



# Optimierung der Regionalen Bioalkoholherstellung aus biogenen Reststoffen (RE<sub>2</sub>ALKO)

Schlussbericht

FKZ: 03KB025

Laufzeit: 01.08.2009 – 31.12.2012

Gefördert vom



Bundesministerium  
für Umwelt, Naturschutz  
und Reaktorsicherheit

Ein Förderprogramm der



DIE BMU  
KLIMASCHUTZ-  
INITIATIVE

Januar 2013

## **Autoren:**

### **Fachhochschule Münster (Koordinator)**

Fachbereich Energie • Gebäude • Umwelt

Prof. Dr.-Ing. Christof Wetter

Dipl.-Ing. Elmar Brüggling M.Sc.

Daniel Baumkötter M.Eng.

Fachhochschule  
Münster University of  
Applied Sciences



### **Universität Frankfurt**

Institut für Molekulare Biowissenschaften

Prof. Dr. Eckhard Boles

Dipl.-Ing. Heiko Dietz



### **Universität Hohenheim**

Institut für Lebensmittelwissenschaft und Biotechnologie

PD Dr. Thomas Senn

Dipl. agr.-Biol. Michael Buck

UNIVERSITÄT HOHENHEIM



## **Homepage**

[www.re2alko.de](http://www.re2alko.de)

Im BMU-Förderprogramm



Gefördert vom



Ein Förderprogramm der



Koordiniert vom



Wissenschaftlich begleitet vom



Gefördert vom Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages. Die Verantwortung für den Inhalt liegt bei den Autoren.



# INHALT

1	Einleitung	4
2	Ausgangssituation	6
3	Pflanzenmaterial	14
3.1	Ermittlung geeigneter Substrate	14
3.2	Testfermentationsversuche	18
4	Vorbehandlung	19
4.1	Ermittlung und Bewertung geeigneter Vorbehandlungsverfahren	19
4.1.1	Mechanische Zerkleinerung	19
4.1.2	Alternative Aufbereitungsverfahren	22
4.1.3	Steam explosion	24
4.2	Durchgeführte Versuche zur Vorbehandlung	24
4.2.1	Zerkleinerungsversuche	24
4.2.2	Dampfexplosion	31
5	Enzymatische Verzuckerung	32
5.1	Zellulasen	32
5.2	Einsatz verschiedener Hydrolysebehälter	32
5.3	Wirksamkeit von Zellulasen und anderen Enzymmischungen	33
6	Kombinierte Verzuckerung und Fermentation (SSF)	37
7	Fermentation	46
7.1	Verträglichkeit Pentose-vergärender Hefen mit Lignozellulose-Hydrolysaten	46
7.2	Optimierung der Co-Fermentation	48
8	Effizienzsteigerung der Brennerei	58
8.1	Optimierung der Reststoffnutzung	58

8.2	Einbindung CO <sub>2</sub> -neutraler Prozessenergie	64
9	Planung der Pilotanlage	70
9.1	Eruierung und Umsatzplanung der relevanten Sicherheitsbestimmungen	70
9.2	Kontaktierung der Genehmigungsbehörden, Einleiten des Genehmigungsverfahrens	70
9.3	Planung des Ausbaus der Brennerei	70
10	Optimierung der Brennereiprozesse und Etablierung der Kreislaufführung	72
10.1	Effiziente Abtrennung der Schlempe	72
10.1.1	Separationstechnologien	72
10.1.2	Abtrennversuche	81
10.2	Einsetzbarkeit der Reststoffe als Futtermittel	87
11	Butanolfermentation	89
11.1	Optimierung der Butanol-produzierenden Hefen	89
11.2	Erhöhung der Butanol- und Lignozellulose-Hydrolysat-Toleranz der Hefen	92
11.3	Evaluierung der eingesetzten Hefen in SHF/SSF Prozessen	92
11.4	Evaluierung von Butanolaufbereitungstechnologien	92
12	Energie- und Ökobilanz	93
12.1	Ökobilanz einer vollständigen Bioethanolanlage	93
12.2	CO <sub>2</sub> -Äquivalent und CO <sub>2</sub> -Einsparpotenzial	96
13	Zusammenfassung	99
14	Verzeichnisse	102
14.1	Literaturverzeichnis	102
14.2	Abbildungsverzeichnis	104

14.3	Tabellenverzeichnis	108
14.4	Abkürzungsverzeichnis	110
Anlage: Wirtschaftlichkeitsbetrachtung		

## 1 EINLEITUNG

Bioethanol bzw. längerkettige Bioalkohole wie Butanol sind vielversprechende erneuerbare Energiequellen. Die derzeit betriebenen Bioethanolanlagen produzieren Bioethanol primär aus zucker- oder stärkehaltigen Pflanzenkomponenten. Die dabei benötigte Prozessenergie wird zumeist aus fossilen Energiequellen zur Verfügung gestellt. Vor dem Hintergrund der noch ungenügenden Klimabilanz der heutigen Bioethanolproduktion sowie der öffentlichen Diskussion über die energetische Nutzung von Nahrungsmitteln ist es dringend erforderlich, die Rohstoffbasis von Bioethanolanlagen auf die Einbeziehung aller Pflanzenteile zu erweitern und letztendlich vollständig auf biogene Abfall- und Reststoffe umzustellen sowie energieautarke, integrierte Produktionsprozesse zu konzipieren. Andererseits besitzt Bioethanol als Otto-Kraftstoff einige dezisive Nachteile, die durch die Produktion näher an die Eigenschaften fossiler Kraftstoffe angeglicher regenerativer Kraftstoffe, wie z.B. Butanol, eliminiert werden könnten. Weiterhin ist bei der Produktion von Biokraftstoffen aus Reststoffen aufgrund der dezentralen Rohstoffverfügbarkeit und der energieintensiven Transportproblematik die Entwicklung von regionalen Produktions- und Vertriebskonzepten sehr vielversprechend, um die erzielbaren Klimaschutzeffekte zu optimieren.

Ziel des Projektes ist daher die Erstellung eines belastbaren Konzeptes sowie die Bereitstellung der wissenschaftlich-technischen Voraussetzungen zur schrittweisen Umwandlung dezentraler Bioethanolanlagen in Anlagen zur Vergärung von regionalen Rest- und Abfallstoffen aus landwirtschaftlichen Betrieben. Dabei soll neben der Produktion des sogenannten Lignozellulose-Ethanol auch die Produktion von Biobutanol evaluiert werden. Zur Energieoptimierung soll die Schlempe in einer nachgeschalteten Biogasanlage vergoren werden. Durch Nutzung aller Pflanzenteile bzw. durch ausschließliche Nutzung von Abfallstoffen wird eine starke Steigerung der Energie- und Klimateffizienz bei der Bioethanolproduktion erreicht. Diese werden durch die Vergärung der anfallenden Schlempe in einer Biogasanlage zur Bereitstellung der benötigten Prozesswärme und -energie sowie die Entwicklung eines integrierten Wärme- und Energiekonzeptes der Anlage nachhaltig verstärkt.

Bis heute ist es nicht gelungen, einen wirtschaftlich und energetisch konkurrenzfähigen Prozess zur Bereitstellung des Biokraftstoffes Ethanol aus lignozellulosehaltigen Materialien zu entwickeln. Die Verwertung und Fermentation landwirtschaftlicher Reststoffe soll im Projekt Re<sub>2</sub>Alko auf der Basis des Zusammenwirkens dreier Partner, die sich bisher in je eigenen Bereichen der Forschung über Bioethanol gewidmet haben, untersucht werden. Dadurch

werden Synergien geschaffen und ein interdisziplinäres und auf den jeweiligen Teilerfolgen aufbauendes Konzept verfolgt.

## 2 AUSGANGSSITUATION

Die derzeit betriebenen Bioethanolanlagen produzieren Bioethanol je nach Region primär aus zucker- oder stärkehaltigen Pflanzenkomponenten wie Zuckerrohr, Zuckerrüben, Kartoffeln, Getreide oder Mais. Grundsätzlich können alle Verfahren zur Bioethanolproduktion in die drei Hauptschritte Rohstoffverarbeitung, Fermentation sowie Destillation und Entwässerung eingeteilt werden.

Ziel der Rohstoffverarbeitung ist die Gewinnung einer zuckerreichen Phase, die sich je nach eingesetzter Ausgangsbiomasse in den Produktionsverfahren unterscheidet. Die Kohlenhydrate in stärkehaltigen Rohstoffen wie Getreide, Mais oder Kartoffeln müssen erst enzymatisch aufgeschlossen werden. Dafür werden die Rohstoffe zerkleinert und unter Wärmezufuhr sowie Zugabe von Verflüssigungs- und Verzuckerungsenzymen zu einer Glucoselösung, auch Maische genannt, umgewandelt.

Zuckerhaltige Pflanzen wie Zuckerrohr und Zuckerrüben werden zerkleinert, gekocht und abgepresst. Zur Ausfällung von Verunreinigungen im Rohsaft wird Kalk zugesetzt. Der dabei anfallende Schlamm wird als Dünger in der Landwirtschaft verwendet. Durch Verdampfung wird der entstandene Dünnsaft eingedickt. Aus dem entstandenen Dicksaft wird in der Regel Zucker gewonnen und der Rest nach der letzten Kristallisation, die Melasse, zur Alkoholproduktion oder als Viehfutter verwendet. Genauso können aber auch Dünnsaft und Dicksaft genutzt werden. Die beim Zuckerrohr verbleibenden Fasern werden Bagasse genannt und die Reste der Zuckerrübe Rübenschnitzel. Während die Rübenschnitzel als Futtermittel verwertet werden, wird mit der Bagasse die Prozessenergie bereitgestellt.

Bei allen Produktionsverfahren wird bei der Fermentation die Glucose in der zuckerreichen Phase unter Zugabe von Hefe in Ethanol und Kohlenstoffdioxid vergoren. Dieser Vorgang lässt sich mit folgender Summenformel vereinfacht darstellen:



In Wahrheit läuft jedoch eine Reihe komplexer Reaktionen ab. Die vergorene Flüssigkeit hat meistens einen Ethanolgehalt von sieben bis zwölf Prozent.

Nach dem Gärprozess wird durch eine erste Destillation ein Ethanol-Wasser-Gemisch mit in der Regel 85 Vol.-% Ethanol und ein vom Alkohol befreiter Rückstand (Schlempe) voneinander getrennt. Um Reinheiten zwischen 99,5 und 99,9 % zu erreichen, muss das Wasser entzogen werden. Dieser Schritt wird Absolutierung genannt. Dazu werden mehrere Destillationschritte hintereinander geschaltet, Rektifikation genannt. Bei diesem thermischen

Trennverfahren wird der leichter in Gasform übergehende Alkohol durch Verdampfung vom Wasser getrennt. Der Dampf wird anschließend kondensiert und durch ein Molekularsieb gereinigt, so dass flüssiges Ethanol mit einem Reinheitsgrad von über 99 % entsteht. In der Abb. 2-1 sind die Verfahrensschritte zur Herstellung von Bioethanol aus den in Deutschland üblichen Rohstoffen Getreide und Zuckerrüben übersichtlich dargestellt.

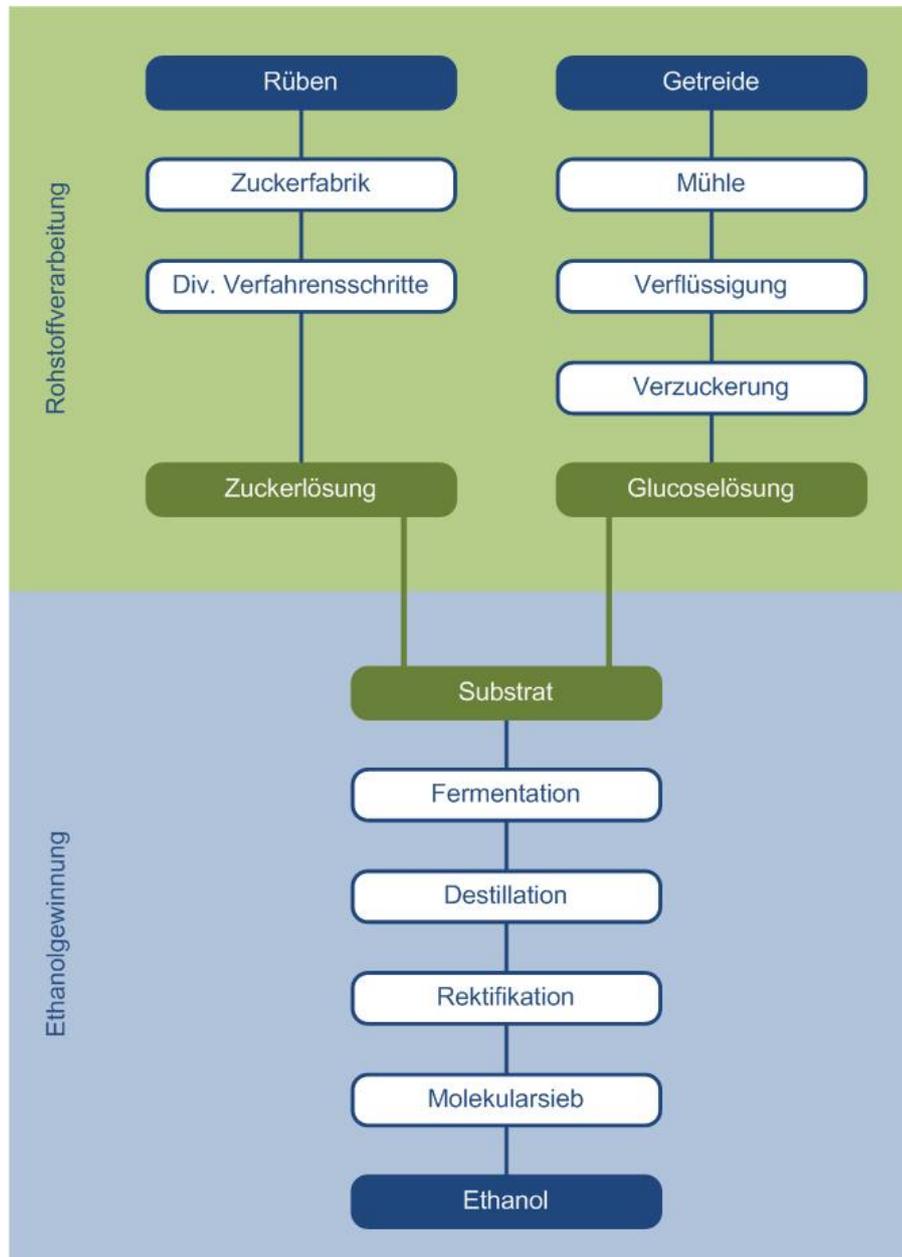


Abb. 2-1: Verfahrensschritte zur Herstellung von Bioethanol (nach [1])

Die Schlempe ist ein wichtiges Nebenprodukt des Destillationsvorgangs. Als eiweißhaltiger Rest wird sie entweder als Tierfuttermittel („DDGS: distillers dry grain solubles“) verwendet oder kann als Substrat für Biogasanlagen zur Energiegewinnung dienen.

Ein weiterer Unterschied in den Produktionsverfahren ist die Bereitstellung der Prozessenergie. Während beim Zuckerrohr die Bagasse als Brennstoff verwendet werden kann, wird bei den anderen Rohstoffen die benötigte Prozessenergie in Form von Dampf und Wärme zumeist aus fossilen Energiequellen wie Heizöl und Kohle zur Verfügung gestellt.

Weltweit wurden 2010 88,08 Mio.m<sup>3</sup>/a Bioethanol erzeugt. Dabei sind Brasilien mit 26,27 Mio.m<sup>3</sup>/a und die USA mit 50,22 Mio.m<sup>3</sup>/a im Jahr 2010 die größten Bioethanolproduzenten. Während in Brasilien auf Zuckerrohr als wichtigste Energiepflanze gesetzt wird, wird in den USA auf Mais als Ausgangsstoff für die Bioethanolproduktion zurückgegriffen, weil er stärkehaltiger als Getreide ist und dort auch lagertrocken geerntet werden kann.

In der Europäischen Union wurden 2010 4,47 Mio.m<sup>3</sup>/a Bioethanol produziert. Die größten Produzenten sind Frankreich mit 1,25 Mio.m<sup>3</sup>/a, Deutschland mit 0,73 Mio.m<sup>3</sup>/a und Spanien mit 0,47 Mio.m<sup>3</sup>/a. Als Rohstoffe werden in Deutschland insbesondere Getreide und Zuckerrüben für die Produktion von Bioethanol genutzt. In den anderen europäischen Ländern wird zudem, wie in den USA, verstärkt auf Mais als Rohstoff gesetzt. In der Abb. 2-2 sind die industriellen Bioethanolanlagen in Deutschland mit ihren Kapazitäten in einer Karte dargestellt. Die Gesamtkapazität dieser Anlagen beträgt 1,26 Mio.m<sup>3</sup>/a Bioethanol, womit die Anlagen im Jahr 2010 zu 58 % ausgelastet waren. Durch die Einführung von E10 Anfang 2011 wird die Auslastung der Anlagen jedoch merklich angestiegen sein.

Insgesamt wurden 2010 in Deutschland 1,47 Mio.m<sup>3</sup>/a Bioethanol verbraucht. Davon wurden von der deutschen Bioethanolwirtschaft ca. 50 % produziert. Der deutschlandweite Verbrauch an Bioethanol entspricht ca. 48,9 Mio.t Weizen, bzw. 0,67 Mio.ha Ackerland. Setzt man dies in Relation zur vorhandenen Ackerfläche in Deutschland von ca. 12 Mio.ha, so wird für den aktuellen Bioethanolbedarf in Deutschland ein Anteil von 5,6 % der Ackerfläche benötigt. Allerdings werden die Reststoffe (Schlempen) aus der Bioethanolproduktion als Tierfutter eingesetzt, wodurch sich dieser Anteil an der Ackerfläche um ca. zwei Drittel auf 1,9 % verringert.



Abb. 2-2: Industrielle Bioethanolanlagen in Deutschland [1]

Neben den industriellen Bioethanolproduzenten gibt es in Deutschland viele dezentrale Brennereien, die im Rahmen des Branntweinmonopols Rohalkohol produzieren. Dieses staatliche Branntweinmonopol existiert in Deutschland seit 1919. Heute ist es im „Gesetz über das Branntweinmonopol“ von 1922 geregelt. In diesem Gesetz wird neben der Branntweinbesteuerung vor allem die nationale Marktordnung geregelt.

Das Branntweinmonopol wird von der Bundesmonopolverwaltung für Branntwein (BfB) durchgeführt. Diese ist eine Bundesoberbehörde im Geschäftsbereich des Bundesministeriums der Finanzen. Die Aufgaben der BfB bestehen in der Übernahme des im Bundesgebiet in kleinen und mittelständischen Brennereien hergestellten Rohalkohols sowie dessen Reinigung und anschließendem Verkauf.

Die BfB ist verpflichtet, den in Deutschland im Rahmen von Erzeugungsquoten (Brennrechten) hergestellten Alkohol zu gesetzlich festgelegten Ankaufspreisen zu übernehmen. Für die Festlegung der Ankaufspreise werden im Wesentlichen die Selbstkosten der Brennereien zu Grunde gelegt. Die ursprüngliche Zielsetzung des Branntweinmonopols, Gewinne für den Bundeshaushalt zu erwirtschaften, lässt sich seit der Liberalisierung des Einfuhrmonopols nicht mehr verwirklichen. Da die Erträge der BfB aus dem Verkauf von Alkohol die Kosten nicht mehr decken, benötigt sie einen jährlichen Zuschuss aus dem Bundeshaushalt.

