	18.688	
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	44.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	37	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>648.063</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>583.257</b>
<i>SO2 In</i>	5.832	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	12.507	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	19.875	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.500	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	312.535	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	289.987	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	17.353.276	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>Verbrennungsluft In</i>	2.144.722	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	209.439	[t/a]	Out	188.495
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	553.735	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (37°C)</i>	17.353.276	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	367.232	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	18.564	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				
				[MWh/a]
<i>Leistung Stroh, In</i>	359,8	[MWch]	In	2.878.661
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	8,9	[MWeI]	In	71.390
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	0	[MWeI]	Out	0
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	72,5	[MWth]	Out	580.099
<i>Leistung Pellets, out</i>	121,2	[MWth]	Out	969.937
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	81,5	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	42,8	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	129,6	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,6	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	114,8	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	0	[MWeI]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	0	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	8,7	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	0	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	77,9	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6/C5 Melasse+Pellets</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	16.672	[kJ/kg]	18.688	
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>	11.939	[kJ/kg]	17.282	
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	44.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>648.063</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>583.257</b>
<i>SO2 In</i>	5.832	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	12.507	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	19.875	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.500	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	312.535	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	289.754	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	27.970.713	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>Verbrennungsluft In</i>	1.314.518	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	61.433	[t/a]	Out	55.290
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	295.154	[t/a]	Out	191.850
<i>Abwasser Out</i>	553.735	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	27.970.713	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	245.604	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	25.744	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				[MWh/a]
<i>Leistung Stroh, In</i>	359,8	[MWch]	In	2.878.661
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	8,8	[MWeI]	In	70.118
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	0	[MWeI]	Out	0
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	35,6	[MWth]	Out	284.504
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	122,4	[MWth]	Out	978.845
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	81,5	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	81,2	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	91,6	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,1	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	80,7	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	0	[MWeI]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	0	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	5,0	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	0	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	68,2	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6HWIS/C5 Melasse+Pellets</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	17.212	[kJ/kg]	19.004	
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>	11.400	[kJ/kg]	16.811	
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	40.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>694.616</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>625.154</b>
<i>SO2 In</i>	6.252	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	13.906	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	20.742	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.606	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	346.700	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	327.027	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	24.286.939	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>Verbrennungsluft In</i>	1.147.792	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	99.732	[t/a]	Out	89.758
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	333.207	[t/a]	Out	216.585
<i>Abwasser Out</i>	619.793	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	24.286.939	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.991	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	214.727	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	19.863	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				
<i>Leistung Stroh, In</i>	385,7	[MWch]	In	3.085.444
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	8,5	[MWeI]	In	68.000
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	0	[MWeI]	Out	0
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	59,6	[MWth]	Out	476.827
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	131,9	[MWth]	Out	1.055.157
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	71,4	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	70,5	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	80,8	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,3	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	71,3	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	0	[MWeI]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	0	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	4,4	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	0	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	72,3	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6/C5 Melasse+Wärme</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]	18.038	[DM]
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	17.690	[kJ/kg]		
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>	11.939	[kJ/kg]	17.282	
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	44.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	37	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>648.063</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>583.257</b>
<i>SO2 In</i>	5.832	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	12.507	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	19.875	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.500	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	312.535	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	289.754	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	18.506.030	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>Verbrennungsluft In</i>	1.861.425	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	295.154	[t/a]	Out	191.850
<i>Abwasser Out</i>	553.735	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (37°C)</i>	18.506.030	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	0	[t/a]		
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	347.547	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	35.130	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				<b>[MWh/a]</b>
<i>Leistung Stroh, In</i>	359,8	[MWch]	In	2.878.661
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	8,9	[MWeI]	In	71.477
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	0	[MWeI]	Out	0
<i>Leistung Fernwärme, out</i>	68,9	[MWth]	Out	550.829
<i>Leistung Pellets, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	122,4	[MWth]	Out	978.845
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	81,5	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	45,7	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	129,4	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,1	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	114,0	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	0	[MWeI]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	0	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	7,1	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	0	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	77,2	[%]		

<b>EtOH-Stroh-C6/Biomethan+Strom</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Stroh, feucht</i>	15.991	[kJ/kg]		
<i>Feuchtegehalt Stroh</i>	10	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Bio-CH<sub>4</sub>, 98vol%</i>	47.537	[kJ/kg]	13,20	[kWh/kg]
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>648.063</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	
<i>SO<sub>2</sub> In</i>	5.832	[t/a]	In	
<i>NH<sub>3</sub> In (28w/w% in H<sub>2</sub>O)</i>	12.507	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.621	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	19.875	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> (DAP) In</i>	2.500	[t/a]	In	
<i>Phosphorsäure H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> In (100% Säure)</i>	438	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	2.020.772	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	289.895	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	23.538.781	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	8.414.090	[t/a]	In	
<i>Luft In (Verbrennung + ARA)</i>	2.515.141	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Biomethan Out</i>	62.260	[t/a]	Out	
<i>BioCH<sub>4</sub> (98vol%) Out</i>	84	[Mio. Nm <sup>3</sup> /a]	Out	
<i>Abwasser aus ARA Out</i>	2.187.017	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	23.538.781	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	8.414.090	[t/a]	Out	
<i>Biologischer Schefel Out</i>	1.711	[t/a]	Out	
<i>CO<sub>2</sub> aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO<sub>2</sub> Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO<sub>2</sub> durch Abgas out</i>	469.944	[t/a]	Out	
<i>CO<sub>2</sub> durch ARA out</i>	33.034	[t/a]	Out	
<i>Asche Verbrennung Out</i>	30.082	[t/a]	Out	
<i>Schlamm (30% DM) Out</i>	185.273	[t/a]	Out	
<i>Schlamm (75% DM) Out</i>	74.109	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				[MWh/a]
<i>Leistung Stroh, In</i>	359,8	[MWch]	In	2.878.661
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	15,1	[MWel]		0
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	9,7	[MWel]	Out	77.945
<i>Leistung Biomethan, out</i>	102,8	[MWth]	Out	822.131
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	66,2	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	68,2	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	133,2	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,2	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	117,5	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	24,8	[MWel]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	68,3	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	7,8	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	24,4	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	57,2	[%]		

<b>EtOH-Holz-C6/Strom</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Fichte, feucht (45% DM)</i>	7.254	[kJ/kg]	19.106	[DM]
<i>Feuchtegehalt Fichte</i>	55,0	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	17.690	[kJ/kg]		
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	20.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>BM feucht, In</b>	<b>868.599</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	390.869
<i>SO2 In</i>	9.772	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	13.898	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.968	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	18.538	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.330	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	243.629	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	239.281	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	26.369.652	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	12.894.025	[t/a]	In	
<i>Verbrennungsluft In</i>	2.253.466	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	924.212	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	26.369.652	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	12.894.025	[t/a]	Out	
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	107.452	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	20,7	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	423.821	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	25.236	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				
				[MWh/a]
<i>Leistung Fichte, (LHV FM)</i>	218,8	[MWch]	In	1.750.226
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	10,8	[MWel]		0
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	22,0	[MWel]	Out	175.990
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	69,2	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	68,4	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	160,5	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,5	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	142,1	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	32,8	[MWel]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	63,5	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	8,7	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	37,4	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	52,7	[%]		

<b>EtOH-Holz-C6/Pellets</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Fichte, trocken</i>	7.254	[kJ/kg]	19.106	[DM]
<i>Feuchtegehalt Fichte</i>	55,0	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Pellets, 90% DM</i>	19.551	[kJ/kg]	21.758	
<i>LHV C5 Melasse, 65% DM</i>		[kJ/kg]		
<i>Chemical Oxygen Demand (COD) Abwasser</i>	20.000	[mg/l]		
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<i>Temperatur Abwasser Out</i>	50	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>BM feucht, In</b>	<b>868.599</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	<b>390.869</b>
<i>SO2 In</i>	9.772	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	13.898	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.968	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	18.538	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.330	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	243.629	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	239.281	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	26.369.652	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	12.894.025	[t/a]	In	
<i>Verbrennungsluft In</i>	1.120.392	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Pellets (90%DM) Out</i>	113.697	[t/a]	Out	102.328
<i>C5 Melasse (65% DM) Out</i>	0	[t/a]		
<i>Abwasser Out</i>	924.212	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	26.369.652	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	12.894.025	[t/a]	Out	
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	107.452	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	20,7	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	209.496	[t/a]	Out	
<i>Asche Out</i>	15.224	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				[MWh/a]
<i>Leistung Fichte, (LHV DM)</i>	218,8	[MWch]	In	1.750.226
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	9,9	[MWeI]	In	79.130
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	0,0	[MWeI]	Out	0
<i>Thermische Leistung Fernwärme</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Leistung Pellets, out</i>	77,2	[MWth]	Out	617.472
<i>Leistung C5 Melasse, out</i>	0	[MWth]	Out	0
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	69,2	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	68,4	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	78,1	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,5	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	69,1	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	0,0	[MWeI]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	88,6	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	4,4	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>		[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	78,0	[%]		

<b>EtOH-Holz-C6/Biomethan+Strom</b>	<b>Wert</b>	<b>Einheit</b>	<b>Weg über Systemgrenze</b>	<b>Werte auf Jahr bezogen</b>
<b>Betriebsparameter</b>				
<i>Betriebsstunden</i>	8000	[h/a]		
<i>LHV Fichte, feucht (45%DM)</i>	7.254	[kJ/kg]		
<i>Feuchtegehalt Fichte</i>	55	[w/w%]		
<i>LHV Fichte, trocken</i>	19.106	[w/w%]		
<i>LHV Ethanol</i>	26.900	[kJ/kg]		
<i>LHV Biomethan, 98vol%</i>	47.846	[kJ/kg]	13,29	[kWh/kg]
<i>Temperatur Abgas</i>	120	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser In</i>	20	[°C]		
<i>Temperatur Kühlwasser Out</i>	40	[°C]		
<b>Massenbilanz</b>				
<b>Stroh, feucht In</b>	<b>868.599</b>	<b>[t/a]</b>	<b>In</b>	390.869
<i>SO2 In</i>	9.772	[t/a]	In	
<i>NH3 In (28w/w% in H2O)</i>	13.898	[t/a]	In	
<i>Melasse In (80% DM)</i>	6.968	[t/a]	In	
<i>Corn Steep Liquor (CSL) In (50%DM)</i>	18.538	[t/a]	In	
<i>Diammoniumphosphat (NH4)2HPO4 (DAP) In</i>	2.330	[t/a]	In	
<i>Phosphorsäure H3PO4 In (100% Säure)</i>	406	[t/a]	In	
<i>Prozesswasser Ethanolprozess In</i>	1.442.863	[t/a]	In	
<i>Frischwasser für Dampferzeugung In</i>	239.279	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess In (20°C)</i>	18.763.842	[t/a]	In	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	10.655.902	[t/a]	In	
<i>Luft In (Verbrennung + ARA)</i>	1.926.789	[t/a]	In	
<b>Ethanol (100%) Out</b>	<b>100.000</b>	<b>[t/a]</b>	<b>Out</b>	
<i>Biomethan Out</i>	16.491	[t/a]	Out	
<i>BioCH4 (98vol%) Out</i>	23	[Mio. Nm³/a]	Out	
<i>Abwasser aus ARA Out</i>	2.085.814	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser Ethanolprozess Out (40°C)</i>	18.763.842	[t/a]	Out	
<i>Kühlwasser KWK In (20°C)</i>	10.655.902	[t/a]		
<i>Biologischer Schefel Out</i>	2.684	[t/a]	Out	
<i>CO2 aus Bioreaktoren Out</i>	112.977	[t/a]	Out	
<i>Ethanol out im CO2 Strom</i>	23,0	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch Abgas out</i>	363.491	[t/a]	Out	
<i>CO2 durch ARA out</i>	17.021	[t/a]	Out	
<i>Asche Verbrennung Out</i>	7.866	[t/a]	Out	
<i>Schlamm (30% DM) Out</i>	49.798	[t/a]	Out	
<i>Schlamm (75% DM) Out</i>	19.919	[t/a]	Out	
<b>Energiebilanz (gerechnet auf LHV feucht)</b>				[MWh/a]
<i>Leistung Stroh, In</i>	218,8	[MWch]	In	1.750.226
<i>Elektrische Leistung, Prozessbedarf</i>	12,0	[MWel]		0
<i>Leistung EtOH, out</i>	93,4	[MWch]	Out	747.222
<i>Elektrische Leistung, Export</i>	14,2	[MWel]	Out	113.585
<i>Leistung Biomethan, out</i>	27,4	[MWth]	Out	219.172
<i>Heizleistung Ethanolprozess</i>	56,4	[MWth]		
<i>Kühlleistung Ethanolprozess</i>	52,8	[MWth]		
<i>Thermische Leistung Verbrennung</i>	130,3	[MWth]		
<i>Kesselwirkungsgrad</i>	88,8	[%]		
<i>Thermische Leistung, Prozessdampf</i>	115,7	[MWth]		
<i>Elektrische Leistung, produziert</i>	26,2	[MWel]		
<i>Wirkungsgrad KWK</i>	63,4	[%]		
<i>Thermische Leistung Abgas (120 -&gt; 25°C)</i>	6,8	[MWth]		
<i>Kühlleistung Kondensator KWK Prozess</i>	30,9	[MWth]		
<i>Gesamtwirkungsgrad Prozess</i>	61,7	[%]		