Der an die BfB abgelieferte Alkohol wird ausschließlich aus Kartoffeln, Getreide und Obst hergestellt. Die BfB setzt unter Berücksichtigung ihres Alkoholbestands und ihres voraussichtlichen Absatzes sowie der ihr zur Verfügung stehenden Haushaltsmittel die jährliche Erzeugungsquote als Jahresbrennrecht (= Prozentsatz des regelmäßigen Brennrechts) für die Brennereien fest. Bei einem Jahresbrennrecht in Höhe von ca. 60 % des regelmäßigen Brennrechts im Geschäftsjahr 2009/10 hat die BfB 532.000 hl/a Rohalkohol übernommen.

In Deutschland werden rund 650 Verschluss- und 20.000 Abfindungsbrennereien betrieben. Die Verschlussbrennereien, mit einem Anteil von 95 % an der gesamten Alkoholproduktion, sind zollamtlich gesichert (verschlossen). Der erzeugte Alkohol wird vollständig amtlich erfasst (über geeichte Sammelgefäße oder Messuhren). Bei den kleinen Abfindungsbrennereien fehlt eine zollamtliche Sicherung, ihre Erzeugungsmenge wird daher nur anhand von rohstoffbezogenen Ausbeutesätzen geschätzt. Eine Sonderstellung nehmen die ca. 425.000 Stoffbesitzer ein. Hierbei handelt es sich um Obsterzeuger in bestimmten Regionen, die kein eigenes Brenngerät besitzen. Sie nutzen fremde Brenngeräte und können zu etwa den gleichen Bedingungen wie Abfindungsbrenner Alkohol herstellen und an die BfB abliefern.

Die BfB reinigt den von den Brennereien übernommenen Rohalkohol zu neutralem Alkohol, um ihn dann zu verkaufen. Sie bedient sich hierzu insgesamt 7 eigener Betriebe. Im Jahr 2010 kamen in der EU rund 45 Mio. hl Ethylalkohol zur Verwendung. Der Absatz der BfB entspricht damit einem Anteil von ca. 1 % am europäischen Alkoholmarkt.

Durch die Rechtsprechung des Europäischen Gerichtshofes seit 1976 hat das Branntweinmonopol wesentliche Teile seines Schutzcharakters, zugunsten der inländischen Alkoholerzeuger, verloren. Alkohol aus Mitgliedstaaten der EU darf weder von der Einfuhr ausgeschlossen noch steuerlich oder in anderer Weise diskriminiert werden und die BfB darf ihre Preise nicht zu weit unter Marktpreis festsetzen. Die Rechtsprechung des Europäischen Gerichtshofes hat dazu geführt, dass die BfB, die nach wie vor aufgrund gesetzlicher Verpflichtung den Alkoholerzeugern kostendeckende Übernahmepreise zahlen muss, den Alkohol an die Verwender unter dem Selbstkostenpreis abgeben muss. Somit steht die BfB im Wettbewerb mit Anbietern sowohl aus der EU als auch mit Konkurrenten aus Drittländern und deutschen Produzenten.

Das Deutsche Branntweinmonopol hätte nach dem Willen der Europäischen Union am 31.12.2010 auslaufen sollen. Um jedoch kleinen und mittleren Brennereien den etappenweisen Umstieg auf den freien Markt zu erleichtern, hat die Europäische Union dieses Privileg bis zum 31.12.2017 verlängert. Allerdings müssen Erzeugung und Verkäufe in dieser Zeit schrittweise verringert werden. Dies bedeutet für die rund 650 landwirtschaftlichen Verschlussbrennereien, die hauptsächlich Getreide und Kartoffeln verarbeiten, einen Verbleib im Monopol bei sinkender Erzeugungsmenge bis zum Ende des Jahres 2013. Bei Ausscheiden aus dem Monopol erhalten diese eine Ausgleichsbeihilfe. Sogenannte lokale Abfindungsbrennereien, die meist sehr kleine Mengen Obstalkohol erzeugen, dürfen insgesamt bis Ende 2017 produzieren.

Gegenüber den industriellen Bioethanolanlagen unterscheiden sich landwirtschaftliche Brennereien durch dezentrale Standorte und ihre geschlossenen Stoffkreisläufe. Die Rohstoffe werden regional bezogen oder selbst produziert und die Reststoffe (Schlempe) direkt und ohne aufwendige Trocknung als Futtermittel oder Biogassubstrat verwertet. Durch die kleineren Chargen besitzen sie zudem eine hohe Flexibilität. Da in den landwirtschaftlichen Brennereien nur Rohalkohol mit einem Alkoholgehalt von 85 Vol.-% produziert wird, muss dieser noch in zentralen Absolutierungsanlagen aufkonzentriert werden.

Mit der Entwicklung geeigneter enzymatischer Verfahren könnte man schließlich auch Energiepflanzen, Stroh und sogar holzartige Biomasse vergären. Pflanzliche Reststoffe bestehen

vornehmlich aus Zellulose, Hemizellulosen und Lignin, der sogenannten Lignozellulose. Bei der Produktion von Lignozellulose-Ethanol ergeben sich im Gegensatz zum klassischen Bioethanolproduktionsprozess einige Schwierigkeiten und Handlungsfelder, die noch unzureichend gelöst bzw. bearbeitet sind. Um die inerte Lignozellulose für die enzymatische Verzuckerung zugänglich zu machen, muss zunächst die Struktur der lignozellulosischen Matrix aufgebrochen werden. Dieses kann z.B. durch thermo-chemische Prozesse geschehen. Die vorbehandelten Pflanzenreste müssen durch den Einsatz von Enzymen (Zellulasen, Hemizellulasen,...) in die einzelnen Zucker hydrolysiert werden. Die vorhandenen Enzyme arbeiten noch nicht optimal und sind zudem sehr teuer. Für die Fermentation der Zucker zu Alkoholen bedarf es spezieller auf den Einsatz von Lignozellulose angepasster Hefen, die nicht nur die Glucose sondern auch die Pentosezucker Xylose und Arabinose zu Alkohol vergären. Ebenso müssen zur Produktion von Butanol spezielle Hefen entwickelt werden. Weiterhin müssen diese Hefen tolerant gegenüber den Alkoholen und den bei der Vorbehandlung entstehenden toxischen Nebenprodukten sein. Die Konstruktion solcher Hefen ist wissenschaftlich beschrieben, aber noch nicht für den industriellen Einsatz erprobt.

In der Abb. 2-3 sind die Verfahrensschritte zur Herstellung von Bioethanol aus lignocellulosehaltigen Rohstoffen dargestellt. Erste Verfahren wurden von den Firmen Iogen (Kanada), Inbicon (Dänemark) und Süd Chemie (München) entwickelt. Diese befinden sich zurzeit zwar noch in der Erprobungsphase, jedoch wurden bereits erste Pilot- und Demonstrationsanlagen gebaut bzw. sind in Planung.

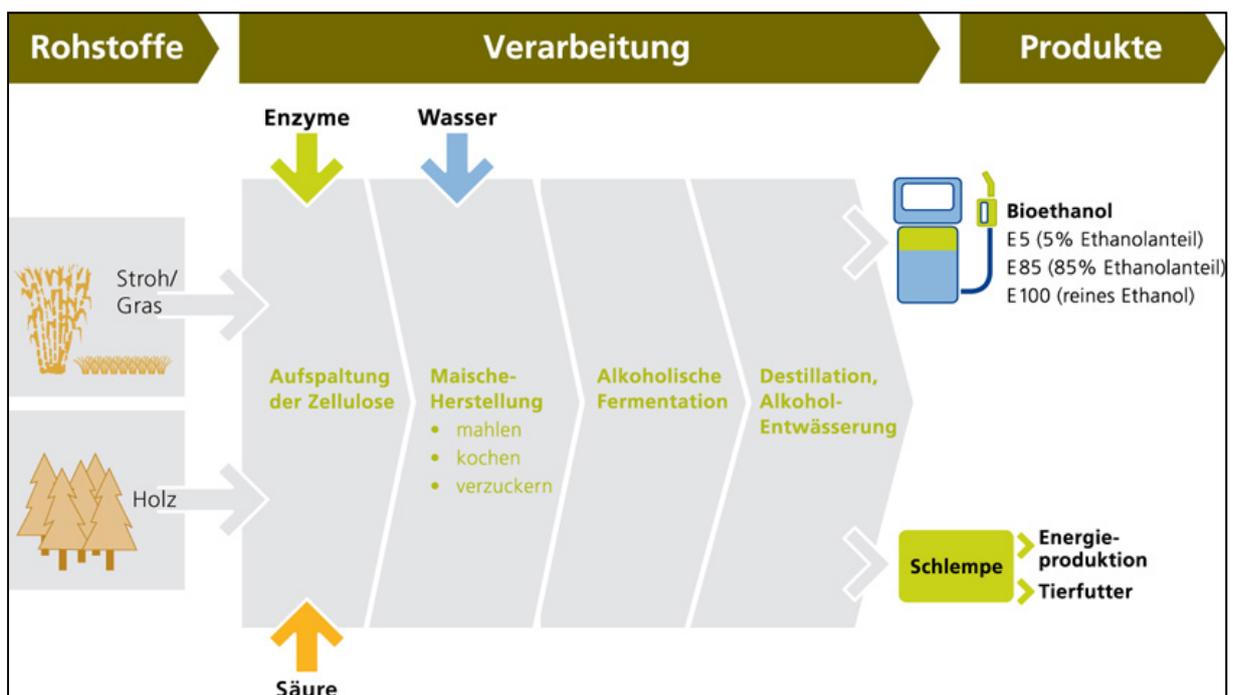


Abb. 2-3: Verfahrensschritte für Bioethanol aus lignocellulosehaltigen Rohstoffen [2]

Die genannten Teilschritte des Prozesses sind unabhängig voneinander in der Grundlagenforschung recht weit fortgeschritten. Es fehlt jedoch die Integration in ein Gesamtverfahren und die Anpassung der Einzelschritte an die Schnittstellen. Ebenso müssen integrierte Wärme- und Energiekonzepte entwickelt werden. Zudem stellt die Destillation einen stark energiezehrenden Prozess dar, der eventuell durch weniger energieintensive oder alternative Verfahren (Einsatz von Membranen, Nutzung von Energie aus Abgasen) ersetzt oder optimiert werden könnte.

### 3 PFLANZENMATERIAL

Die derzeit betriebenen Bioethanolanlagen produzieren Bioethanol primär aus zucker- oder stärkehaltigen Pflanzenkomponenten wie Zuckerrohr, Zuckerrüben, Getreide und Mais. Vor dem Hintergrund der Nutzung dieser Pflanzenkomponenten für Nahrungs- und Futtermittel sowie der öffentlichen Diskussion über die energetische Nutzung von Lebensmitteln ist es dringend erforderlich die Rohstoffbasis von Bioethanolanlagen auf biogene bzw. lignocellulosehaltige Rest- und Abfallstoffe umzustellen. Daher werden in diesem Kapitel geeignete lignocellulosehaltige Substrate zur Bioethanolproduktion ermittelt und anhand von Testfermentationen bewertet.

#### 3.1 Ermittlung geeigneter Substrate

Für den Einsatz zur Ethanolherzeugung sind eine Vielzahl von lignocellulosehaltigen Roh-, Rest- und Abfallstoffen denkbar. Grundsätzlich geeignet sind z.B. verschiedene Hölzer, Getreide- und Maisstroh, Landschaftspflegematerial, Gräser, Zwischenfrüchte und auch organische Abfälle. Je nach Art und Beschaffenheit des eingesetzten Stoffes müssen dann die jeweils erforderlichen Reinigungs- und Zerkleinerungsschritte ausgewählt werden. In der Tab. 3-1 sind einige stärke-, zucker- und lignocellulosehaltige Rohstoffe mit ihrer jeweiligen Zusammensetzung und der theoretischen Bioethanolausbeute aufgeführt.

Tab. 3-1: Zusammensetzung von Rohstoffen für die Bioethanolproduktion [3]

Ausgangsstoff	Trockensubstanz	Zucker (Zucker, Stärke, Cellulose, Hemicellulose)	Lignin	Theoretische Ethanolausbeute
	[g/100 g FM]	[g/100 g TS]	[g/100 g TS]	[l r.A./kg TS]
Körnermais	86,2	73,7	0,6	0,46
Maissstroh	78,5	58,3	18,7	0,29
Maissilage	31,9	73,9	2,2	0,41
Weizen	89,1	35,9		0,40
Weizenstroh	90,1	54,0	16,0	0,29
Hafer	89,1	65,6	4,0	0,41
Haferstroh	90,1	59,1	13,8	0,26
Gerste	88,7	67,1	2,9	0,41
Gerstenstroh	81,0	70,0	9,0	0,31
Zuckerrohr	26,0	67,0		0,50
Bagasse	71,0	67,2	14,5	0,28

FM: Frischmasse; TS: Trockensubstanz; r.A.: reiner Alkohol

Lignocellulosehaltige Rohstoffe wie Stroh und Bagasse haben aufgrund der höheren Ligningehalte eine geringere theoretische Ethanol-Ausbeute als stärke- und zuckerhaltige Rohstoffe. Allerdings weisen diese auch einen bedeutend niedrigeren Marktpreis auf. Bei der Verwendung lignocellulosehaltiger Substrate sollte, bei zu geringen Ethanolgehalten in der Maische vor der Destillation, die Beimischung von stärke- oder zuckerhaltigen Rohstoffen für

einen ausreichenden Ethanolgehalt in Erwägung gezogen werden. Eine weitere Möglichkeit wäre die Verwendung von Ganzpflanzensilagen wie Mais- oder Getreideganzpflanzensilage.

Aktuell gibt es ein paar Forschungs- und Entwicklungsvorhaben, die sich mit der Nutzung von alternativen Rohstoffen zur Produktion von Bioethanol befassen. Zum Beispiel wird am Wissenschaftszentrum in Straubing geprüft, wie sich Zuckerhirsen für die Erzeugung von Bioethanol in Deutschland nachhaltig nutzen lassen. Dabei wird die gesamte Verarbeitungskette von der Sortenauswahl über Anbautechnik, Lagerung des Erntegutes, Aufschlussverfahren bis zur Optimierung der Fermentation untersucht. Am landwirtschaftlichen Technologiezentrum Augustenberg wurde die Nutzung von Topinambur als Rohstoff für die Ethanolgewinnung untersucht. Als Ergebnis wurde festgehalten, dass Topinambur aufgrund des hohen Gehaltes an vergärbaren Zuckern nach der Hydrolyse über ein beachtliches Potenzial verfügt und im Ethanolertrag direkt hinter Zuckerrüben einzustufen ist.

In dem Forschungs- und Entwicklungsvorhaben "Basisinformationen für eine nachhaltige Nutzung landwirtschaftlicher Reststoffe zur Bioenergieerzeugung" vom Deutschen BiomasseForschungszentrum (DBFZ) und weiterer Institute wurde das deutschlandweite Strohpotenzial unter Berücksichtigung verschiedener Verfahren zur Humusbilanzierung und abzüglich stofflich genutzter Mengen ermittelt. In der Abb. 3-1 ist eine Karte von Deutschland mit dem Getreidestrohpotenzial auf Landkreisebene dargestellt.

Je nach Humusbilanzierungsmethode beträgt das Strohpotenzial in Deutschland zwischen 8 und 13 Mio. t FM/a. Demnach können 27 - 43 % der aufgewachsenen Strohmenge nachhaltig genutzt werden. Unter der Annahme eines Trockensubstanzgehaltes von 90 % TS und einer theoretischen Ethanolausbeute von 0,29 l r.A./kg TS ließen sich daraus etwa 2,1 bis 3,4 Mio. m<sup>3</sup> r.A./a gewinnen. Dies entspricht einem Anteil zwischen 143 und 231 % des momentanen Bioethanolbedarfs in Deutschland.

Um weitere Flächenpotenziale für den Energiepflanzenanbau zu erschließen, müssen und werden Anbausysteme entwickelt, die es ermöglichen ausreichend Biomasse auch außerhalb der Anbauzeiträume von Hauptfrüchten zur Nahrungs- oder Futtermittelproduktion zu erzeugen. Durch eine geschickte Kombination von geeigneten Kulturarten des Zwischen- und Zweitfruchtanbaus können Fruchtfolgesysteme ergänzt werden.

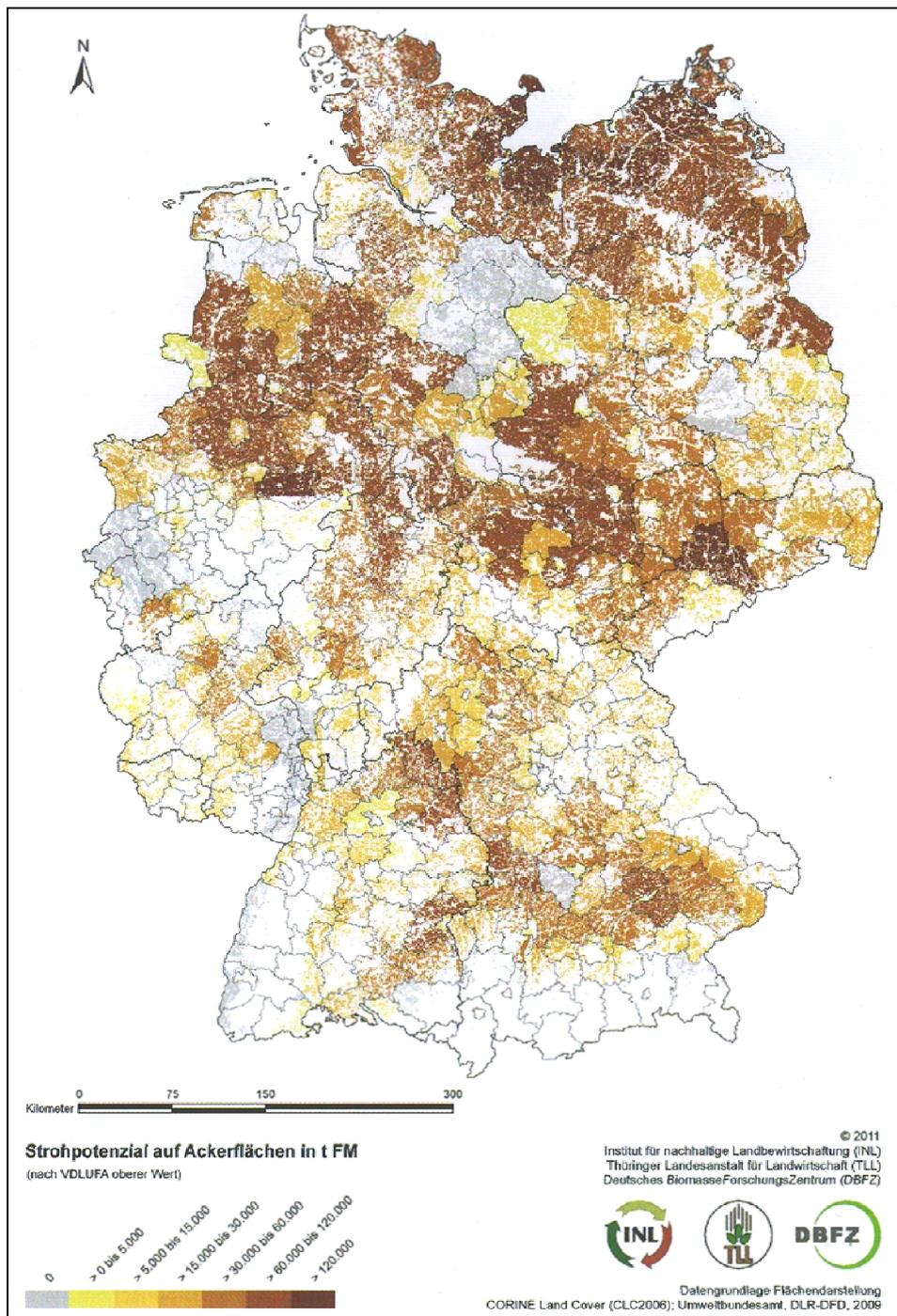


Abb. 3-1: Getreidestrohpotenzial auf Landkreisebene in Tonnen Frischmasse (t FM/a) mit Ackerflächenbezug nach VDLUFA (oberer Wert) [4]

Durch Zwischenfrüchte kann bei standort- und artgerechter Auswahl viel Biomasse in relativ kurzer Zeit gebildet werden. Eine möglichst lange Vegetationszeit ist Voraussetzung für hohe Erträge. Die Aussaat muss direkt nach der Ernte erfolgen. Welche Pflanzenarten für die Erzeugung von Biomasse verwendet werden, entscheiden daher der mögliche Saattermin, die Erträge und Kosten. Ziel ist es, hohe Trockensubstanzgehalte im Erntegut zu erzielen, da durch hohe Wasseranteile die Transportkosten erhöht werden und der Sickersaftanfall technisch gelöst werden muss. Die Ertragsvorteile sind nur bei ausreichenden Niederschlägen zu

erreichen. In trockenen Regionen mit weniger als 700 mm Jahresniederschlag ist das Anbauisiko groß. Bei einer Kombination von zum Beispiel Grünroggen und Mais ist ein Mehrertrag von 4 t TM/ha·a möglich [5]. Weitere Beispiele für geeignete Zwischenfrüchte, die grundsätzlich auch zur Bioethanolproduktion geeignet wären, sind: Sommergetreide, Weidelgras und Stoppelrübe.