## 5.3 Hilfsstoffe und Nebenprodukte

### 5.3.1 Fermentationshilfsstoffe CSL und Rübenmelasse

	Maisquellwasser (CSL)	Rübenmelasse
Zusammensetzung	[w/w%]	
Feststoffe	50	80
Zucker (Sucrose)	n.a.	40-50
Stickstoff	4	1,5
Proteine	23	n.a.
Wasser	50	20
Asche	8	10,3
Quelle	[Corn Refiners Association, 2006]	[Dellweg, 1987]

### 5.3.2 Nebenprodukt Pellets

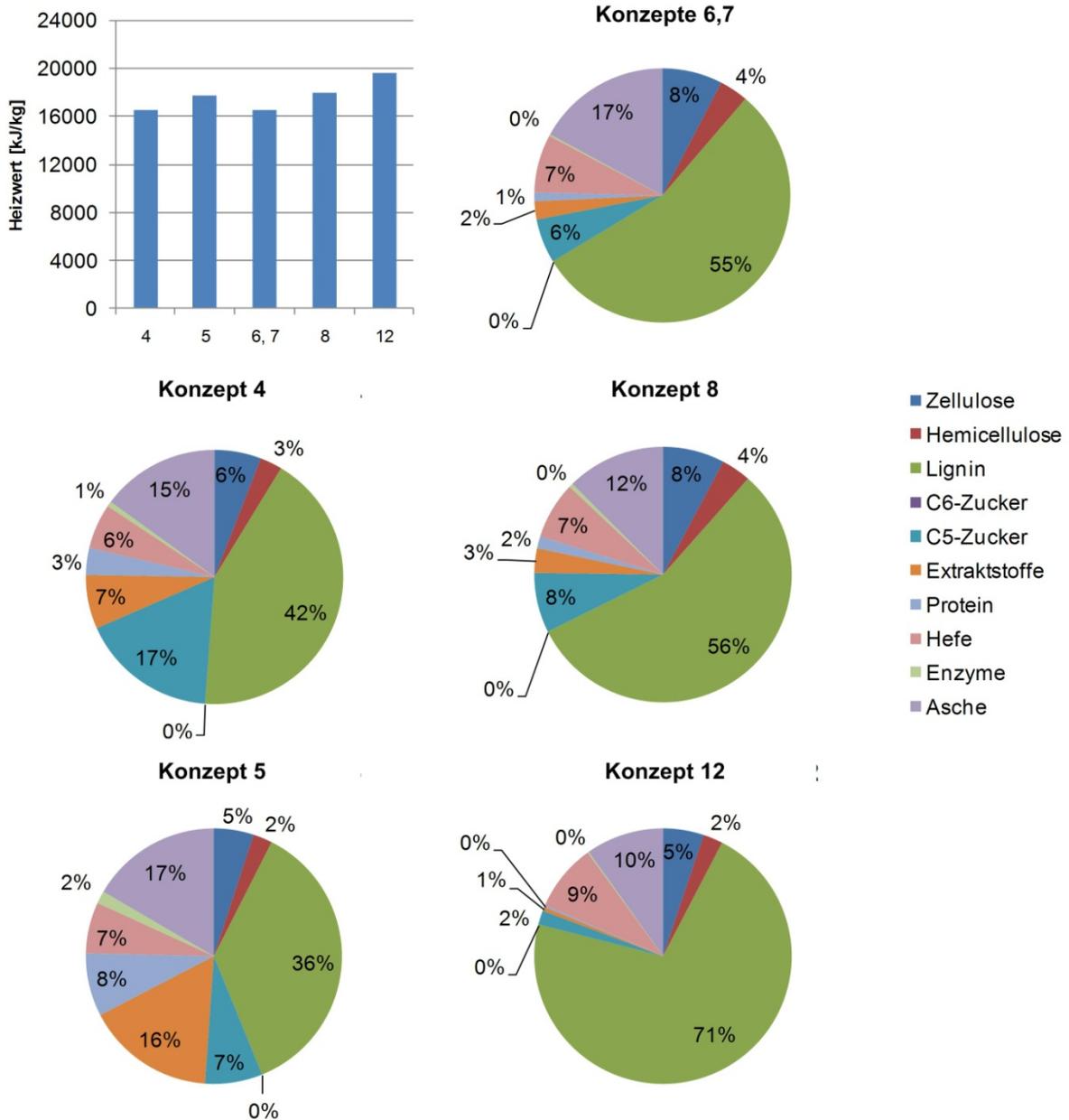


Abbildung 53: Heizwert (LHV) und Zusammensetzung der in den verschiedenen Anlagenkonzepten produzierten Pellets. Anlagenkonzepte 4-8: Stroh. Anlagenkonzept: 12 Holz. Die Berechnung des Heizwerts erfolgte nach dem PLS Modell aus [Friedl et al., 2005]

### 5.3.3 Nebenprodukt C5 Melasse

	C5 Melasse (7, 9)	C5 Melasse (8)	Referenz Sojabohnen (GEMIS)	C5 Melasse/ Sojabohnen (7, 9)	C5 Melasse/ Sojabohnen (8)
	[w/w% DM]				
C	46,6%	46,3%	49,2%	95%	94%
H	7,6%	7,5%	6,9%	109%	109%
O	35,5%	36,9%	36,8%	96%	100%
N	2,3%	2,1%	3,4%	66%	60%
Asche	8,0%	7,2%	3,4%	233%	209%