Im Hinblick auf den Energiepflanzenanbau ergeben sich mehrere Möglichkeiten von Fruchtfolgen. Das Förderprojekt „Entwicklung und Vergleich von optimierten Anbausystemen für die landwirtschaftliche Produktion von Energiepflanzen unter den verschiedenen Standortbedingungen Deutschlands“ wird aktuell von verschiedenen Forschungspartnern in Teilprojekten bearbeitet und von der Thüringer Landesanstalt für Landwirtschaft koordiniert. Die Tab. 3-2 zeigt mögliche Fruchtfolgen aus dem Forschungsprojekt.

Tab. 3-2: Darstellung der Standardfruchtfolgen aus dem FNR-Forschungsprojekt [5][6]

Prüfglied	1	2	3	4	5
2005	Sommergerste (GPS), Ölrettich (SZF)	Sudangras, Futterroggen (WZF)	Mais, Futterroggen (WZF)	Sommergerste (GPS), Luzerne/Kleegras (US)	Hafersortenmischung (GPS)
2006	Mais (HF)	Mais (ZwF)	Sudangras (ZwF)	Luzerne/Kleegras (US)	Wintertriticale
2007	Sommergerste	Sommergerste	Sommergerste	Luzerne/Kleegras (US)	Winterraps
2008	Winterweizen	Winterweizen	Winterweizen	Winterweizen	Winterweizen
2009	Wintergerste (GPS), Sorghum (SZF)	Sorghum	Mais	Hafersortenmischung (GPS)	Sommergerste (GPS) + Luzerne-/Kleegras (US)
2010	Mais	Grünschnittroggen (WZF), Mais (ZwF)	Grünschnittroggen (WZF), Sorghum (ZwF)	Wintertriticale (GPS)	Luzerne-/Kleegras
2011	Wintertriticale, Ölrettich (SZF)	Wintertriticale	Wintertriticale, Einjähriges, Weidelgras (SZF)	Winterraps	Luzerne-/Kleegras
2012	Winterweizen	Winterweizen	Winterweizen	Winterweizen	Winterweizen
GPS = Ganzpflanzensilage HF = Hauptfrucht		SZF = Sommerzwischenfrucht US = Untersaat		WZF = Winterzwischenfrucht ZwF = Zwischenfrucht	

Für die Versuche im Rahmen der vorliegenden Arbeit wurden als Modellsubstrate Heu, Getreidestroh, Gras- und Maissilage ausgewählt. Stroh scheint als lignocellulosehaltiger Rohstoff das mengenmäßig größte Potenzial zu besitzen. Auch bei Gräsern bestehen regional große Potenziale in Form von Landschaftspflegegut oder extensiv genutztem Grasland. Zur Fermentation und Vorbehandlung von Maissilage zu Bioethanol bestehen bereits Untersuchungsergebnisse, an die angeknüpft werden kann. Zudem können die dabei gewonnenen Erfahrungen auch bei anderen Ganzpflanzensilagen angewendet werden. Nach Etablierung eines Gesamtprozesses mit den gewählten Modellsubstraten könnte dieser dann auf weitere Rohstoffe wie Landschaftspflegematerial und Reststoffen aus landwirtschaftlichen Betrieben adaptiert werden. Die Nutzung von hölzerner Biomasse zur Produktion von Bioethanol dage-

gen stellt aufgrund der absehbaren Schwierigkeiten bei der Effizienz der Vorbehandlung keine Alternative dar.

### **3.2 Testfermentationsversuche**

An der Universität Hohenheim wurden mit der Hefe *Thermosacc* von Lallemand Testfermentationen mit Maissilage, Weizenstroh, Heu, Grassilage, Topinamburstroh, Hanfstroh, Bambusstroh und Silage einer Blühpflanzensilage angesetzt. Grassilage, Heu und Blühpflanzensilage stellten sich dabei als ungeeignet heraus. Weizen- und Bambusstroh zeigten eine mittlere Eignung während Maissilage, Topinambur- und Hanfstroh die besten Ergebnisse lieferten. Daher wurden Grassilage, Heu und Blühpflanzensilage nicht weiter verfolgt.

Für die erfolgreich durchgeführten Testfermentationen an der Universität Frankfurt zur Entwicklung angepasster Hefen wurden die Hydrolysate von Seiten der Universität Hohenheim zur Verfügung gestellt.

## **4 VORBEHANDLUNG**

Durch die Umstellung der Rohstoffbasis auf lignocellulosehaltige Rest- und Abfallstoffe aus der Landwirtschaft ergeben sich veränderte Anforderungen an die Vorbehandlung der Substrate gegenüber den konventionell eingesetzten zucker- und stärkehaltigen Rohstoffen. Bei der Enzymatischen Verzuckerung wird die Cellulose mit Hilfe von Enzymen in Glukose umgewandelt. Aufgrund der Widerstandsfähigkeit der Lignocellulose gegenüber einem enzymatischen Angriff ist davor eine Vorbehandlung mit dem Ziel notwendig, die komplexen Verbindungen von Cellulose, Hemicellulose und Lignin durch den Einsatz von Chemikalien, mechanischer oder thermischer Energie sowie einer Kombination von diesen aufzuschließen, um ein schnelles und tiefes Eindringen der Enzyme in das Material zu ermöglichen. Dies kann durch Dampfexplosion, Säurevorbehandlung, Behandlung mit organischen Lösungsmitteln, Alkalivorbehandlung, CO<sub>2</sub>-Explosion, mechanischer Zerkleinerung, Hydrothermolyse, Behandlung mit Wasserstoffperoxid, Bestrahlung und/oder eine mikrobiologische Vorbehandlung realisiert werden.

### **4.1 Ermittlung und Bewertung geeigneter Vorbehandlungsverfahren**

Im ersten Schritt sollte eine mechanische Zerkleinerung des Pflanzenmaterials stattfinden, um die faserige Struktur möglichst weit aufzulösen. Weitere bereits in der Praxis eingesetzte Verfahren zur Vorbehandlung sind die Dampfexplosion oder der Zusatz von verdünnter Schwefelsäure.

#### **4.1.1 Mechanische Zerkleinerung**

Bei der mechanischen Aufbereitung, bzw. Zerkleinerung, von Biomasse stellen sich aufgrund der teilweise auch unterschiedlichen Stoffeigenschaften besondere Anforderungen an die Zerkleinerungsmaschinen. Zum Beispiel sind Stroh und andere holzartige Biomasse eher hart und spröde, wohingegen Grassilage weich, elastisch und zäh ist. Grundsätzlich geeignet für die Aufbereitung von Biomasse sind die Zerkleinerungsarten durch Schnitt und Prall. Im Folgenden werden daher die Funktionsweise von Prall- und Schneidmühlen betrachtet und die mit einer Prallmühle durchgeführten Versuche beschrieben.

#### **Schneidmühlen**

Bei Schneidmühlen wird das Mahlgut durch Scherwirkung zwischen einem feststehendem Messer (Stator) und einem beweglichem Messer (Rotor) zerkleinert. Das Material wird durch einen Einwurfschacht in den Mahlraum gefördert. Dort wird es zwischen den Messern am Rotor und den Statormessern so lange zerkleinert, bis das zerkleinerte Material durch die

Löcher des Siebeinsatzes fällt. Je nachdem wie fein das Material zerkleinert werden soll, wird die Maschenweite des Siebs gewählt. Grundsätzlich sollte jedoch nur so fein zerkleinert werden, wie es für die nachfolgenden Prozessschritte notwendig ist. In der Abb. 4-1 ist der Aufbau einer Schneidmühle dargestellt und in Abb. 4-2 eine Schneidmühle der Fa. MeWa Recycling Anlagen.

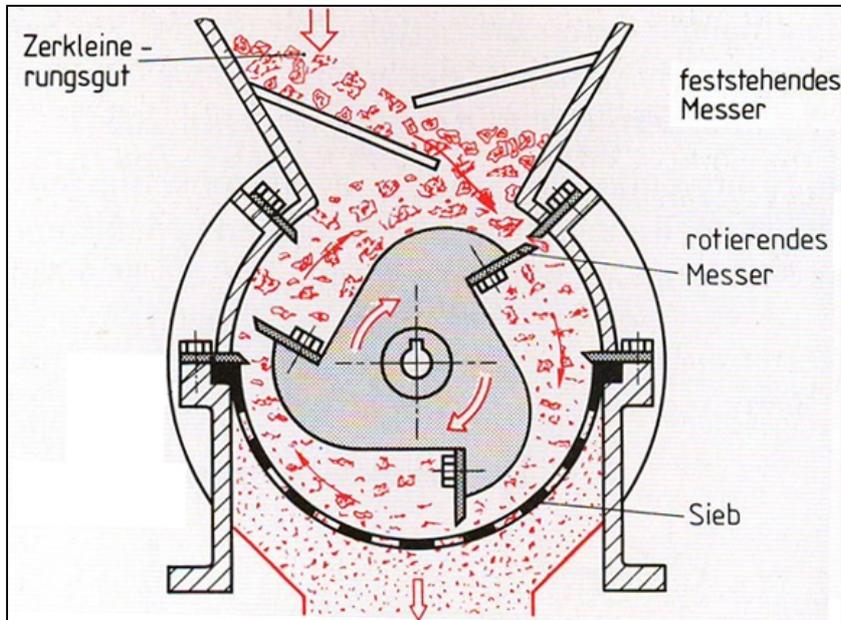


Abb. 4-1: Schematische Darstellung einer Schneidmühle [7]



Abb. 4-2: Schneidmühle der Fa. MEWA [8]

Schneidmühlen eignen sich besonders für verholzte Stoffe wie zum Beispiel Stroh. Durch das Schneiden der Fasern kommt es zudem nicht zu einem Aufwickeln auf dem Rotor. Für feuchte und weiche Stoffe wie zum Beispiel Silagen ist diese Zerkleinerungstechnologie nicht geeignet.

### Prallmühlen

Zentrales Bauteil einer Prallmühle ist der mit einer hohen Geschwindigkeit drehende Rotor unterschiedlichster Gestaltung. An dem Rotor können Leisten, Platten, Hämmer, Stifte oder sogar Ketten als Prallorgane angebracht sein, die das Mahlgut durch mehrfache Prallbeanspruchung bei hohen Umdrehungszahlen zerkleinern. Dabei kann das Mahlgut durch Aufprallen auf die Prallorgane, auf Flächen im Mahlraum und durch gegenseitiges aufeinanderprallen zerkleinert werden. Rotorgeschwindigkeit, Mahlraumgeometrie und Krümmung der Prallorgane können auf das Mahlgut abgestimmt werden. Durch eingebaute Siebe wird die Feinheit des zerkleinerten Materials eingestellt. Alternativ findet, insbesondere bei feuchten Materialien, die Ausschleusung über eine periodisch öffnende Auswurfklappe statt. In der Abb. 4-3 ist die Funktionsweise einer Prallmühle dargestellt und in der Abb. 4-4 der Querstromzerspaner der Fa. AUT. Dieser arbeitet nach dem Prinzip eines Prallreaktors mit zwei am Rotor befestigten Ketten als Prallorgane.

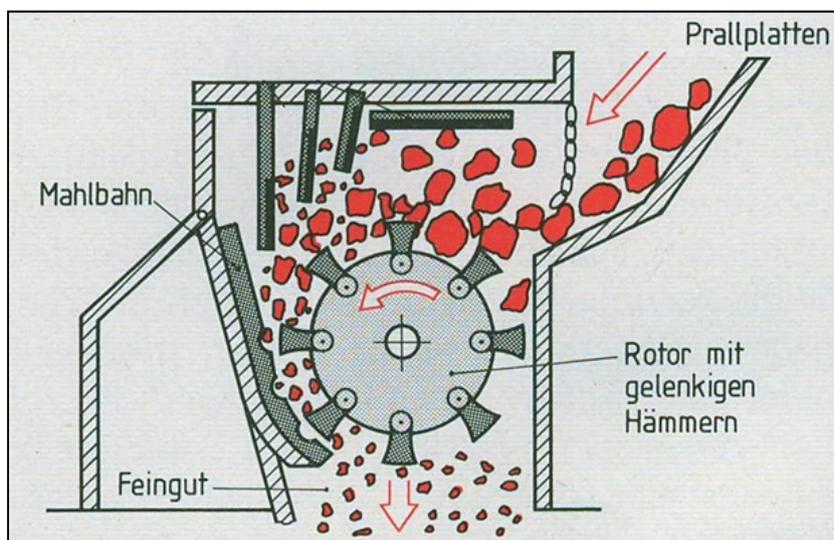


Abb. 4-3: Schematische Darstellung einer Prallmühle [7]

Im Gegensatz zum Schnitt wird das Mahlgut bei der Prallbeanspruchung zerrissen. Die Bruchkanten sind zerfasert und das Zerkleinerungsgut weist dadurch eine höhere Oberfläche auf als bei der Zerkleinerung durch Schnitt. Mit Vergrößerung der Oberfläche erhöht sich auch die Angriffsfläche für die weitergehenden Prozessschritte. Im Prallreaktor können auch nasse Mahlgüter zerkleinert werden. In der Regel besteht sogar die Möglichkeit Wasser oder

andere Flüssigkeiten direkt in den Reaktorraum einzubringen. Durch die Nasszerkleinerung vermindern sich die Reibungsverluste und der Quelldruck verbessert die Zerkleinerung. Nachteile sind ein höherer Verschleiß und die Verunreinigung des Mahlguts. Grundsätzlich sollte das Mahlgut nur so fein zerkleinert werden wie für die nachfolgenden Prozessschritte nötig.



Abb. 4-4: Querstromzerspaner der Fa. Anlagenbau Umwelt + Technik (AUT) [9]

#### 4.1.2 Alternative Aufbereitungsverfahren

Neben den bisher beschriebenen Mahlverfahren mittels Prall und Schnitt gibt es eine Reihe weiterer Zerkleinerungs- und Aufbereitungsverfahren für Biomasse, die insbesondere aus der Biogastechnologie bekannt sind. In der folgenden Auflistung werden beispielhaft fünf weitere Aufbereitungsverfahren kurz vorgestellt:

- Schneidsieb: Bei einem Schneidsieb wird das Substrat durch ein Sieb mit einem rotierenden Messer gepumpt und dadurch zerkleinert. Meist findet zeitgleich eine Störstoffabscheidung mittels Schwerkraft statt.
- Kreis-Dissolver: Bei einem Kreis-Dissolver handelt es sich im Prinzip um einen Rührbehälter. Die Besonderheit dabei ist die an der senkrechten Rührwelle angebrachte und mit Zähnen besetzte Rührscheibe, die mit hohen Drehzahlen das gesamte Material in dem Behälter in Bewegung setzt, durchmischt und zerkleinert. Das Substrat wird dabei durch die auftretenden Scherkräfte auseinander gerissen.

- Bioextrusion: Bei der Bioextrusion wird das Material durch zwei ineinanderlaufende Schnecken zerkleinert und aufgeschlossen. Neben der mechanischen Wirkung durch quetschen und reiben findet gleichzeitig ein hydrothermaler Aufschluss statt. Dabei wechselt die Belastung ständig zwischen hohen Drücken und Temperaturen sowie plötzlicher Entspannung, wodurch die Zellstruktur zerrissen wird.
- Elektrokinetische Desintegration: Bei der elektrokinetischen Desintegration wird das Substrat einem Hochspannungsfeld ausgesetzt, das in Flüssigkeiten zu Schockwellen führt. Dadurch werden Scherkräfte erzeugt, die die Zellmembranen zusammendrücken bis diese zusammenbrechen. Bautechnisch wird dies in der Regel durch eine Elektrode in einer Röhre realisiert, an der das Substrat entlang fließt.
- Ultraschall: Die Ultraschallwellen bewirken eine periodische Verdichtung und Entspannung im Ausgangsmaterial und erzeugen Hohlräume, die dann aufreißen. Bei dem Vorgang entstehen hohe Temperaturen und Drücke, die zu einem Aufschluss des Substrats führen.

Nachteil bei allen Verfahren bis auf die Bioextrusion ist, dass damit bislang nur ein pumpfähiger Materialstrom behandelt werden kann. Daher eignen sich diese Verfahren nicht für die ausgewählten Substrate. Bei der Bioextrusion findet, im Gegensatz zu den einfachen Zerkleinerungsverfahren, zudem ein weitergehender Aufschluss auf Zellebene statt. Dadurch stellt diese Technologie eine Alternative zur ausschließlichen Zerkleinerung dar. In der Abb. 4-5 ist der Bioextruder der Fa. Lehmann dargestellt.



Abb. 4-5: Bioextruder der Fa. Lehmann [10]

### **4.1.3 Steam explosion**

Als Folgeschritt der mechanischen Zerkleinerung muss die enthaltene Cellulose im Hemicellulose/Lignin-Komplex den Enzymen zugänglich gemacht werden. Dies geschieht über Säure- oder Laugenaufschlüsse, Radikale, Organosolv-Verfahren, Druckaufschluss (steam explosion) oder andere Methoden.

Beim Druckaufschluss wird das cellulosehaltige Material in einem druckfesten Behälter entweder indirekt oder direkt mit Wasserdampf bis zur gewünschten Temperatur erhitzt. Nach Erreichen der Temperatur wird diese für die festgelegte Zeit gehalten. Im Gegensatz zum Dämpfen wird anschließend an den Prozess bei der steam explosion der Behälterinhalt schlagartig entspannt. Hierbei soll der entstehende Wasserdampf die Zellstrukturen zerreißen.

Dieser Vorgang kann auch mit den anderen genannten Aufschlussmethoden kombiniert werden.

## **4.2 Durchgeführte Versuche zur Vorbehandlung**

Im Rahmen des Forschungsprojektes wurden vor allem mechanische Zerkleinerung und Dampfexplosion als Vorbehandlungsverfahren eingesetzt. Die Ergebnisse der Versuche dazu werden in diesem Kapitel beschrieben.

### **4.2.1 Zerkleinerungsversuche**

Aus den vorstehenden Betrachtungen resultierend wurde für eine Versuchsreihe zur mechanischen Zerkleinerung ausgewählter Substrate ein Prallreaktor bestimmt. Dieser ist in Abb. 4-6 dargestellt.

Das Material wird über ein Förderband dem Prallreaktor zugeführt. Von oben gelangt das jeweilige Material über eine Schleuse in den Reaktorraum, an dessen Boden sich der senkrechte Rotor mit zwei Prallplatten befindet. Die Außenwände des Reaktorraums bestehen aus auswechselbaren Siebplatten, wodurch ein kontinuierlicher Betrieb gewährleistet ist. Alternativ kann der Prallreaktor auch im Batch-Verfahren ohne Siebplatten betrieben werden. Dann wird die Auswurfklappe periodisch bei vollem Betrieb geöffnet. Zudem besteht die Möglichkeit Wasser für eine Nasszerkleinerung in den Prallreaktor zu geben.

Dieser Prallreaktor wurde für einen Versuchstag gemietet, um damit die ausgewählten Substrate Getreidestroh, Heu, Gras- und Maissilage zu zerkleinern. Die Ergebnisse sind in den Abb. 4-7 bis Abb. 4-11 dokumentiert.



Abb. 4-6: Prallreaktor der Fa. Schäfer



Abb. 4-7: Stroh vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor



Abb. 4-8: Heu vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor

Die Versuche mit Stroh und Heu werden im Folgenden gemeinsam beschrieben, da sie sich aufgrund ihrer stofflichen Eigenschaften und auch dem Ergebnis der Versuche gleichen. Es wurden Versuche jeweils mit einem 8·8 mm und einem 10·10 mm Sieb durchgeführt. Das Material hatte eine durchschnittliche Aufenthaltszeit von 2,5 s im Prallreaktor und pro Durchgang wurden 4 kg zerkleinert. Dabei erwärmte sich das Material von 9 °C auf 35 °C. Bei direkt anschließenden Prozessschritten bietet dies Vorteile beim Energieaufwand für die Erwärmung des Materials. Insgesamt stellte sich die Zerkleinerung von Stroh und Heu mit Hilfe des Prallreaktors als problemlos dar.



Abb. 4-9: Grassilage vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor

Im Gegensatz dazu stellte sich die Grassilage als schwieriger zu behandeln heraus. Beim ersten Versuch mit dem 10·10 mm Sieb verstopften die Siebe. Dies lag zum einen an den

langen Fasern, die durch die Behandlung mit dem Prallreaktor zwar zerfasert aber nicht kürzer wurden und der Feuchte der Silage. Daher wurden die weiteren Versuche im Batch-Betrieb durchgeführt. Die Temperatur im Material stieg von 10 °C auf 30 °C und fiel somit geringer aus, was mit der höheren Wärmekapazität des höheren Wasseranteils zu begründen ist.



Abb. 4-10: Grassilage mit Scheitholz vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor



Abb. 4-11: Maissilage vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor

Bei Aufenthaltszeiten von 20 s und 30 s im Batch-Betrieb sowie 8 kg Material ergaben sich keine Unterschiede. Auch die Zugabe von Wasser bei einer Aufenthaltszeit von 20 s brachte augenscheinlich keine Verbesserung des Ergebnisses. Als Alternative wurde zusätzlich der Einsatz von Holzhackschnitzeln und Scheitholz zur Unterstützung der Zerkleinerung getestet. Beim Einsatz von 50 % Holzhackschnitzel war keine Verbesserung sichtbar. Allerdings hatte

der unterstützende Einsatz von Scheitholz einen positiven Einfluss auf den Aufschluss der Grassilage. Sie war bedeutend feinfaseriger gegenüber den anderen Versuchsergebnissen. Allerdings waren die Holzanteile noch zu grob. Grundsätzlich ist Grassilage aufgrund seiner zäh-elastischen Eigenschaften schwer zu zerkleinern.

Auch bei der Maissilage verstopften die 10·10 mm Siebe, wodurch die weiteren Versuche im Batch-Betrieb durchgeführt wurden. Dabei wurden Aufenthaltszeiten von 10 s und 20 s getestet, was jedoch keine Auswirkungen auf das Ergebnis hatte. Bei beiden Versuchen wurden 8,5 kg Maissilage behandelt und das Material erwärmte sich von 7 °C auf 14 °C. Auch hier ist der geringe Temperaturanstieg im höheren Wassergehalt begründet. Mit kurzen Aufenthaltszeiten lässt sich bei der Maissilage so ein gutes Ergebnis erzielen.

Für die Einschätzung einer Wirkung des Prallreaktors auf die biologische Abbaubarkeit der behandelten Substrate wurde das Biogaspotenzial der behandelten Substrate bestimmt. Dies wurde mit einem Eudiometer (Vergärungsstand), der in der Abb. 4-12 dargestellt ist, durchgeführt. Außerdem können die Reststoffe aus dem Brennprozess unter anderem in einer Biogasanlage genutzt werden und somit einen Teil der benötigten Energie für die Brennereiprozesse zur Verfügung stellen.



Abb. 4-12: Eudiometer (Vergärungsstand)

Das Gas wird bis zu einem Volumen von 900 ml in Eudiometern gesammelt, analysiert und anschließend abgesaugt. Die Analyse des Gases erfolgt mittels Infrarotspektroskopie mit einem Handanalysegerät. Bestimmt werden die Methan-, Sauerstoff- und Kohlenstoffdioxid-Anteile im Gas. Als Impfschlamm wird Gärrest aus dem Gärrestlager einer Biogasanlage genommen. Nach Starten der Versuchsansätze wird die erzeugte Biogasmenge täglich abgelesen und bei Bedarf mit dem Gasanalysegerät abgezogen.

Die Ergebnisse der Biogaspotenzialbestimmung für die beschriebenen Substrate sind hinsichtlich des Methangehaltes in Abb. 4-13 und Abb. 4-14 in Kurvenform dargestellt. Es wurden jeweils die auf den Anteil des organischen Trockenrückstands (oTR) bezogenen Methanbildungskurven abgebildet. Die oTR-spezifische Darstellung zeigt den Gasertrag des rein organischen, trockenen Anteils einer jeden Frucht. Zum Vergleich sind Referenzwerte für Stroh, Grassilage und Silomais mit dargestellt.

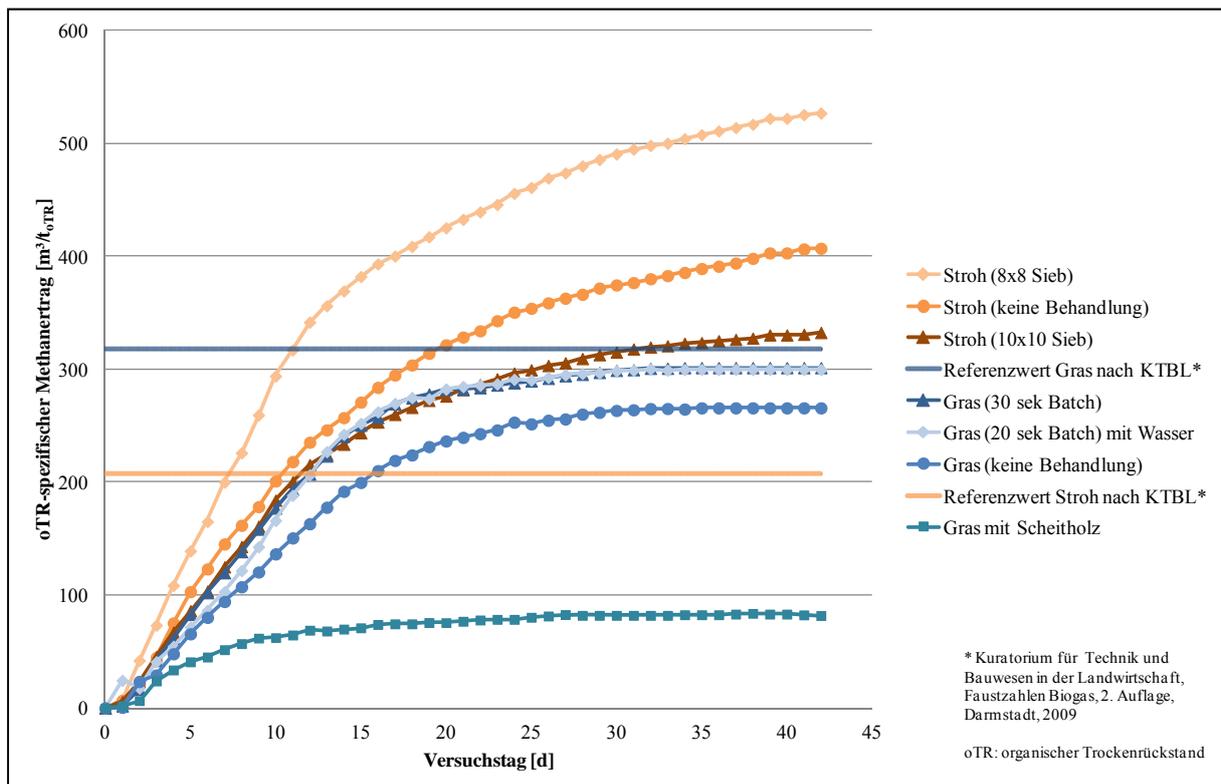


Abb. 4-13: oTR-spezifischer Methanertrag der Stroh- und Grassilageproben

Bei den Strohproben zeigt sich grundsätzlich eine Steigerung der Gasausbeute in Ertrag und Geschwindigkeit. Deutlicher wird dies bei den Heuproben, bei denen klar eine Steigerung von bis zu 10 % beim 8·8 mm Sieb auszumachen ist. Bei den Silomaisproben hingegen ist weder ein Mehrertrag noch ein schnellerer Abbau zu verzeichnen. Ebenso keinen Einfluss hat die Behandlung mit dem Prallreaktor auf die Grassilageproben. Durch die nicht abbaubaren Holzanteile in der Probe „Gras mit Scheitholz“ ergeben sich die dargestellten niedrigen Gas-

erträge. Bei der Probe „Gras mit Holzhackschnitzel“ hätte die Abbaukurve ähnlich ausgesehen, weshalb diese nicht untersucht wurde.

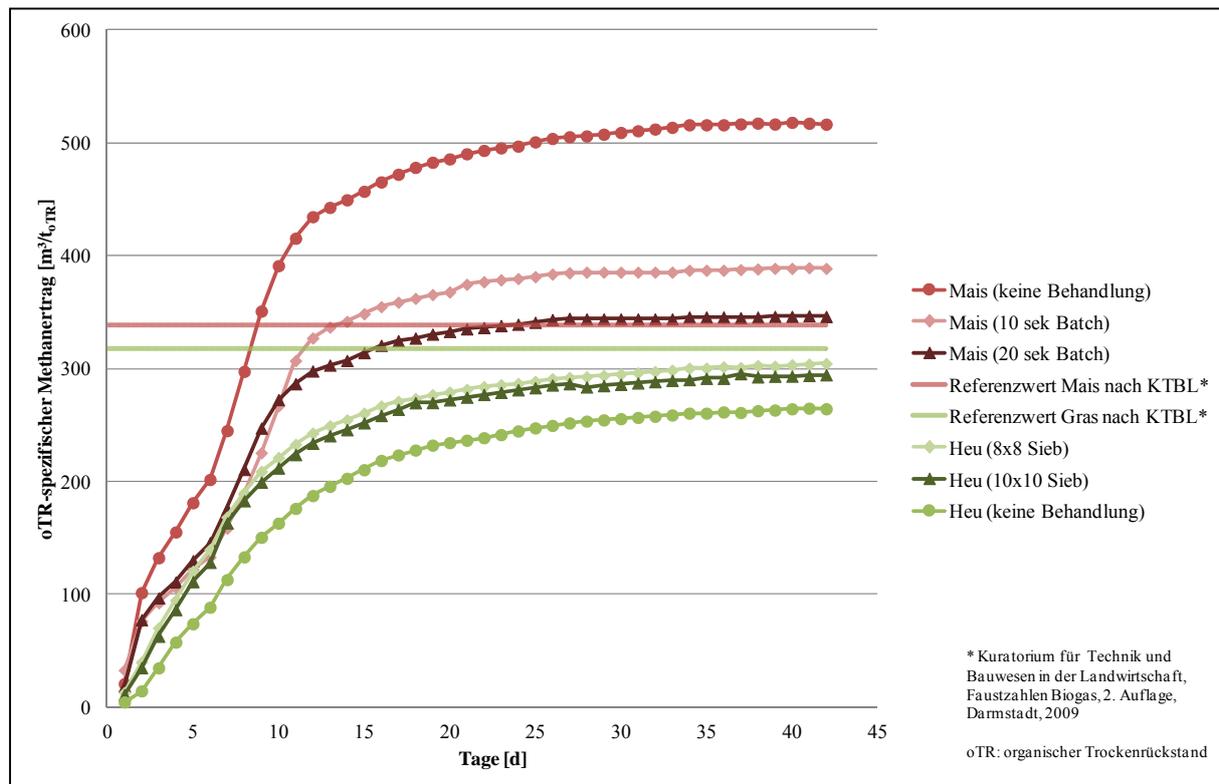


Abb. 4-14: oTR-spezifischer Methanertrag der Heu- und Maissilageproben

Bei Heu und Stroh hat die Behandlung im Prallreaktor Wirkung gezeigt und die anaerobe biologische Abbaubarkeit erhöht. Dagegen hatte die Behandlung von Silomais und Grassilage keinen Einfluss darauf. Der Silomais scheint bei der Ernte bereits klein genug gehäckselt worden sein, so dass ein weiterer mechanischer Aufschluss unnötig erscheint. Bei der Grassilage hingegen konnte bereits das sichtbare Zerkleinerungsergebnis als unbefriedigend eingestuft werden. Dementsprechend ist auch das Ergebnis der Biogaspotenzialbestimmung ausgefallen. Hier sollte das Zerkleinerungsverfahren optimiert bzw. nach alternativen mechanischen Aufbereitungsverfahren gesucht werden.

Für die Hydrolyse- und Fermentationsversuche wurden an der Uni Hohenheim neben den genannten Substraten auch eine Maissilage, die nur im Feldhäcksler mit einem 20x20 mm-Sieb zerkleinert wurde, eingesetzt, sowie Hanfstroh, Miscanthus, Topinambur, Bambus und Silage einer Blühpflanzenmischung. Hanfstroh, Miscanthus, Topinambur, Bambus sowie die Silage einer Blühpflanzenmischung wurden soweit möglich mit einer Messerschneidmühle mit den Sieben 3x3 mm, 4x4 mm, 6x6 mm, 8x8 mm und 10x10 mm zerkleinert. Ein Zusetzen der feineren Siebe wurde vor allem bei den feuchten Substraten beobachtet, also den Silagen.

Grassilage ließ sich wie auch im Prallreaktor bereits beschrieben, kaum bearbeiten. Die Halme wickelten sich um den Rotor und verstopften die Siebe.

#### 4.2.2 Dampfexplosion

Aufbauend auf den besten Ergebnissen von Fleischer, Senn, 2008, wurden die Dämpfprozesse auf 155 °C, 4-8 bar, 45 min. festgelegt. Bei der gewählten Methode wurden keine Zusätze außer Wasser gewählt. Es wurde jedoch ein Vergleichsaufschluss mit CO<sub>2</sub> getestet, der allerdings keinen Vorteil zeigte. Der benötigte Wasserzusatz variiert stark je nach eingesetztem Substrat. Die beste Wirkung der eingesetzten Temperatur lässt sich so erklären, dass kristalline Bereiche der Cellulose amorph und damit für Cellulasen deutlich besser abbaubar werden sowie ein Teilabbau der Hemicellulose stattfindet. Ebenso wird der die Cellulose umgebende Ligninmantel teilweise abgelöst. Der bei IbW gefertigte Reaktor ist in Abb. 4-15 dargestellt.



Abb. 4-15: Reaktor für Steam-explosion und Dämpfversuche

## 5 ENZYMATISCHE VERZUCKERUNG

### 5.1 Zellulasen

Cellulose ist ein Polymer aus Glucosemolekülen, die in einer Matrix aus Hemicellulose und Lignin gebunden als Stützstruktur in Pflanzen dient. Die Zellulose besteht aus linearen und verzweigten Bereichen. Zur Depolymerisation dienen Zellulasen. Je nachdem an welcher Stelle die Enzyme schneiden, werden sie als Exo-, Endocellulase oder Cellobiosidase bezeichnet. Exocellulasen schneiden Glucosemoleküle an den Enden der Cellulose, während Endocellulasen das Polymer in Teilstücke schneiden. Cellobiosidase katalysiert das Dimer Cellobiose in die zwei Glucoseuntereinheiten.

### 5.2 Einsatz verschiedener Hydrolysebehälter

Für die Hydrolyse muss ein geeignetes Behältnis gefunden werden. Hierbei bedarf es der Beachtung von Beheizung, Durchmischung des Substrates und Standzeit der Geräte. Getestet wurden unterschiedliche Ansätze (Abb. 5-1):

- Es wurden ein Blattrührer und ein Flügelrührer in Verbindung mit einem Laborrührwerk eingesetzt. Aufgrund der Anhaftung des Substrates an der Gefäßwand sowie der schweren Rührbarkeit des Substrates ist dieser Ansatz bei hohen Trockensubstanzgehalten nicht praktikabel.
- Ein Flügelrührer mit einer Drehzahl bis 1000 U/min wurde in einem 3,7 l-Fermenter eingesetzt. Die hohe Drehzahl führte zu schnellen Hydrolysen. Leider waren die Heizstäbe Störquellen. Die untenliegende Dichtung hielt den Fasern der Maische nicht stand.
- Ein liegend rotierendes Gefäß ausgestattet mit einer Wendel wurde in einem Rolleninkubator bei 5 U/min eingesetzt. Diese Methode eignet sich hervorragend bei Maissilage und Topinambur. Bei anderen Substraten waren keine ausreichenden Verflüssigungs- und Verzuckerungsergebnisse zu verzeichnen.
- Als universell einsetzbar erwies sich ein mit 200 U/min rührendes Maischbad.
- Im 200 l-Maßstab wurde ein Vinotherm ausprobiert. Die vierfache Menge an Substrat wäre unter Umständen auch möglich gewesen. Im Inneren des Behälters rotiert eine beheizbare Wendel. Diese Methode konnte als generell praktikabel bestätigt werden, ist allerdings für den Laboreinsatz zu groß.



Abb. 5-1: Getestete Hydrolysebehälter: Laborrührwerk mit Blattrührer (o. l.), Laborfermenter (o. r.), Vinotherm (u. l.), Maischbad (u. m.), Rolleninkubator (u. r.)