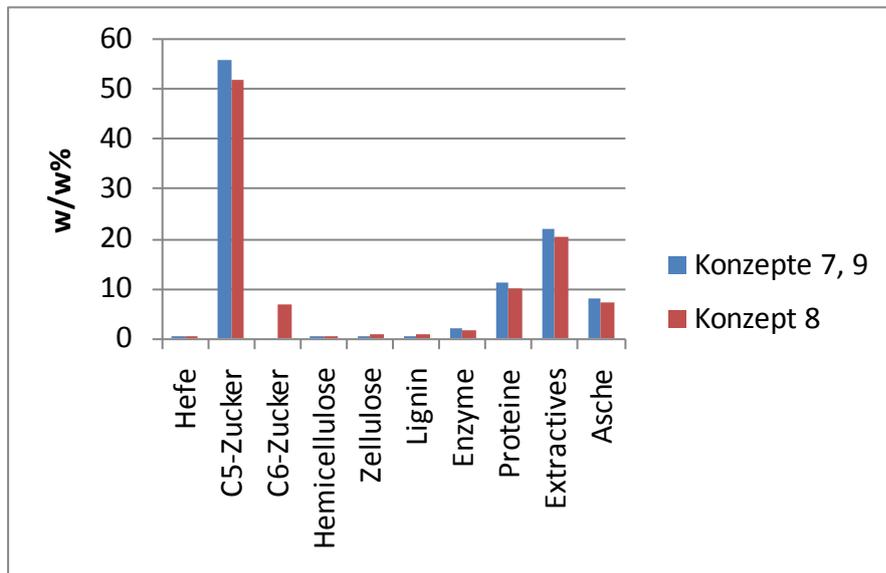


Abbildung 54: Zusammensetzung von C5 Melasse bei Abtrennung nach der Destillation (Anlagenkonzepte 7 und 9) und Abtrennung nach der Vorbehandlung (Anlagenkonzept 8).

## 5.4 Reststoffe und deren Verwertung

### 5.4.1 Ausbringung der Asche als Dünger

Bei der Verbrennung der Reststoffe bleiben die anorganischen Bestandteile der Biomasse als Asche zurück. Die folgenden Berechnungen wurden für die zwei ausgewählten Anlagenkonzepte durchgeführt, gelten aber prinzipiell für alle Anlagenkonzepte. Bei den Anlagenkonzepten 3 (EtOH-Stroh-C6/Strom+Wärme) und Anlagenkonzept 12, (EtOH-Holz-C6/Pellets) fallen so jährlich 49706 t bzw. 15224 t Asche an. Beim Anlagenkonzept Holz ist die Aschemenge aus zwei Gründen deutlich geringer. Einerseits enthält Holz wesentlich weniger Asche als Stroh und andererseits verlässt beim Holzkonzept ein Teil der Asche den Prozess mit den Pellets. Diese Asche ist bei der hier angegebenen Menge nicht mitberücksichtigt.

Bei der großtechnischen Verbrennungsprozessen kann man prinzipiell zwischen zwei Typen von Asche unterscheiden: A) Grobasche und B) Zyklonasche und Flugasche. Es kann angenommen werden, dass A) 90% der Gesamtasche ausmacht und B) 10% ausmachen [Kaltschmitt *et al.*, 2009]. Die Aschenmassenströme der beiden Anlagenkonzepte sind in Tabelle 19 angegeben. Typischerweise sind die problematischen Schwermetalle zu einem großen Anteil in der Zyklon- und Flugasche B) zu finden, weshalb B) deponiert werden muss. Weiters ist flüchtiges KCl in B) zu finden. Grobasche A) ist also verarmt an Schwermetallen und kann, falls die Grenzwerte nicht überschritten werden als Dünger ausgebracht werden. Tabelle 20 zeigt den berechneten Schwermetallgehalt der Gesamtasche für die beiden Anlagenkonzepte (also ohne Abtrennung der Schwermetalle in der Feinasche) unter der Annahme, dass in den Prozess eintretende Biomasse (Holz bzw. Stroh) die einzige Quelle für Schwermetalle ist (keine Schwermetalle in CSL oder Melasse, keine Schwermetalle werden aus den Konstruktionsmaterialien im Prozess ausgewaschen).

Tabelle 19: Aschemassenströme für Anlagenkonzepte 12 (Holz) und 3 (Stroh)

	Anlagenkonzept 12	Anlagenkonzept 3
Gesamter Aschestrom [t/a]	15224	49706
A) Grobasche (Ausbringung) 90% [t/a]	13702	44735
B) Feinasche (Deponie) 10% [t/a]	1522	4971

Tabelle 20:Konzentration an Schwermetallen in der Asche

	Anlagenkonzept 12 [mg/kg]	Anlagenkonzept 3 [mg/kg]	Grenzwert (Kaltschmitt2009a) [mg/kg]
Pb	1,01	43	100
Cd	0,19	0,02	8
Cu	0,9	61	250
Hg	0,01	0,01	n.a.
Mn	n.a.	0,03	n.a.
Cr	n.a.	n.a.	250

Wie man leicht erkennen kann wird kein Grenzwert überschritten, obwohl die Schwermetall-Abtrennung mit der Zyklon- und Feinasche noch nicht berücksichtigt ist.

Bezüglich der Nährstoffe in der Asche kann man ein Mineraldüngeräquivalent von 1 annehmen (Kaltschmitt2009a). [Kaltschmitt *et al.*, 2009]. Hier ist zu erwähnen, dass die Asche alle Nährstoffe eines Düngers enthält außer Stickstoff. Dieser geht bei der Verbrennung als elementarer Stickstoff in der Gasphase verloren. In Tabelle 21 sind die Mengen an Nährstoffen aufgelistet, die bei den beiden Anlagenkonzepten in der Grobasche A) anfallen und damit für Düngung verfügbar sind.

Tabelle 21: Nährstoff Massenströme für die Ausbringung als Dünger

Element	Anlagenkonzept	
	12	Anlagenkonzept 3
	[t/a]	
C	150	388
S	2753	3571
Cl	43	448
P	346	1407
Si	180	7648
Fe	13	459
Al	8	128
Ca	604	1473
Mg	51	623
Na	144	487
K	870	4208
Ti	0	14
Summe	5164	20855

In Summe können also jährlich ca. 5200 bzw. 21 000 t Nährstoffe (gerechnet in elementarer Form) ausgebracht werden. Die Differenz zu den 13700 bzw. 44700 t/a (Tabelle 19 bzw. Tabelle 22) ist der in Tabelle 21 nicht mitgerechneter Sauerstoff.

Zur Beurteilung der Machbarkeit der Ausbringung wird die nötige Fläche bzw. der Ausbringradius betrachtet. Bei Ackerland kann man von einer Ausbringmenge von 1 t/ha a ausgehen [Kaltschmitt *et al.*, 2009] bei Grünland von 0,75 t/ha a.

Tabelle 22 fasst die Daten für die Ausbringung zusammen.

Tabelle 22: Daten für die Ausbringung

	Anlagenkonzept	
	12	3
Aschemenge [t/a]	15224	49706
Anteil Feinasche/Deponieasche	10%	
Ausbringasche [t/a]	13702	44735
Deponieasche [t/a]	1522	4971
Ausbringungsmenge [t/ha]	1	
Ausbringfläche [ha]	13702	44735
Faktor Nutzfläche/Kreisfläche	50%	
r [km]	9,3	16,9

Wie man sieht werden unter den gegebenen Annahmen ca. 13700 bzw. 44700 ha für die Ausbringung benötigt. Nimmt man an, dass 50% der Fläche rund um die Anlage für Ackerland genutzt werden, so ergibt sich ein Ausbringradius von 9,3 bzw. 16,9 km.

#### 5.4.2 Schlamm- bildung in Biogasfermentation und Aerober Abwasserbehandlung (Anlagenkonzepte 10 und 13)

Bei der Biogasfermentation (Anlagenkonzepte 10, EtOH-Stroh-C6/Biomethan+Strom und 13, EtOH-Holz-C6/Biomethan+Strom) wird neben den Gasen CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S auch Anaerobschlamm (=Mikroorganismen) gebildet, siehe Abschnitte 2.2.2.9.1 und 2.4.2.7.

Für Stroh ist genügend N und P in der Schlempe vorhanden, daher ist für die Biogasfermentation keine Zugabe von Nährstoffen nötig. Für Holz muss in der Biogasfermentation Phosphor als H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> zugegeben werden, siehe Abschnitt 2.4.2.7.

Das Wasser, das noch 10% CSB enthält wird anschließend an die Biogasfermentation in einer Aerobstufe behandelt, wo neben  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$  ebenfalls Schlamm (Aerobschlamm) gebildet wird. Hier wird der CSB soweit reduziert, dass das Wasser in den Prozess rückgeführt werden kann. Da im Fall von Stroh und Holz im Abwasser aus der Anaerobstufe genügend N für die Aerobstufe vorhanden ist, muss kein N gegeben werden. P ist nicht in ausreichender Menge vorhanden und muss in beiden Fällen als  $\text{H}_3\text{PO}_4$  zugegeben werden. Ein Schema der Abwasserbehandlung ist in Abbildung 55 dargestellt.

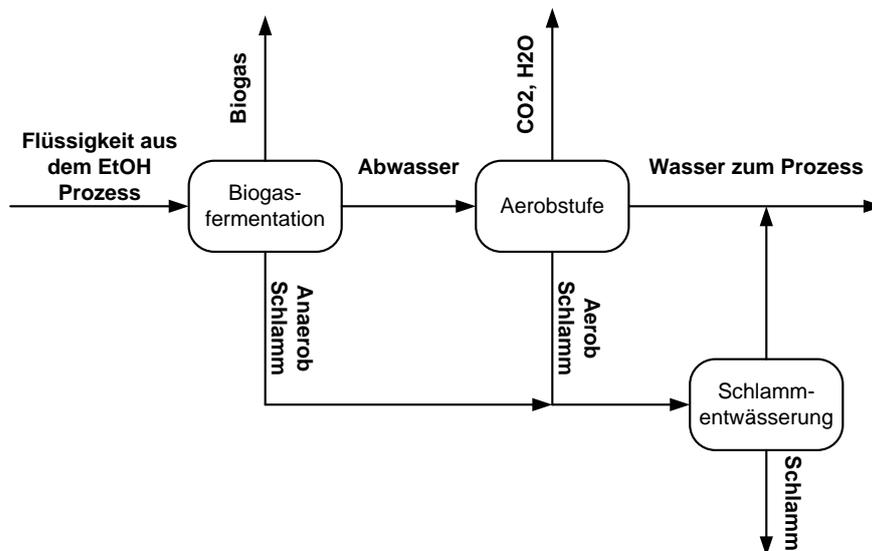


Abbildung 55: Schema der Biogasfermentation und Abwasserbehandlung

Der Schlamm aus den beiden Stufen enthält neben den Hauptelementen C, O und H auch die Nährstoffe N, P und S und Teile der Asche aus dem Prozess.

Für die Nutzung bzw. Entsorgung von Klärschlamm stehen folgende Möglichkeiten zur Verfügung [VCH, 1997]

- Abgabe in der Landwirtschaft
- Kompostierung
- Einschmelzen und Verwerten in der Produktion
- Thermische Verwertung/ Verbrennung

Eine Deponierung ist verboten. Da in den betrachteten Prozessen davon ausgegangen werden kann, dass eine sehr geringe Belastung an toxischen Komponenten im Schlamm vorliegt (v.a. Schwermetalle) und da eine Schließung der Nährstoffkreisläufe angestrebt wird, erscheint die Abgabe in der Landwirtschaft als Dünger günstig. Nachteilig ist hier allerdings, dass der Schlamm für 6 Monate gelagert werden muss, da in den Wintermonaten eine

Ausbringung verboten ist. Das macht eine Entwässerung nötig. Diese wird z.B. mit Zentrifugen durchgeführt. Man erreicht dabei Feststoffgehalte von ca. 30%.

Im Fall von Stroh (Anlagenkonzept 10) ergeben sich pro Jahr ca. 185270 t feuchter Schlamm (30% DM) bzw. 55580 t trockener Schlamm. Im Fall von Holz (Anlagenkonzept 13) ergeben sich pro Jahr ca. 49800 t feuchter Schlamm (30% DM) bzw. 14900 t trockener Schlamm. Die entsprechenden Mengen an Nährstoffen sind in Tabelle 23 angegeben.