### 5.3 Wirksamkeit von Zellulasen und anderen Enzymmischungen

Es wurden Informationen über den aktuellen Forschungsstandpunkt von führenden Zellulasen-Präparat-Herstellern (Novozymes, Iogen, Danisco Genencor, Roal, AB Enzymes) gesammelt. Als Standardmessung zum Vergleich der Zellulasenaktivität wurde der LAB „Measurement of Cellulase Activities“ (Technical Report; NREL, 2008) festgelegt.

An der Universität Hohenheim kamen Enzympräparate von Erbslöh zum Einsatz. Es handelt sich jeweils um Enzymmischungen. Die Mischungen wurden je nach Hauptaktivität als Exo- oder Endocellulase, Cellobiosidase und Hemicellulase unterteilt. Zusätzlich wurden bei simultaner Verzuckerung und Fermentation (SSF) Amylasen für den Stärkeabbau eingesetzt.

Exo- und Endocellulase-, Cellobiosidase-, Hemicellulase- und Amylaseaktivität wurde nach Somogyi-Nelson bestimmt.

Bei den dargestellten Analysen wurden Rolleninkubator mit 5 Umdrehungen pro Minute des Gefäßes oder Maischbad mit Propellerrührer bei 200 rpm, beides bei einer fest eingestellten Temperatur von 55 °C, verwendet. Alle dargestellten Versuche erfolgten mit gedämpftem Substrat bei 155 °C für 45 Minuten.

Die Analytik erfolgte mit dem zentrifugierten Überstand mittels Hochleistungsflüssigkeitschromatographie (HPLC, high performance liquid chromatography).

Geräte:	Probennehmer:	Bischoff 728
	Pumpe:	Modell 2200
	Vorsäule:	Kationentauscher
	Hauptsäule:	Phenomenex Rezex ROA-organic acids H <sup>+</sup>
	Detektor:	Shodex RI-101 (Refractive Index, Brechungsindex)
	Laufmittel:	H <sub>2</sub> O bidestilliert mit 0,005 N H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
	Temperatur der Säulen:	75,0 °C
	Flussgeschwindigkeit:	0,6 ml/min

Das für die Topinamburversuche verwendete Topinamburstroh (*Helianthus tuberosum* L.) wurde mit der Messerschneidmühle mit einem 10x10 mm-Sieb zerkleinert und mit Wasserzugabe für 45 min bei 155 °C gedämpft. Das Ausgangssubstrat wurde im Dezember 2011 geerntet und hatte einen Trockenmasseanteil von 57,4 % und einen Glukananteil als Cellulose von 37 % in der Trockensubstanz. In Abb. 5-2 a) sind die hydrolysierten Glukosekonzentrationen in der Maische von zwei Versuchsansätzen im Maischbad mit unterschiedlicher Enzymkonzentration sowie ein Ansatz im Rolleninkubator dargestellt. Der prozentuale Celluloseabbau erreicht im Rolleninkubator 28,5 %, im Maischbad 45,5 % bzw. bei doppeltem Enzymeinsatz 75,8 %. Bei Beachtung der Enzymkonzentration bezogen auf den Trockensubstanzgehalt ist überraschend, dass bei Topinambur der Eintrag höherer Rührenergie durch ein Rührwerk gegenüber dem Rolleninkubator anscheinend kaum Auswirkung auf die Hydrolysewerte hat.

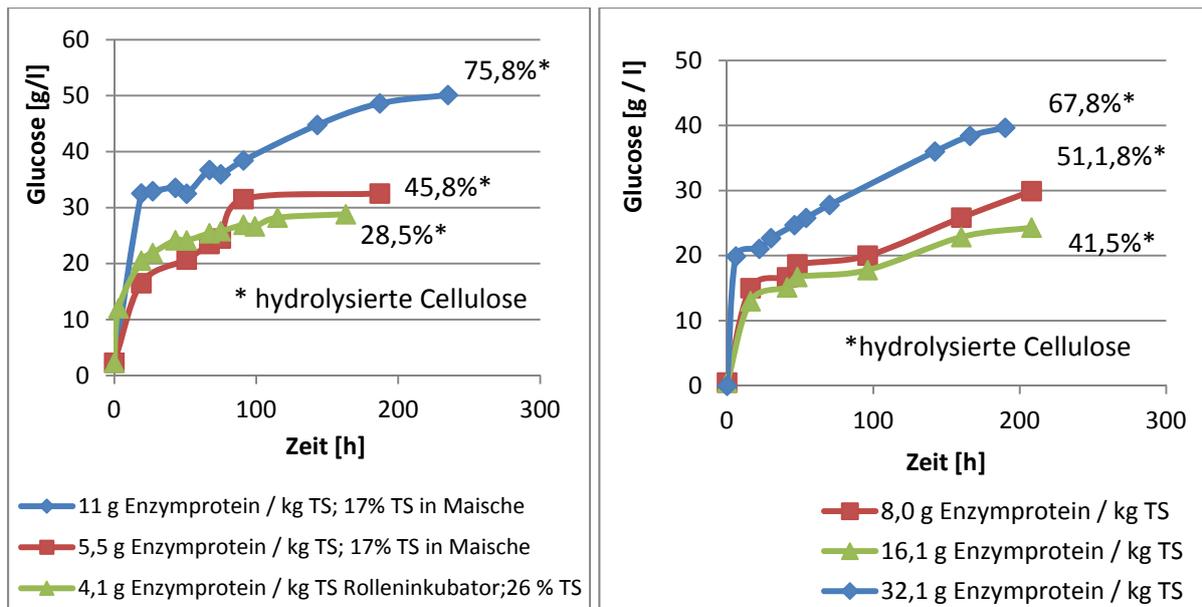


Abb. 5-2: a) Hydrolyse von Topinamburmaische mit 17 % bzw. 26 % TS in der Maische (l.) und b) Strohmaische mit 13,2 % TS in der Maische (r.)

Weizenstroh (*Triticum sp.*) vom Hof Glitz-Ehringhausen wurde im Prallreaktor in Kombination eines 3x3 mm-Siebes zerkleinert. Das Stroh wurde für den Dämpfvorgang über Nacht in Wasser eingeweicht um den Trockensubstanzgehalt von 91 % auf die gewünschten Trockenmassegehalte nach dem Dämpfen zu senken. Auch hier wurde bei 155 °C für 45 Minuten gedämpft. Dieses wurde in der Hydrolyse bei 13,2 % Trockenmasse in der Maische im Maischbad bei einer Rührerdrehzahl von 200 Umdrehungen pro Minute verzuckert (Abb. 5-1 b)). Hierbei erreichten die drei unterschiedlichen Ansätze 41,5 %, 51,8 % und bei Einsatz der höchsten Enzymkonzentration 67,8 % hydrolysierte Cellulose. Die Enzymkonzentration wurde jeweils verdoppelt.

Grob vorgehäckseltes Hanfstroh (*Cannabis sativa L.*) wurde von der Firma Chiron bezogen und mit der Messerschneidmühle mit 10x10 mm Sieb weiter zerkleinert. Es weist einen Glucangehalt von 63 % auf. In Abb. 5-3 a) sind zwei Ansätze mit gedämpftem Substrat dargestellt. Die Hydrolysen wurden im Maischbad bei 200 rpm auf 8,9 % Trockensubstanz in der Maische angesetzt. Zu erkennen ist, dass während der Hydrolyse 67 % der Cellulose in Glucose (35,4 g) bei Enzymkonzentration 13,6 g/kg TS abgebaut werden, bei der doppelten Enzymmenge mit 41,4 g Glucose 79 % der Cellulose.

In Abb. 5-3 b) sind die Hydrolyseverläufe von Elefantengras (*Miscanthus giganteus L.*) gezeigt. Das Substrat wurde gehäckselte vom landwirtschaftlichen Technologiezentrum Augustenberg bezogen und auf 3x3 mm mit der Messerschneidmühle weiterverarbeitet. Nach dem Dämpfvorgang bei 155 °C für 45 min. mit vorheriger Wasserzugabe wurde das Substrat auf 8,6 % Trockensubstanz in der Maische eingestellt und im Maischbad bei 200 rpm und

55 °C verzuckert. Bereits nach kurzer Zeit stagniert die Verzuckerung der Cellulose bei 18,9 % (9,3 g Glucose/l) der Enzymkonzentration 12,6 g/kg TS und bei 22,4 % (12,3 g Glucose/l) der Enzymkonzentration 25,2 g/kg TS. Es ist anzunehmen, dass die Enzyme einer starken Bindung der relativ großen Ligninmenge erliegen und dadurch ihre Fähigkeit der Katalyse verlieren.

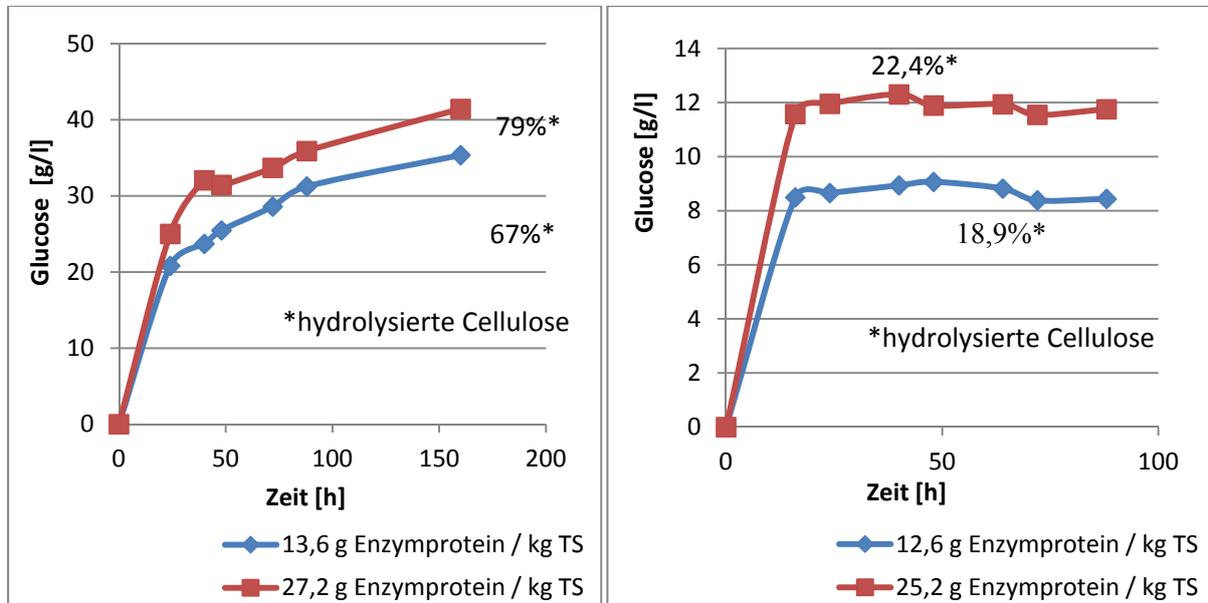


Abb. 5-3: a) Hydrolyse von Hanfmais mit 8,9 % TS in der Maische (l.) und b) Miscanthusmais mit 8,6 % TS in der Maische (r.)

Die Darstellung der Hydrolyse von Maissilagecellulose ist hier leider nicht möglich, da die verwendeten Cellulasen auch amylolytische Aktivität besitzen und so auch den hohen Anteil an Stärke in der Maissilage abbauen. Bei Ansätzen auf dem Rolleninkubator mit gedämpfter Maissilage ohne Wasserzusatz und 28,3% Trockensubstanz im Hydrolyseansatz sowie einer Cellulasenproteinzugabe von 2,8 g/kg TS wurden nach 18 h 54 g Glucose/l Maische und nach 3 Tagen 111 g Glucose/l Maische, nach 5 Tagen 108 g Glucose/l Maische gemessen. Es wurden keine höheren Glucosegehalte in einer der durchgeführten Hydrolysen gemessen. Dies scheint die Grenze für die Produktinhibierung der noch aktiven Enzyme der eingesetzten Enzymmischungen zu sein. Bei angenommenen 95 % hydrolysierter Stärke entspräche dies 64,5 % hydrolysierter Cellulose.

## 6 KOMBINIERTE VERZUCKERUNG UND FERMENTATION (SSF)

Die kombinierte Verzuckerung und Fermentation (simultaneous saccharification and fermentation, SSF) verbindet die konventionelle Trennung der beiden Schritte. Wie bei der Stargen-Enzymmischung zur Stärkehydrolyse ist allerdings eine Vorhydrolyse meist integriert. Dieser Schritt dient der Vorzerkleinerung des Substrates um während der Fermentation der Hefe kontinuierlich vergärbare Zucker zur Verfügung zu stellen. Eine der Hauptfunktionen dieses Vorgehens ist der Schutz der Hefe vor zu hohen Zuckerkonzentrationen und damit verbundenen physiologisch bedingten Gärverzögerungen.

Vorhydrolysierte Maischen wurden mit Triticaleschrot oder Triticalemaische vermengt und bei 30 °C mit der Hefe Thermosacc (Lallemand) auf einem Rütteltisch fermentiert. Hierbei soll zum einen eine Alkoholkonzentration von ca. 10 %vol eine effiziente Destillation gewährleisten. Zum anderen soll durch die gesenkten Mono- und Disaccharidkonzentrationen in der Maische eine verbesserte Gärung erreicht und Endprodukthemmung der Enzyme vermieden werden. So wird die reine Hydrolysezeit verkürzt und während der Fermentation weitergeführt (SSF – Simultaneous Saccharification and Fermentation). Beobachtete Gärhemmung aufgrund anderer enthaltener Substanzen in der pflanzlichen Biomasse können so mit einfachen Mitteln auf ein hefeverträgliches Niveau in der Maische gesenkt werden.

Bei den eingesetzten Stargen-Enzymen (Genencor) wird die Stärke vor der Fermentation nur in Bruchstücke (Polysaccharide) geschnitten und erst während der Fermentation in Glucosemonomere abgebaut.

Die Analytik erfolgte wie in Kapitel 5 beschrieben mittels HPLC und dem Einsatz der gleichen Ausstattung.

Geräte:	Probennehmer:	Bischoff 728
	Pumpe:	Modell 2200
	Vorsäule:	Kationentauscher
	Hauptsäule:	Phenomenex Rezex ROA-organic acids H <sup>+</sup>
	Detektor:	Shodex RI-101 (Refractive Index, Brechungsindex)
	Laufmittel:	H <sub>2</sub> O bidestilliert mit 0,005 N H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
	Temperatur der Säulen:	75,0 °C
	Flussgeschwindigkeit:	0,6 ml/min

In Abb. 6-1 ist die SHF-Vergärung (Separate Saccharification and Fermentation) von hydrolysierter Maissilage mit hydrolysierter Triticalemaische dargestellt. Die Maissilage

wurde cellulolytisch mit Enzymen von Erbslöh und amylytisch mit Enzymen von Novozymes hydrolysiert. Der pH-Wert des Maissilagevorhydrolysats wurde mit Calciumcarbonat von 2,9 auf 5,2 angehoben. Dieser Schritt ist aufgrund des hohen Gehaltes organischer Säuren und damit verbundenen Gärhemmung der Hefe notwendig. Ebenso wurde die Triticalemaische mit den Enzymen von Novozymes verzuckert. Fermentiert wurde mit der Hefe Thermosacc bei 30 °C auf einem Rütteltisch.

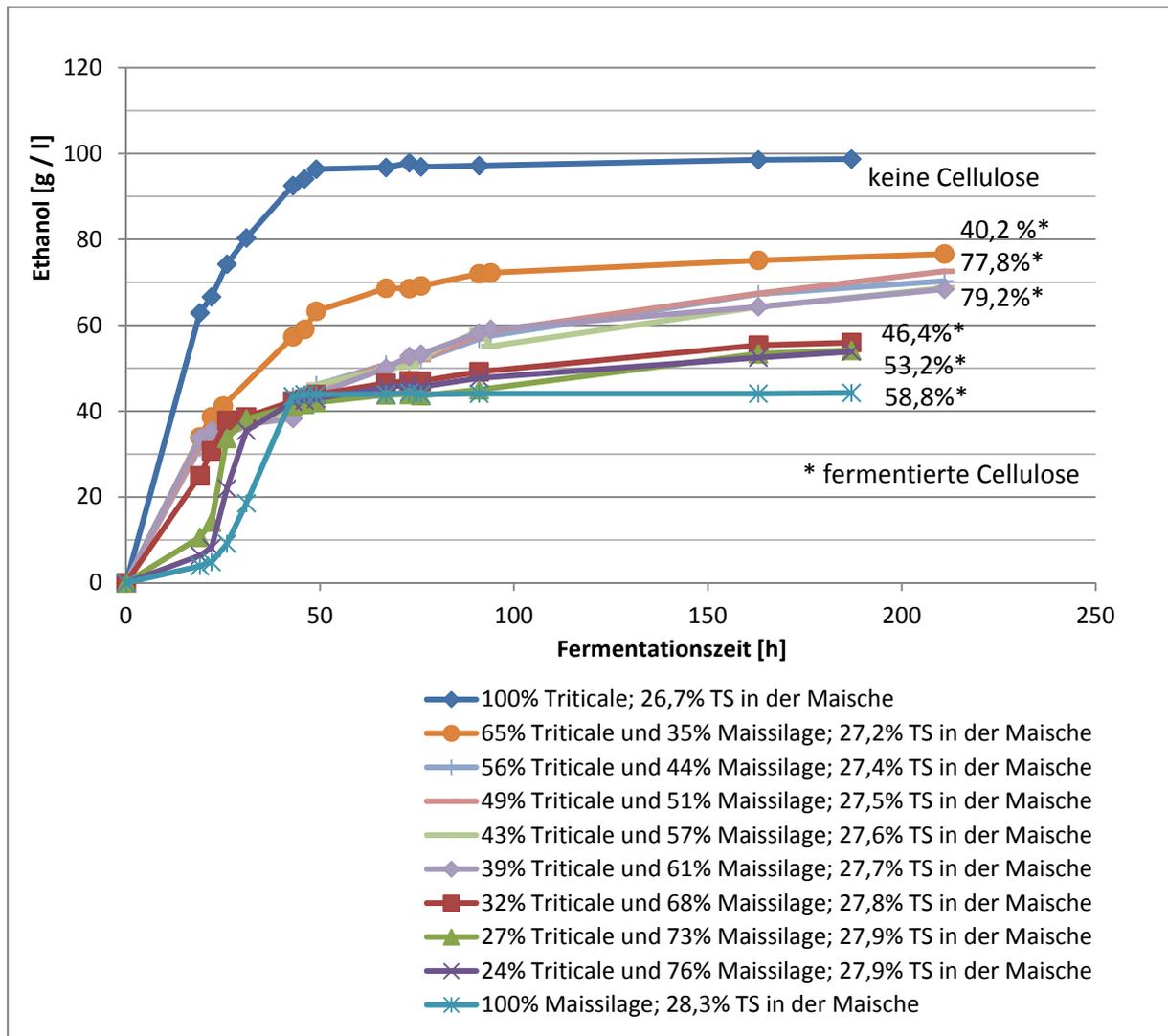


Abb. 6-1: Vergärung von Maissilagehydrolysat (28,6 % TS) mit Triticalemaischedydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an

Deutlich zu erkennen ist die ungleichmäßige prozentuale Cellulosehydrolyse, die sich nicht erklären lässt, da die Hauptursache in Form von Maischeinfektionen so gut wie ausgeschlossen werden kann. Möglich wären Gärhemmungen durch Interaktion zwischen freier organischer Säuren, Glucosekonzentration und Hefe. Höchste Aufschlusswerte sind hier für die reine Maissilagefermentation bei 58% der Cellulose zu verzeichnen, für die Mischung 39 % Triticale mit 61 % Maissilage wurden am Ende der Messung immerhin 79 % fermentierte

Cellulose erreicht. Allerdings wurde auch die Stärke nur unvollständig abgebaut. Nach der Fermentation waren teilweise über 20 g Mono-, Di- und Trisaccharide in Form von Glucose, Cellobiose und Maltose als auch Maltotriose nachweisbar. Als Referenz veranschaulicht die blaue Kurve eine reine Triticalemaishegärung. Nach 48 Stunden ist hier die Fermentation so gut wie vollständig beendet.