Tabelle 23: Nährstoff-Massenströme durch Klärschlamm und Grobasche für die Anlagenkonzepte 10 und 13

Element	Stroh (Anlagenkonzept 10) [t/a]		Holz (Anlagenkonzept 13) [t/a]	
	Klärschlamm	Grobasche	Klärschlamm	Grobasche
C	203	203	108	154
S	1022	986	1251	958
Cl	902	80	90	0
P	836	770	181	542
Si	0	7976	0	310
Fe	239	239	9	13
Al	67	67	6	9
Ca	768	768	425	611
Mg	325	325	36	52
Na	254	254	85	122
K	3669	1855	806	506
Ti	7	7	0	0
N	6788	0	1942	0

Zusätzlich zum Klärschlamm entstehen pro Jahr durch die Verbrennung der Feststoffe für Stroh 30082 t Asche und für Holz 7866 t Asche. Hier wird wieder angenommen (vgl. 5.4.1), dass 90% als Grobasche ausgebracht werden können und 10% deponiert werden müssen. Die entsprechenden Nährstoffmengen in der Grobasche sind rechts in Tabelle 23 angegeben. Die gesamten Mengen sind in Tabelle 24 zusammengefasst.

Tabelle 24: Zusammenfassung der Schlamm- und Aschemengen für die Anlagenkonzepte mit Biogasfermentation (10 und 13)

	Stroh (Anlagenkonzept 10)	Holz (Anlagenkonzept 13)
Schlamm trocken [t/a]	55580	14939
Schlamm feucht [t/a]	185273	49798
Grobasche [t/a]	27074	7080
Feinasche [t/a]	3008	787
Gesamtasche [t/a]	30082	7866



## 6 Literatur

- [Aden *et al.*, 2002] A. Aden, M. Ruth, K. Ibsen, J. Jechura, K. Neeves, J. Sheehan, B. Wallace, L. Montague, and A. Slayton. Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover - NREL/TP-510-32438. Technical report, National Renewable Energy Laboratory (NREL), 2002.
- [Aden, 2008] Andy Aden. Biochemical production of ethanol from corn stover: 2007 state of technology model nrel/tp-510-43205. Technical report, National Renewable Energy Laboratory (NREL), May 2008.
- [Alvira *et al.*, 2010] P. Alvira, E. Tomás-Pejó, M. Ballesteros, and M.J. Negro. Pretreatment technologies for an efficient bioethanol production process based on enzymatic hydrolysis: A review. *Bioresource Technology*, 101(13):4851–4861, July 2010.
- [Barta *et al.*, 2010a] Zsolt Barta, Krisztina Kovacs, Kati Reczey, , and Guido Zacchi. Process design and economics of on-site cellulase production on various carbon sources in a softwood-based ethanol plant - article id 734182. *Enzyme Research*, 2010:8, 2010.
- [Barta *et al.*, 2010b] Zsolt Barta, Kati Reczey, and Guido Zacchi. Techno-economic evaluation of stillage treatment with anaerobic digestion in a softwood-to-ethanol process. *Biotechnology for Biofuels*, 3(1):21, 2010.
- [Billet, 1981] Reinhard Billet. *Verdampfung und ihre technischen Anwendungen*. Wiley-VCH, 1981.
- [Bischofsberger *et al.*, 2009] Wolfgang Bischofsberger, Nobert Dichtl, Karl-Heinz Rosenwinkel, Carl Franz Seyfried, and Botho Böhnke. *Anaerobtechnik*. Springer, Berlin, 2., vollst. überarb. a. edition, August 2009.
- [Bitra *et al.*, 2009] V. S.P. Bitra, Alvin R. Womac, C. Igathinathane, Petre I. Miu, Yuechuan T. Yang, David R. Smith, Nehru Chevanan, and Shahab Sokhansanj. Direct measures of mechanical energy for knife mill size reduction of switchgrass, wheat straw, and corn stover. *Bioresource Technology*, 100(24):6578–6585, December 2009.
- [BMLFUW, 2001, 2006, 2008] Holzeinschlagsmeldung über das Kalenderjahr 2001, 2006, 2008, BMLFUW, Abteilung IV 1; [www.lebensministerium.at](http://www.lebensministerium.at).
- [BMLFUW, 2009] Daten und Zahlen zum österreichischen Wald. Lebensministerium.at. 2009.
- [Buswell and Mueller, 1952] A. M. Buswell and H.F. Mueller. Mechanism of methane fermentation. *Industrial and Engineering Chemistry*, 44(3):550–552, 1952.
- [Corn Refiners Association, 2006] Corn Refiners Association. Corn wet milled feed products. [www.corn.org/wp-content/uploads/2009/12/Feed2006.pdf](http://www.corn.org/wp-content/uploads/2009/12/Feed2006.pdf), 2006.
- [Cullis *et al.*, 2004] Ian F. Cullis, John N. Saddler, and Shawn D. Mansfield. Effect of initial moisture content and chip size on the bioconversion efficiency of softwood lignocellulosics. *Biotechnology and Bioengineering*, 85(4):413–421, 2004.
- [Dellweg, 1987] H. Dellweg. *Biotechnologie: Grundlagen und Verfahren*. VCH Weinheim, 1987.
- [Eggeman and Elander, 2005] Tim Eggeman and Richard T Elander. Process and economic analysis of pretreatment technologies. *Bioresource Technology*, 96(18):2019–2025, Dec 2005.