In Abb. 6-2 wurde das gleiche Maissilagehydrolysat wie in Abb. 6-1 eingesetzt, allerdings nicht mit einer vollständigen Verzuckerung der Stärke sondern mit Stargen-Enzymen (Genencor) vorzerkleinert. Hierbei wird die Stärke vor der Fermentation nur in Bruchstücke (Polysaccharide) geschnitten und erst während der Fermentation in Glucosemonomere abgebaut. Hier wurde der mittlere Mischbereich weitergeführt.

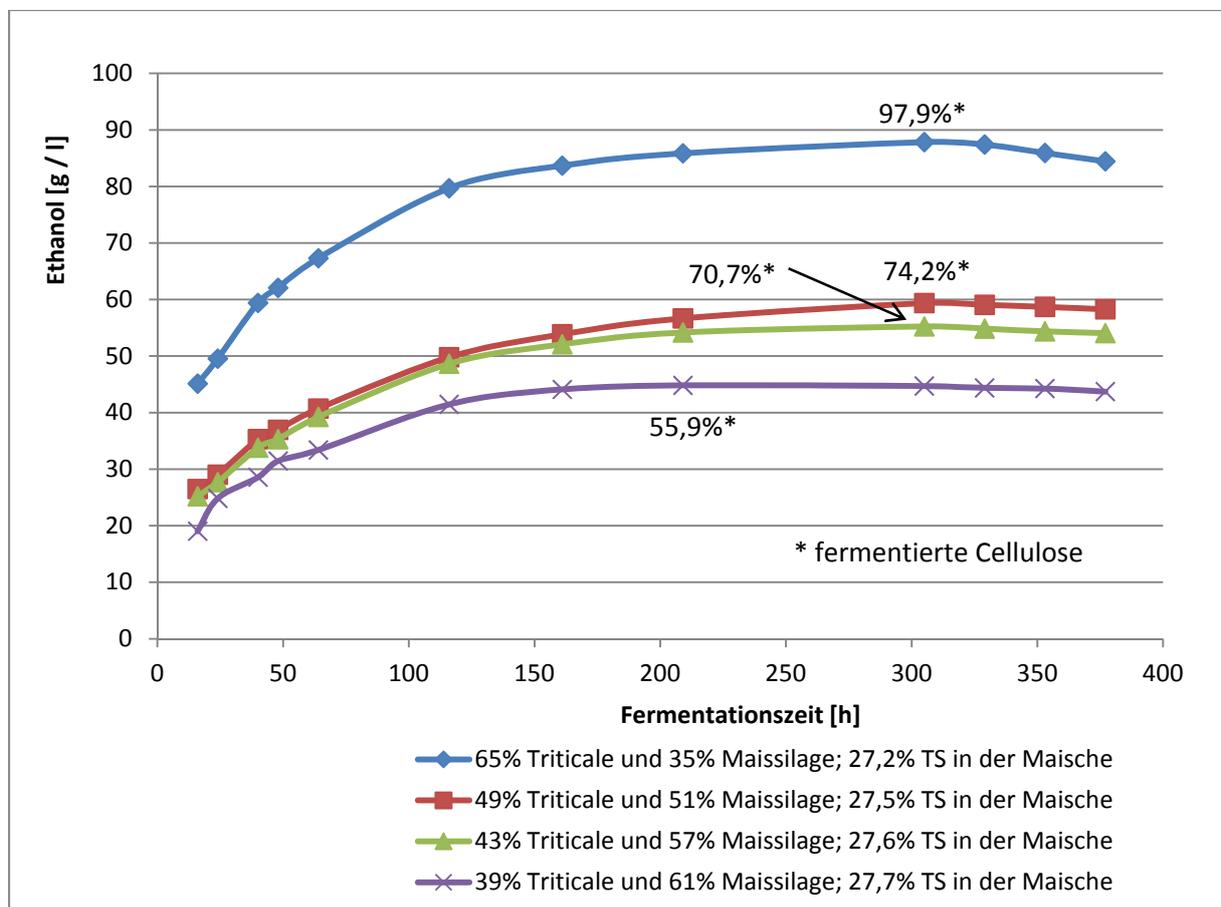


Abb. 6-2: Vergärung von Maissilagevorhydrolysat mit Triticalemaisvorhydrolysat (Stargen-Enzyme) vermischt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an.

Der höchste Hydrolysewert bei der Mischung 39 % Triticale mit 61 % Maissilage liegt nun zwar bei nur noch 55,9 %, allerdings steigen die Verzuckerungswerte der Stärke deutlich an sodass nur noch im ein Grammbereich pro Liter Maische Stärkereste vorhanden sind. Bei der Mischung 65 % Triticale mit 35 % Maissilage steigt die Cellulosehydrolyse auf errechnete

97,9 % bei angenommenen 95 % Stärkehydrolyse. Aufbauend auf den hohen Restzuckergehalten in der Maische bei Einsatz der Enzyme von Novozymes und der besseren Hydrolyse als auch Fermentation bei Einsatz der Stargenenzyme wird in den folgenden Versuchen nur noch mit Stargen-Enzymen weitergearbeitet.

3 Tage und 5 Tage im Rolleninkubator hydrolysierte Topinamburmaisichen (Abb. 6-3 und Abb. 6-4) wurden jeweils in verschiedenen Ansätzen mit unterschiedlichen Mengen an mit Stargen-Enzymen vorverzuckerter Triticalemaisiche vermengt und SSF-fermentiert. Während bei der Topinamburmaisiche nach dreitägiger Hydrolyse ohne Triticalezugabe die Fermentation der Cellulose bei 31 % schon früh stagnierte, wurde bei der Mischung 49 % Topinamburstroh mit 51 % Triticale 80,8 % der Cellulose hydrolysiert und fermentiert.

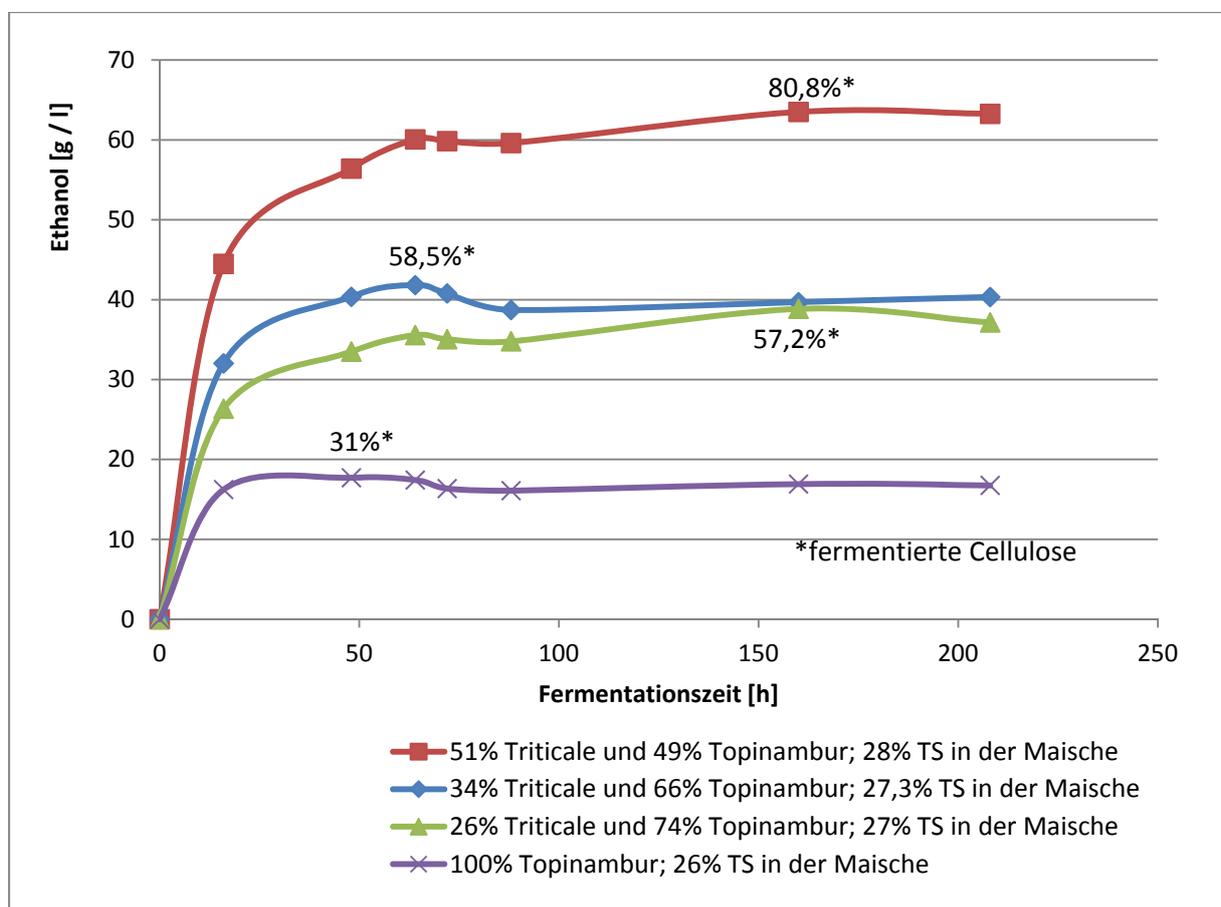


Abb. 6-3: Vergärung von Topinamburmaisichen 3 Tage hydrolysiert mit Triticalemaisichevorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an

Bei den Mischungen der 5 Tage hydrolysierten Topinamburmaisichen stieg die Fermentation der Mischung 49 % Topinamburstroh mit 51 % Triticale auf 95,7 %. Bei der Mischung 33 % Topinamburstroh mit 67 % Triticale wurde eine rein rechnerisch vollständige Fermentation erreicht. Es ist allerdings zu bedenken, dass Topinambur geringe Mengen Fructose (hier: 1,2 %

der Trockenmasse) aufweist sowie eine 95 %ige Hydrolyse der Stärke angenommen wird. Trotz steigender Trockensubstanzgehalte der Maischen nimmt die Fermentationsleistung der Hefen zu. Bei den Mischungen 66 % Topinamburstroh mit 34 % Triticale und 74 % Topinamburstroh mit 26 % Triticale wurde eine bessere Fermentation der Cellulose bei dreitägiger Vorhydrolyse gegenüber 5tägiger Vorhydrolyse festgestellt. Als mögliche Ursache könnte eine Inaktivierung der Cellulasen während der längeren Vorhydrolyse sein wodurch eine schwächere Hydrolyse während der SSF-Fermentation zu erwarten ist. Die Fermentation ist bereits bei etwa 64 Stunden so gut wie abgeschlossen. Es werden höchstens 5 g/l Glucose in den verschiedenen Ansätzen bis zum Ende des Messzeitraumes hydrolysiert.

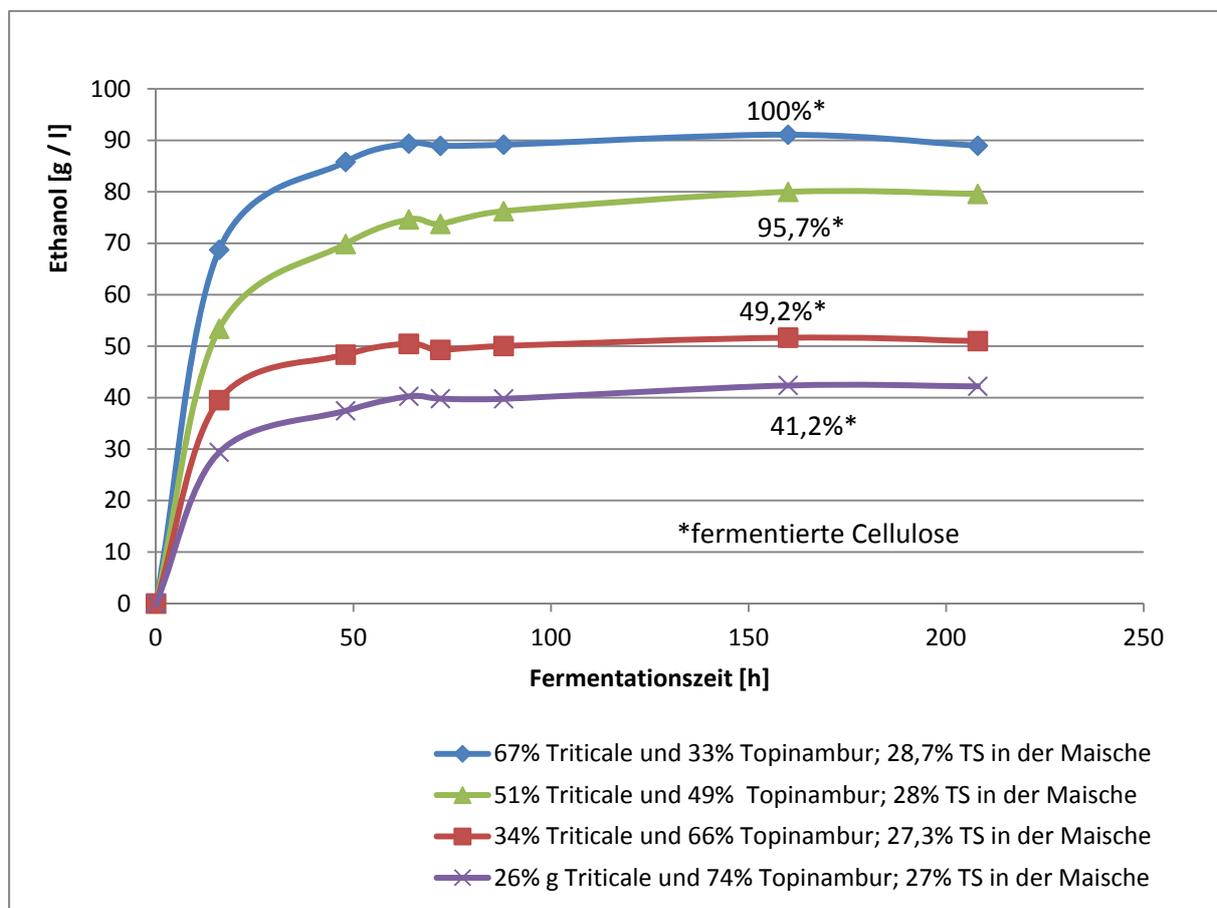


Abb. 6-4: Vergärung von Topinamburmaischen 5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaischevorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an

Weizenstroh wurde mit dem Prallreaktor und einem 3x3 mm-Sieb zerkleinert. Das bei 155 °C für 45 min. gedämpfte Substrat wurde cellulolytisch mit der niedrigsten Enzymkonzentration der Hydrolyseversuche verzuckert und nach 4,5 Tagen zur Erhöhung des vergärbaren Glukangehaltes mit Triticaleschrot vermengt und nun mit Stargen-Enzymen vorhydrolysiert und fermentiert (Abb. 6-5). In dem Ansatz ohne Triticalezugabe wurde die Fermentation von

31,3 % hydrolysiertes Cellulose auf 43,7 % gesteigert. Dies entspricht in etwa der Hydrolyseergebnisse der reinen Hydrolyse nach 208 Stunden. Die beste Fermentation der Cellulose wurde bei der Mischung 36 % Stroh mit 63 % Triticale verzeichnet (85,9 % fermentierte Cellulose). Die Abnahme der Hydrolyse und Fermentationsergebnisse der roten Kurve basiert möglicherweise nur auf zu hoher Alkoholgehalte der Maische und würde bei niedrigeren Trockensubstanzgehalten in der Maische vielleicht auch steigende Fermentationsraten ergeben.

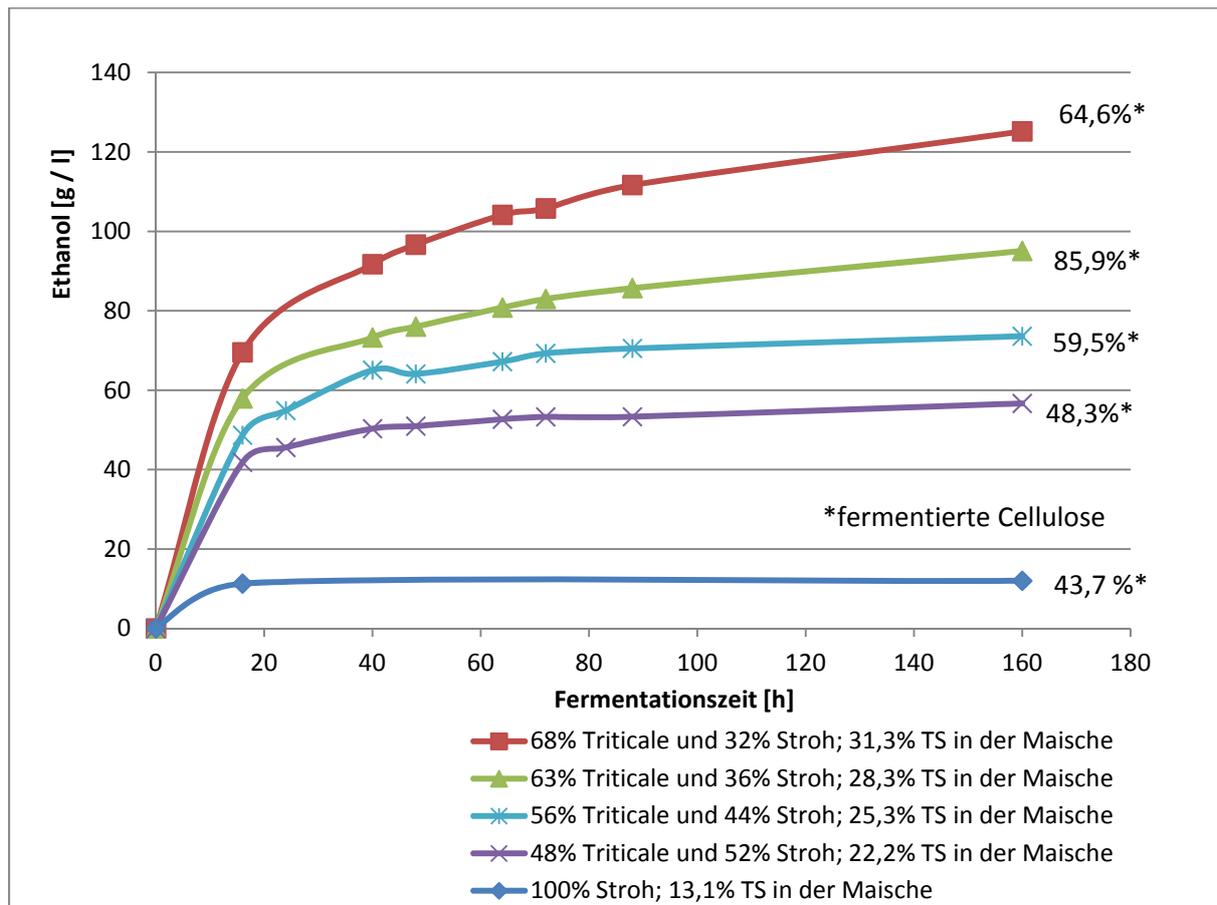


Abb. 6-5: Vergärung von Strohmaische 4,5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaishevorhydrolysat vermischt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an

Elefantengras (*Miscanthus*) wurde mit der Messerschneidmühle und 3x3 mm-Sieb zerkleinert und bei 155 °C für 45 min. mit vorheriger Wasserzugabe gedämpft und bei einem Trockensubstanzgehalt von 8,4 % in der Maische hydrolysiert. Das Substrat wurde mit Starge-Enzymen vorverzuckerter Triticalemaische vermischt und fermentiert (Abb. 6-6). In der triticalefreien *Miscanthus*maische steigt der Anteil hydrolysiertes Cellulose von 22,4 % auf 27,9 % fermentierter Zellulose. Die besten Ergebnisse wurden bei einem Mischungsverhältnis

von 23 % Miscanthusstroh mit 77 % Triticaleschrot erzielt mit 51,9 % fermentierter Cellulose.