- [Eriksson and Gustavsson, 2008] Lisa Näslund Eriksson and Leif Gustavsson. Biofuels from stumps and small roundwood—Costs and CO<sub>2</sub> benefits. *Biomass and Bioenergy*, 32(10):897–902, October 2008.
- [Eriksson *et al.*, 2004] G. Eriksson, B. Kjellström, B. Lundqvist, and S. Paulrud. Combustion of wood hydrolysis residue in a 150 kW powder burner. *Fuel*, 83(11-12):1635–1641, August 2004.
- [Esterbauer *et al.*, 1991] H. Esterbauer, W. Steiner, I. Labudova, A. Hermann, and M. Hayn. Production of trichoderma cellulase in laboratory and pilot scale. *Bioresource Technology*, 36(1):51–65, 1991.
- [Friedl *et al.*, 2005] A. Friedl, E. Padouvas, H. Rotter, and K. Varmuza. Prediction of heating values of biomass fuel from elemental composition. *Analytica Chimica Acta*, 544(1-2):191–198, 15 July 2005.
- [Galbe and Zacchi, 2007] Mats Galbe and Guido Zacchi. Pretreatment of lignocellulosic materials for efficient bioethanol production. *Advances in Biochemical Engineering / Biotechnology*, 108:41–65, 2007.
- [GEA Barr Rosin, 2011] GEA Barr Rosin. Superheated steam dryer and processor. <http://www.barr-rosin.com/products/super-heated-steam-drying.asp>, 2011.
- [Hahn-Hägerdal *et al.*, 2006] B. Hahn-Hägerdal, M. Galbe, M.F. Gorwa-Grauslund, G. Liden, and G. Zacchi. Bio-ethanol – the fuel of tomorrow from the residues of today. *Trends in Biotechnology*, 24(12):549–556, December 2006.
- [Hahn-Hägerdal *et al.*, 2007] Bärbel Hahn-Hägerdal, Kaisa Karhumaa, César Fonseca, Isabel Spencer-Martins, and Marie Gorwa-Grauslund. Towards industrial pentose-fermenting yeast strains. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 74(5):937–953, April 2007.
- [Hartmann *et al.*, 2007] H. Hartmann, K. Reisinger. Handbuch Bioenergie-Kleinanlagen. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V.; März 2007.
- [Hendriks and Zeeman, 2009] A.T.W.M. Hendriks and G. Zeeman. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, 100(1):10–18, 2009.
- [Henze *et al.*, 2010] Mogens Henze, Poul Harremoes, Jes la Cour Jansen, and Erik Arvin. *Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes*. Springer, 3rd ed. edition, December 2010.
- [Öhgren *et al.*, 2005] Karin Öhgren, Mats Galbe, and Guido Zacchi. Optimization of steam pretreatment of SO<sub>2</sub>-impregnated corn stover for fuel ethanol production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 121-124:1055–1067, 2005.
- [Humbird and Aden, 2009] D. Humbird and A. Aden. Biochemical Production of Ethanol from Corn Stover: 2008 State of Technology Model, NREL/TP-510-46214. Technical report, National Renewable Energy Laboratory (NREL), August 2009.
- [IEA, 2009] IEA. Commercializing 1st and 2nd generation liquid biofuels from biomass. <http://biofuels.abc-energy.at/demoplants>, September 2009.
- [Kaltschmitt *et al.*, 2009] Martin Kaltschmitt, Hans Hartmann, and Hermann Hofbauer, editors. *Energie aus Biomasse*. Springer Berlin Heidelberg, Berlin, Heidelberg, 2009.
- [Kaltschmitt *et al.*, 2003] M. Kaltschmitt, D. Merten, N. Fröhlich, M. Nill. *Energiegewinnung aus Biomasse*. WBGU – Wissenschaftlicher Beirat der Bundesregierung Globale Umweltveränderung, Berlin, Heidelberg, 2003.

- [Kovács *et al.*, 2009] Krisztina Kovács, George Szakacs, and Guido Zacchi. Comparative enzymatic hydrolysis of pretreated spruce by supernatants, whole fermentation broths and washed mycelia of trichoderma reesei and trichoderma atroviride. *Bioresource Technology*, 100(3):1350–1357, February 2009.
- [Kranzl *et al.*, 2008] L. Kranzl, R. Haas et al. Strategien zur optimalen Erschließung der Biomassepotentiale in Österreich bis zum Jahr 2050 mit dem Ziel einer maximalen Reduktion der Treibhausgasemissionen. *Berichte aus Energie und Umweltforschung*, 52/2008; Wien, Sept. 2008.
- [Larsen *et al.*, 2008] J. Larsen, M. O. Petersen, L. Thirup, H. W. Li, and F. K. Iversen. The IBUS process - lignocellulosic bioethanol close to a commercial reality. *Chemical Engineering and Technology*, 31(5):765–772, 2008.
- [Larsson *et al.*, 1997] M. Larsson, M. Galbe, and G. Zacchi. Recirculation of process water in the production of ethanol from softwood. *Bioresource Technology*, 60(2):143–151, 1997.
- [Leduc, 2010] S. Leduc, J. Schmidt. Greenhouse Gas Reduction through Second Generation Biofuels in Austria. IIASA/BOKU; Final Report; Wien, Feb. 2010.
- [Linde *et al.*, 2008] M. Linde, E.-L. Jakobsson, M. Galbe, and G. Zacchi. Steam pretreatment of dilute H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-impregnated wheat straw and ssf with low yeast and enzyme loadings for bioethanol production. *Biomass and Bioenergy*, 32(4):326–332, 2008.
- [Lloyd and Wyman, 2005] Todd A Lloyd and Charles E Wyman. Combined sugar yields for dilute sulfuric acid pretreatment of corn stover followed by enzymatic hydrolysis of the remaining solids. *Bioresource Technology*, 96(18):1967–1977, Dec 2005.
- [Lynd *et al.*, 2002] Lee R. Lynd, Paul J. Weimer, Willem H. van Zyl, and Isak S. Pretorius. Microbial cellulose utilization: Fundamentals and biotechnology. *Microbiology and Molecular Biology Reviews*, 66(3):506–577, September 2002.
- [Lynd *et al.*, 2005] Lee R Lynd, Willem H van Zyl, John E McBride, and Mark Laser. Consolidated bioprocessing of cellulosic biomass: an update. *Current Opinion in Biotechnology*, 16(5):577–583, October 2005.
- [Mersmann *et al.*, 2005] Alfons Mersmann, Matthias Kind, and Johann Stichlmair. *Thermische Verfahrenstechnik: Grundlagen und Methoden (VDI-Buch / Chemische Technik / Verfahrenstechnik)*. Springer, 2., wesentl. erw. u. aktualisierte aufl. edition, June 2005.
- [Miltner, 2010] Angela Miltner. *Techno-ökonomische Analyse der regenerativen Produktion von Wasserstoff für den Einsatz in Fahrzeugen*. PhD thesis, Vienna University of Technology, 2010.
- [Monavari *et al.*, 2009a] Sanam Monavari, Mats Galbe, and Guido Zacchi. Impact of impregnation time and chip size on sugar yield in pretreatment of softwood for ethanol production. *Bioresource Technology*, 100(24):6312–6316, December 2009.
- [Monavari *et al.*, 2009b] Sanam Monavari, Mats Galbe, and Guido Zacchi. The influence of solid/liquid separation techniques on the sugar yield in two-step dilute acid hydrolysis of softwood followed by enzymatic hydrolysis. *Biotechnology for Biofuels*, 2(1):6, 2009.
- [Nagle *et al.*, 2002] Nicholas J Nagle, Richard T Elander, Mildred M Newman, Brian T Rohrback, Raymond O Ruiz, and Robert W Torget. Efficacy of a hot washing process for pretreated yellow poplar to enhance bioethanol production. *Biotechnology Progress*, 18(4):734–738, August 2002. PMID: 12153306.