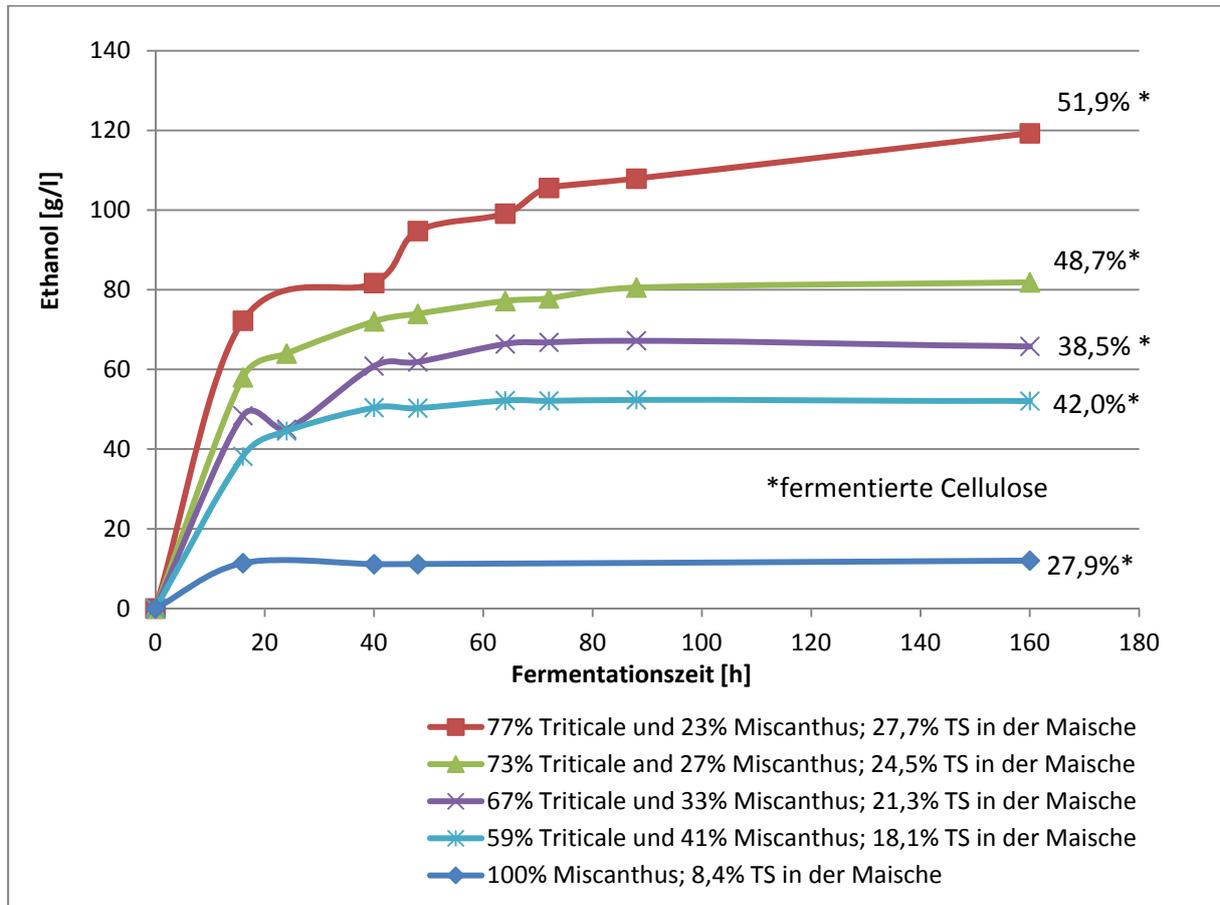


Abb. 6-6: Vergärung von Miscanthusmaische 5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaishevorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an

Hanfstroh wurde mit der Messerschneidmühle und eingebautem 3x3 mm-Sieb zerkleinert. Zum Dämpfen bei 155 °C für 45 min. wurde das Stroh mit Wasser vermengt um den Trockensubstanz von 91 % auf 10,5 % nach dem Dämpfprozess zu senken. Nach 3,5 Tagen Hydrolyse wurde das Hydrolysat mit Triticaleschrot angereichert, mit Stargen-Enzymen vorhydrolysiert und fermentiert (Abb. 6-7). Während in der reinen Hanfstrohmaische nur 59,8 % der Cellulose fermentiert wurden, stiegen die Werte der berechneten fermentierten Cellulose auf 99,3 % bei der Mischung 47 % Hanfstroh mit 53 % Triticale an. Die niedrigen Fermentationsergebnisse der Mischung 28 % Hanfstroh mit 72 % Triticale sind sehr wahrscheinlich mit dem hohen Alkoholgehalt der Maische verbunden. Das eingesetzte Hanfstroh enthält 63 % Glukan und ist damit gleichauf mit Triticalekorn und über Maissilage. Es ist davon auszugehen, dass auch höhere Hanf Beimischungen in der Maische zu hohen

Celluloseabbauraten führen, da der niedrige Ligningehalt des Hanfes in der Maische zu weniger Enzyminhibierung führt.

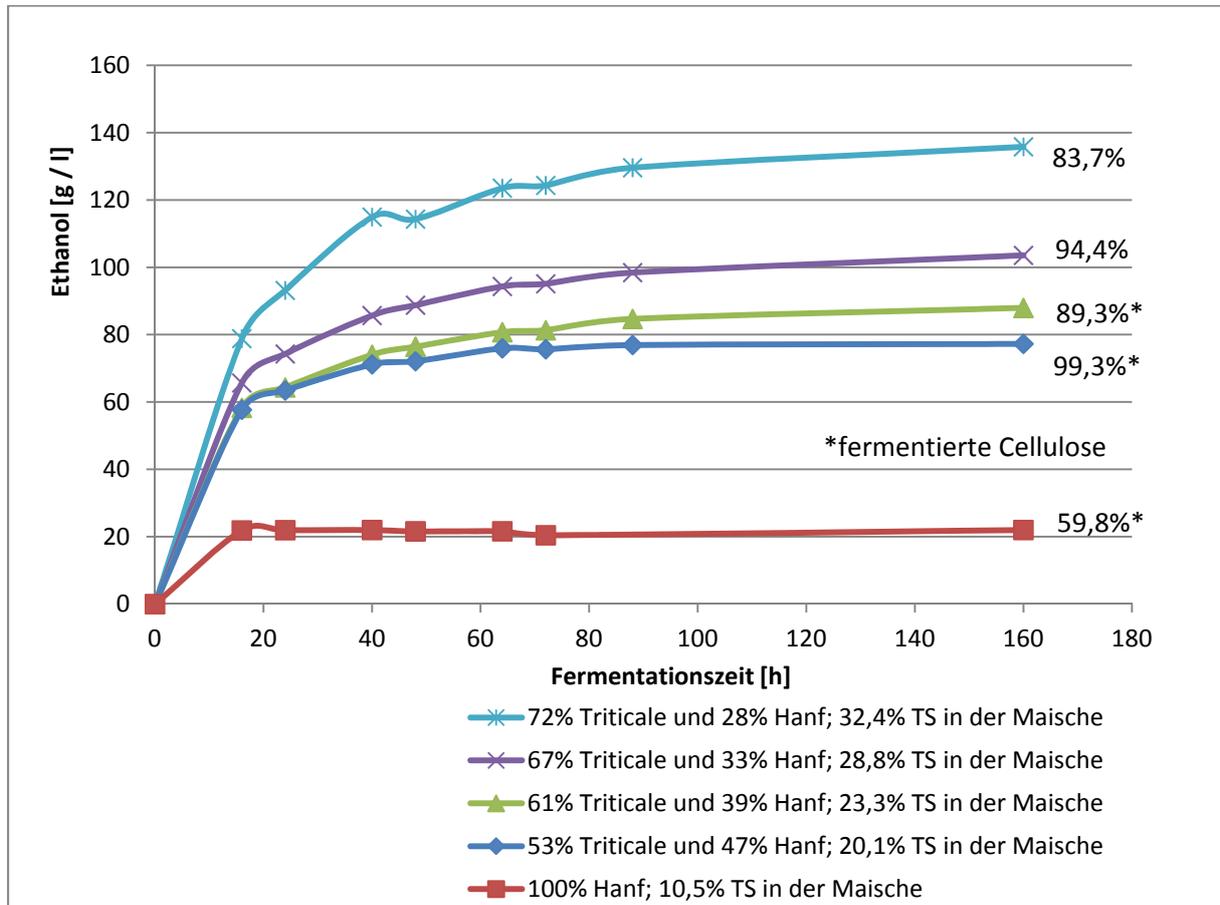


Abb. 6-7: Vergärung von Hanfstrohmaische 3,5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaishevorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an

Eine Blühpflanzensilage wurde mit der Messerschneidmühle und einem 6x6 mm-Sieb zerkleinert. Nach dem Dämpfen ohne Wasserzugabe bei einem Wassergehalt von 26,8 % bei 155 °C für 45 min. wurde die Silagemaische cellulolytisch bei 5 °C im Rolleninkubator bei 5 rpm des Behälters hydrolysiert, mit Calciumcarbonat auf pH 5,2 gepuffert und mit einer mit Stargen-Enzymen vorhydrolysierten Triticaleschrotmaische vermengt und fermentiert (Abb. 6-8). Wie zu sehen ist, wurde noch nicht einmal die eingesetzte Triticaleschrotmenge vollständig fermentiert. Der hohe Gehalt an organischer Säure, hier nachgewiesen Milch-, Essig-, Propion- und Spuren von Buttersäure führt möglicherweise zu einer Hemmung der Fermentationsfähigkeit der Hefe.

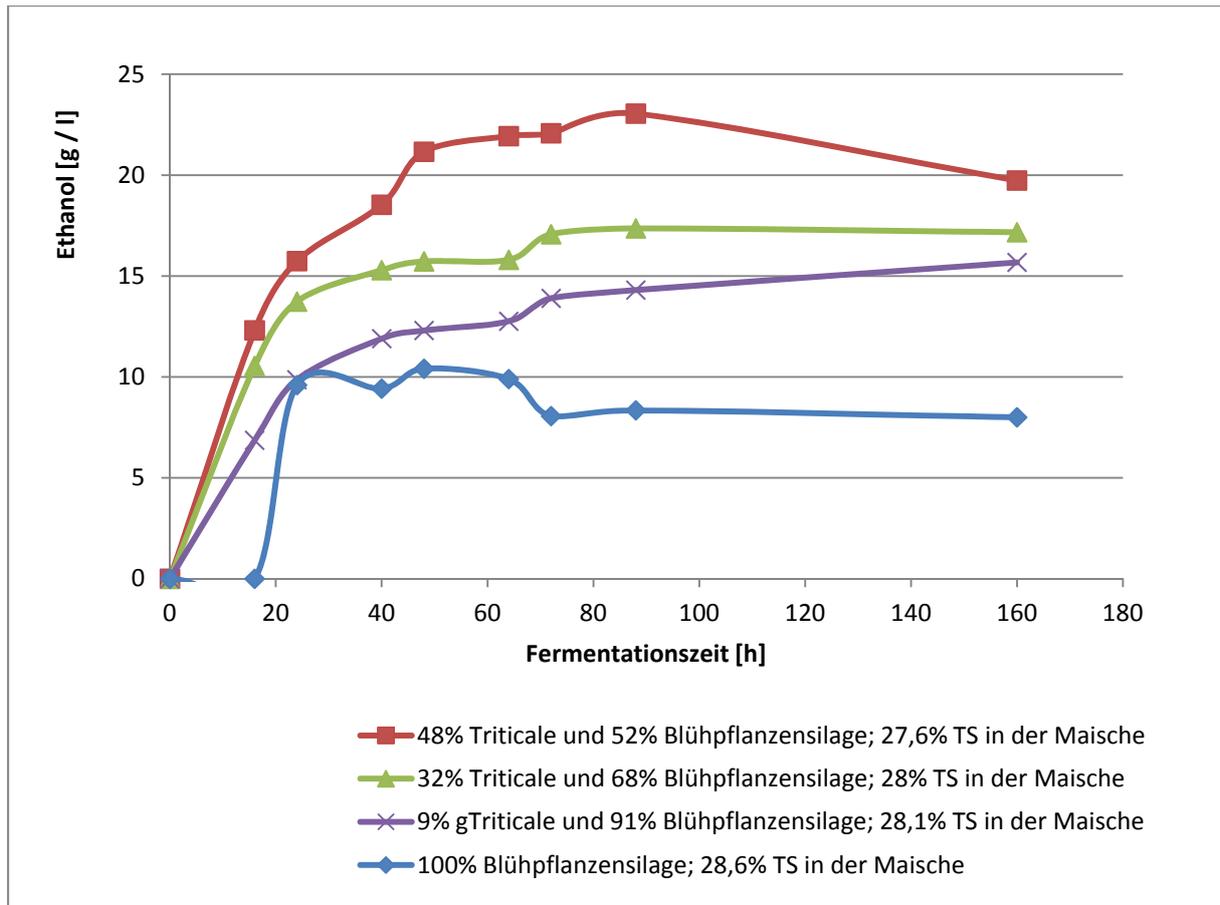


Abb. 6-8: Vergärung einer Blühpflanzensilagemaische, 6 Tage hydrolysiert, mit Triticalemaischevorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an

## 7 FERMENTATION

In diesem Arbeitspaket ging es zunächst darum, verschiedene Hefen auf ihre Verträglichkeit mit den Biomassehydrolysaten zu testen, die oft toxische oder inhibitorische Substanzen enthalten. Der geeignetste Hefestamm sollte dann mit Hilfe gentechnischer Werkzeuge dazu gebracht werden, neben der Glucose die in den Hydrolysaten ebenfalls vorliegenden C5-Zucker Xylose und Arabinose zu vergären.

### 7.1 Verträglichkeit Pentose-vergärender Hefen mit Lignozellulose-Hydrolysaten

Verschiedene Industriehefestämme und als Referenz Laborstämme wurden zunächst auf Hydrolysaten getestet, die aus anderen Forschungsprojekten stammten (Daten nicht gezeigt). Anhand dessen wurden die Stämme identifiziert, die die höchste Toleranz gegen die toxischen und inhibitorischen Bestandteile aufweisen. Für das Re2Alko-Projekt wurden durch diese Vorversuche 6 Industriehefestämme ausgewählt: Ethanol Red (von Fermentis, Frankreich), Thermal Tol und Angel (von Angel Yeast Co., China), Thermo Sacc (Lallemand, USA), BG-1 (brasilianischer Industriehefestamm) und CCUG 53310 (schwedischer Industriehefestamm)

Weiter wurde ein Wachstumstest mit verschiedenen Essigsäurekonzentrationen (in synthetischem Minimalmedium) durchgeführt. Essigsäure wurde als einer der Hauptinhibitoren in Hydrolysaten identifiziert [11]. Andere inhibitorische Substanzen wie Furfural und HMF waren an der GUF bereits vorher in Wachstumstests mit Industriehefen getestet worden. Ergebnisse des Essigsäure – Wachstumstestes bei pH 4,0 (Abb. 7-1):

Industriestämme:

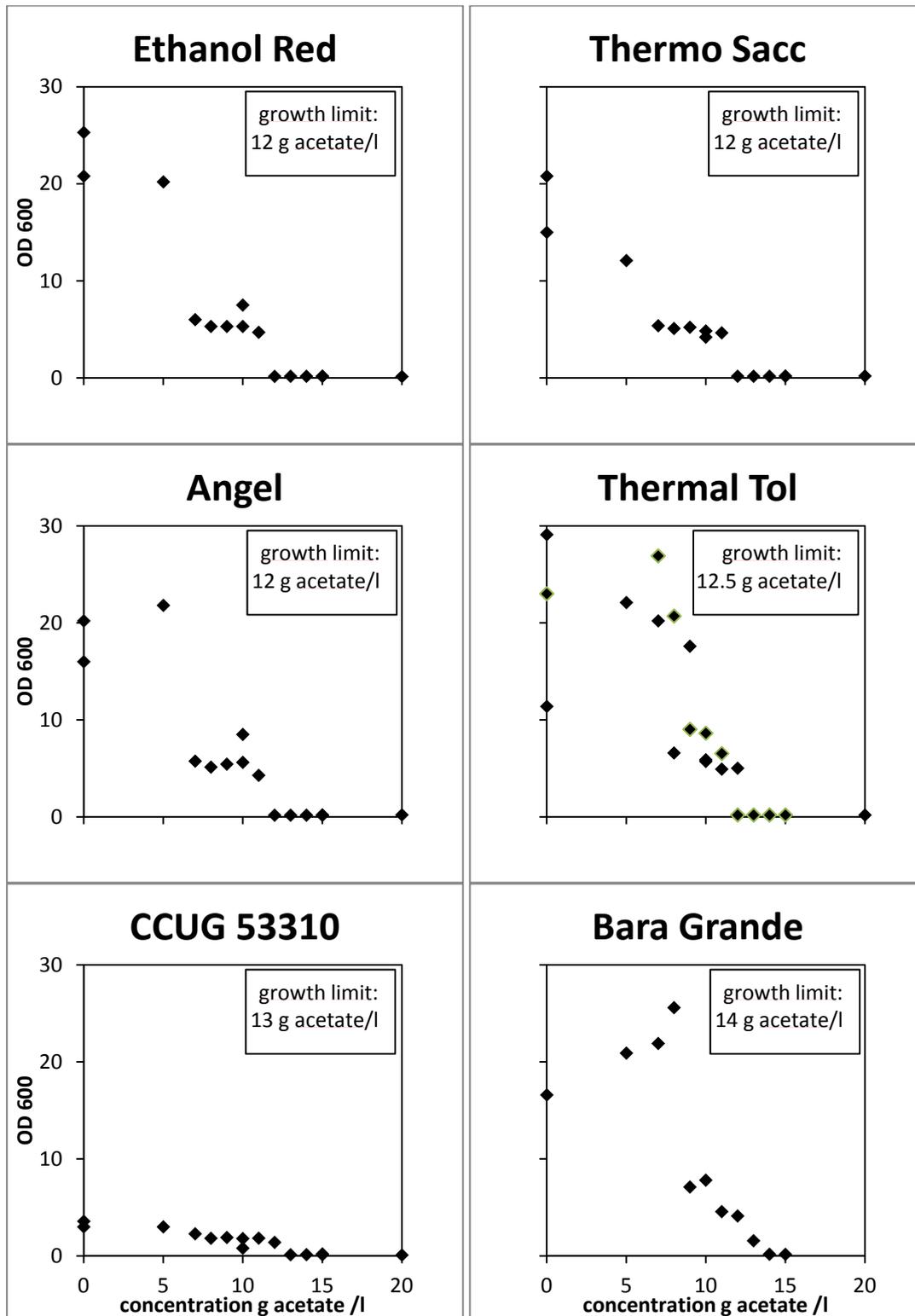


Abb. 7-1: Wachstumstest von Industriehefestämmen auf Synthetischen Minimalmedium mit Glukose als Kohlenstoffquelle und unterschiedlichen Acetatkonzentrationen

Referenz Laborstamm:

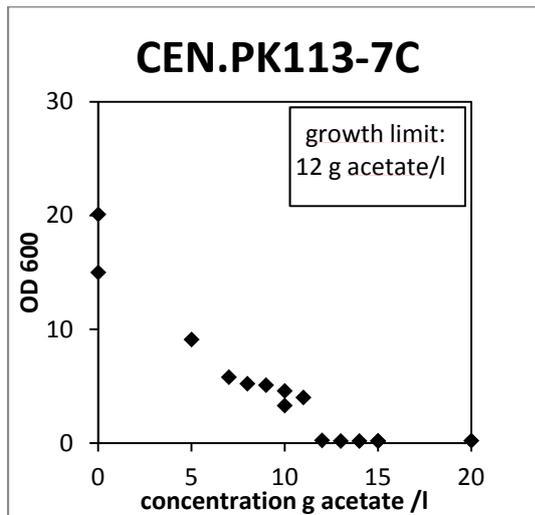


Abb. 7-2: Wachstumstest eines Referenz Laborstammes auf Synthetischen Minimalmedium mit Glukose als Kohlenstoffquelle und unterschiedlichen Acetatkonzentrationen

In diesem Test zeigte sich, dass Essigsäure/Acetat als einzelne Substanz zwar einen starken inhibitorischen Effekt auf das Wachstum der Hefen hat, jedoch konnte im Unterschied zu dem Wachstumstest auf Hydrolysat (nicht gezeigt) kein großer Wachstumsunterschied zwischen dem Referenz-Laborstamm und den Industriehefen festgestellt werden. Nach weiteren ausgiebigen Tests der verschiedenen Industriehefestämmen auf Hydrolysaten (nicht gezeigt) wurden die Stämme Ethanol Red und CCUG 53310 für weitere Optimierungen und Anpassungen ausgewählt.