- [Nguyen *et al.*, 2000] Quang Nguyen, Melvin Tucker, Fred Keller, and Fannie Eddy. Two-stage dilute-acid pretreatment of softwoods. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 84-86(1):561–576, March 2000.
- [(NREL), 2007] National Renewable Energy Laboratory (NREL). Research advances cellulosic ethanol - nrel leads the way nrel/br-510-40742, March 2007.
- [Olofsson *et al.*, 2008] K. Olofsson, M. Bertilsson, G. Liden. A short review of ssf – an interesting process option for ethanol production from lignocellulosic feedstocks. *Biotechnology for Biofuels*, 1 (2008), p.7.
- [Paques Company, ] Paques Company. Shell - paques process. [http://www.paques.nl/en/thiopaq\\_gas\\_desulphurization](http://www.paques.nl/en/thiopaq_gas_desulphurization).
- [Perz and Bergmann, 2003] E. Perz and S. Bergmann. *IPSEpro V4.0 user documentation*. SimTech Simulation Technology, Graz, 2003.
- [Pfeffer, 2006] Martin Pfeffer. *Modelle für die Prozessanalyse von Bioethanolproduktionsanlagen mittels Simulation*. PhD thesis, Vienna University of Technology | Institut of Chemical Engineering, 2006.
- [Reichmuth *et al.*, 2004] M. Reichmuth, A. Vogel; M. Kaltschmitt. Technische Potentiale für flüssige Biokraftstoffe und Bio-Wasserstoff. Institut für Energetik und Umwelt; Leipzig, Jänner 2004.
- [Reisinger *et al.*, 2009] K. Reisinger, C. Haslinger, M. Herger, and H. Hofbauer. Biobib - a database for biofuels. <http://www.vt.tuwien.ac.at/Biobib/biobib.html>, July 2009.
- [Rudolf *et al.*, 2005] Andreas Rudolf, Malek Alkasrawi, Guido Zacchi, and Gunnar Lidén. A comparison between batch and fed-batch simultaneous saccharification and fermentation of steam pretreated spruce. *Enzyme and Microbial Technology*, 37(2):195–204, July 2005.
- [Sassner *et al.*, 2008] Per Sassner, Mats Galbe, and Guido Zacchi. Techno-economic evaluation of bioethanol production from three different lignocellulosic materials. *Biomass and Bioenergy*, 32(5):422–430, May 2008.
- [Schausberger *et al.*, 2010] Paul Schausberger, Peter Bösch, and Anton Friedl. Modeling and simulation of coupled ethanol and biogas production. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 12:163–170, 2010.
- [Söderström *et al.*, 2002] Johanna Söderström, Linda Pilcher, Mats Galbe, and Guido Zacchi. Two-step steam pretreatment of softwood with SO<sub>2</sub> impregnation for ethanol production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 98-100:5–21, 2002.
- [Statistik Austria, 2008] Feldfruchternte 2008, endgültige Ergebnisse. Schnellbericht 1.12, Statistik Austria, Wien 2008.
- [Statistik Austria, 2009] Anbau auf dem Ackerland 2008, Schnellbericht 1.16. Statistik Austria, Wien 2009.
- [Thermo-System Industrie- und Trocknungstechnik GmbH, 2011] Thermo-System Industrie- und Trocknungstechnik GmbH. Solare klärschlamm-trocknung. <http://www.thermo-system.com/>, June 2011.
- [UBA Österreich, 2012] Treibhausgasemissionen 1990-2010. Umweltbundesamt Österreich, Jänner 2012.
- [Urban *et al.*, 2009] W. Urban, H. Lohmann, and K. Girod. Bmbf-verbundprojekt "biogaseinspeisung" band 4 technologien und kosten der biogasaufbereitung und einspeisung in das erdgasnetz. Technical report, Fraunhofer-Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik UMSICHT, 2009.

- [VCH, 1997] VCH. *Biologische und weitergehende Abwasserreinigung*. Ernst & Sohn Verlag, 4 edition, 1997.
- [Wihersaari, 2005] Margareta Wihersaari. Greenhouse gas emissions from final harvest fuel chip production in finland. *Biomass and Bioenergy*, 28(5):435–443, May 2005.
- [Wilkie *et al.*, 2000] Ann C. Wilkie, Kelly J. Riedesel, and John M. Owens. Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks. *Biomass and Bioenergy*, 19(2):63–102, August 2000.
- [Wilkie, 2008] A. C. Wilkie. *Bioenergy*, chapter 16, Biomethane from Biomass, Biowaste and Biofuels, pages 195–206. ASM Press, 1st edition, 2008.
- [Wingren *et al.*, 2003] Anders Wingren, Mats Galbe, and Guido Zacchi. Techno-economic evaluation of producing ethanol from softwood: comparison of SSF and SHF and identification of bottlenecks. *Biotechnology Progress*, 19(4):1109–1117, 2003.
- [Wingren *et al.*, 2004] Anders Wingren, Johanna Söderström, Mats Galbe, and Guido Zacchi. Process considerations and economic evaluation of two-step steam pretreatment for production of fuel ethanol from softwood. *Biotechnology Progress*, 20(5):1421–1429, 2004.
- [W.M. Ingledew and Kluhsies, 2009] G.D. Austin W.M. Ingledew, D.R. Kelsall and C. Kluhsies. *The Alcohol Textbook*. Nottingham University Press, 5th edition, 2009.
- [Zacchi and Axelsson, 1989] G. Zacchi and A. Axelsson. Economic evaluation of preconcentration in production of ethanol from dilute sugar solutions. *Biotechnology and Bioengineering*, 34(2):223–233, 1989.
- [Zhu *et al.*, 2009] J.Y. Zhu, X.J. Pan, G.S. Wang, and R. Gleisner. Sulfite pretreatment (SPORL) for robust enzymatic saccharification of spruce and red pine. *Bioresource Technology*, 100(8):2411–2418, April 2009.

JOANNEUM RESEARCH  
Forschungsgesellschaft mbH  
Leonhardstraße 59  
8010 Graz  
Tel. +43 316 876-0  
Fax +43 316 876-1181  
pr@joanneum.at  
www.joanneum.at