## 7.2 Optimierung der Co-Fermentation

Für eine optimale Ausnutzung von lignozellulose-haltigen Hydrolysaten zur Ethanol- und Butanolherstellung ist es erforderlich alle im Hydrolysat enthaltenen Zuckerquellen effektiv zu vergären. Jedoch kann die Hefe *Saccharomyces cerevisiae*, welche gewöhnlich in der Ethanolherstellung eingesetzt wird, natürlicherweise die im Hydrolysat häufig vorkommenden C5-Zucker Xylose und Arabinose nicht verwerten. Daher ist die genetische Anpassung der Hefen für die Vergärung dieser Zuckerspezies nötig. Weitere Anpassungen an die im Re2Alko-Projekt verwendeten Hydrolysate folgten im Anschluss der Optimierung für Pentosevergärung durch Evolutionary Engineering direkt in den spezifischen Hydrolysaten.

a) Konstruktion von Vektoren für die stabile Integration eines Xylose- und Arabinose-Stoffwechselweges in industrielle Hefestämme

In Abb. 7-3 ist ein optimierter Stoffwechselweg für die Xylose- und Arabinose-Verwertung mit *S. cerevisiae* gezeigt, welcher durch die Überexpression der in der Abbildung genannten Gene erreicht werden sollte. Die dazu durchgeführten Arbeiten und Versuche werden im nachfolgenden Test beschrieben.

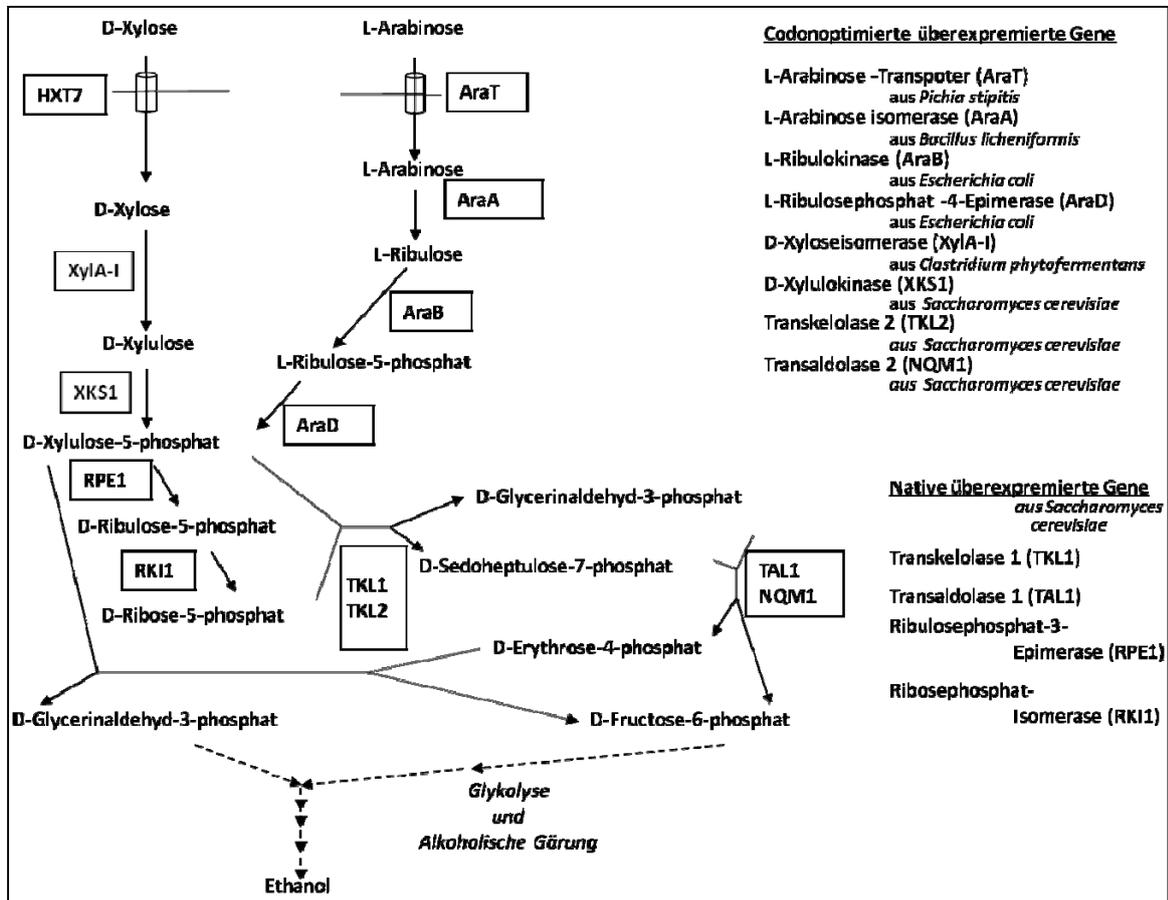


Abb. 7-3: Xylose- und Arabinose-Stoffwechselweg im optimierten Industriehefestamm

Für eine stabile Integration der Xylose- und Arabinosestoffwechselwege in das Genom der Bäckerhefe wurde der *pyk2*-Lokus (kodiert für eine zweite Pyruvatkinase, die nur bei Wachstum mit Ethanol eingeschaltet wird) ausgewählt, da eine *pyk2* Deletion keinen sichtbaren Wachstumsphänotyp unter verschiedenen Wachstumsbedingungen zeigt [12]. Für eine Mehrfachintegration wurde der *pyk2* Lokus in 4 Teilbereiche unterteilt, was zusammen mit einem angepassten Design der Integrationskassetten zu einer minimalen Anzahl an im Genom verbleibenden *loxP* Sequenzen führt (siehe Abb. 7-4). Dies ist besonders für eine weitergehende Optimierung notwendig.

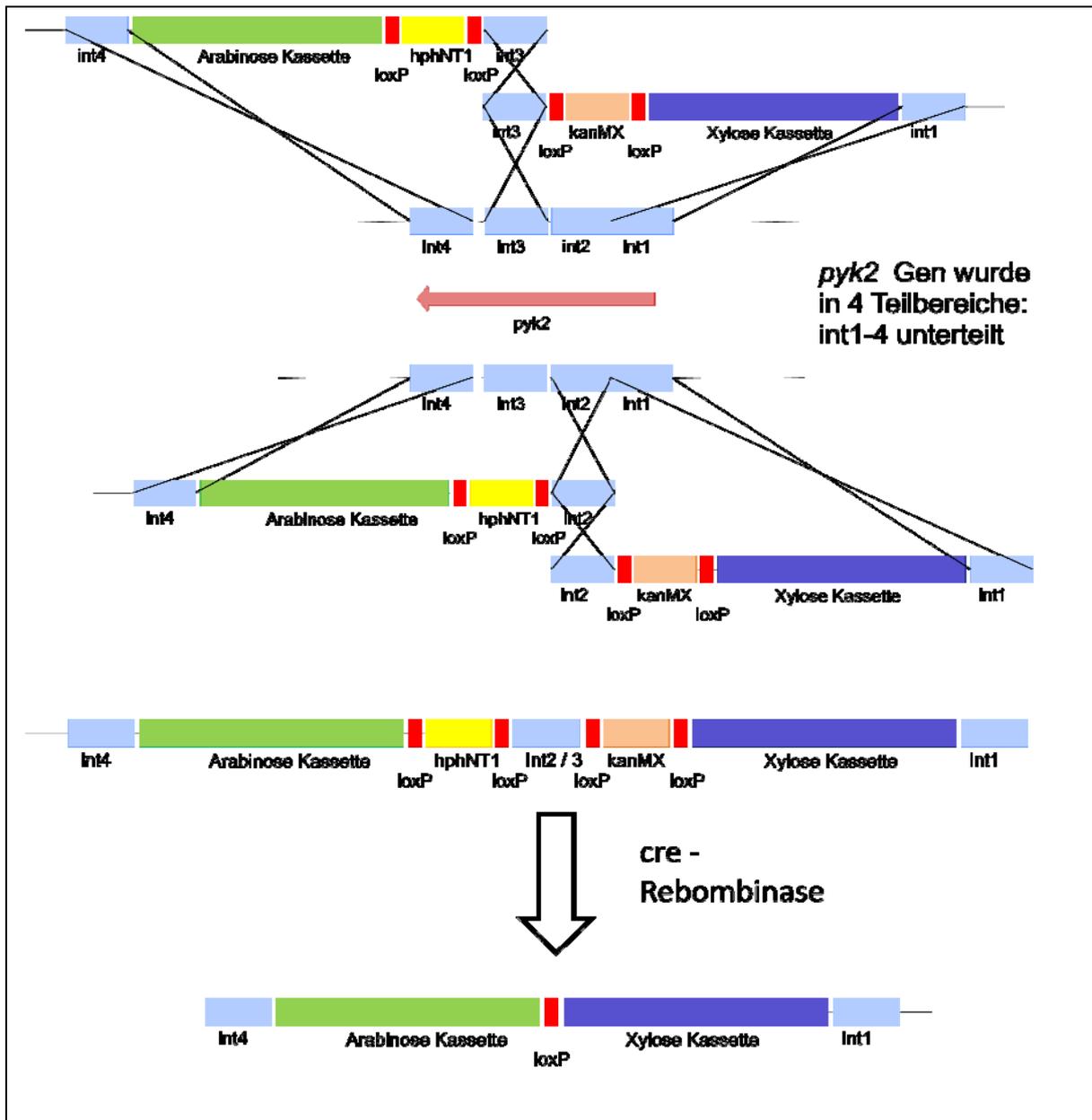


Abb. 7-4: Integrationsstrategie

pHD8-i-pyk2-xy1-ppp-hxt7-G

Der Vektor pHD8 (siehe Abb. 7-5) wurde durch homologe Rekombination aus mehreren PCR-Produkten in dem Laborhefestamm CEN.PK2-1C konstruiert. Er enthält neben der Xylose Kassetten genetische Elemente für die Vermehrung in Hefe, die 2 $\mu$  Region und den pBR322 Replikationsursprung für *E. coli* sowie als Selektionsmarker das Gen für die Ampicillin-Resistenz. Die integrative Xylose Kassetten kann durch einen Restriktionsverdau mit dem Enzym AatII von der 2 $\mu$  Region und durch StuI von den für die Vermehrung in *E. coli* nötigen Regionen getrennt werden und so als linearisierte DNA durch Rekombination in den *pyk2* Lokus der Hefe integriert werden. Die Xylose Kassetten beinhaltet als Selektionsmarker in Hefe das Gen für die G418 Resistenz und weiter hinter starken Promotoren die



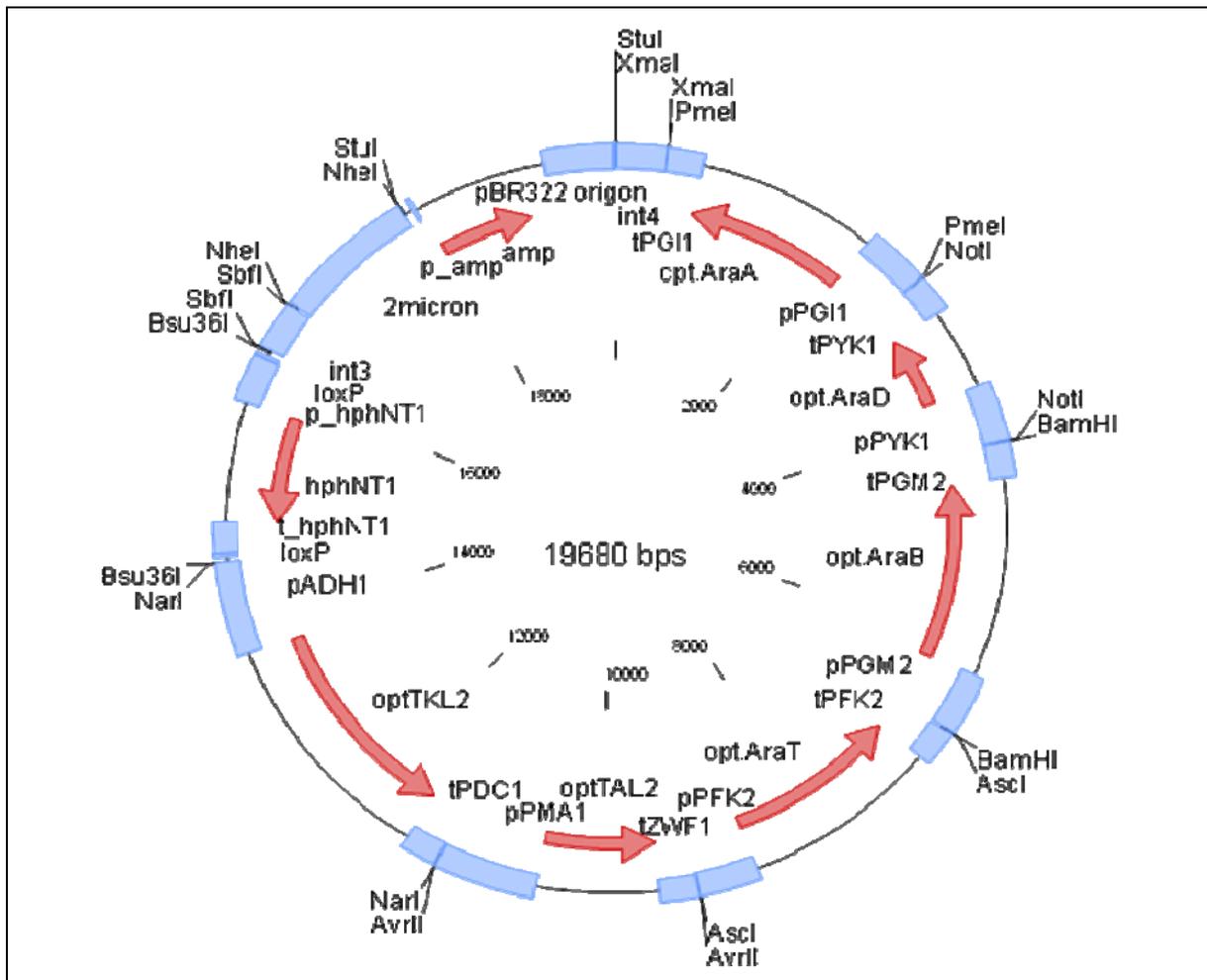


Abb. 7-6: Plasmidkarte von pHD22-i-pyk2-ara-tal2-tkl2-H

b) Integration des Xylose und Arabinose Stoffwechselweges in industrielle Hefestämme

In die ausgewählten industriellen Hefestämme wurden die Xylose- und Arabinose Kasette aus den Plasmiden pHD8 und pHD22 erfolgreich in beide Allele des *pyk2* Lokus integriert, der daraus resultierende Genotyp ist in Abb. 7-7 abgebildet.

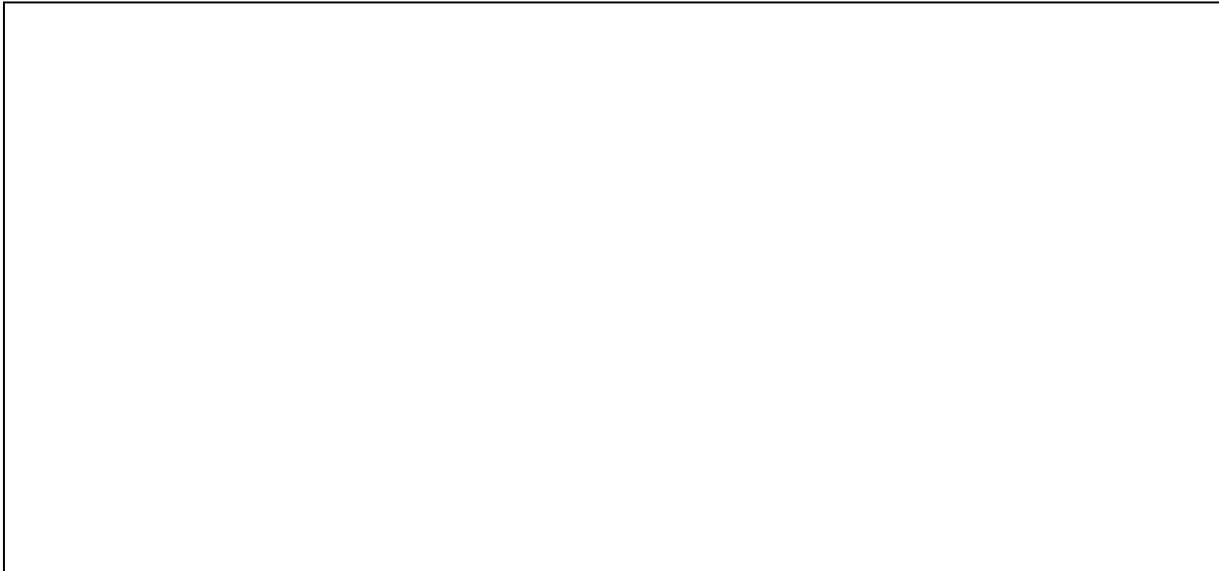


Abb. 7-7: Schema der in die *pyk2* Allele integrierten Gene für die Pentoseverwertung

Die so konstruierten Stämme zeigten jedoch nur eine schwache Fermentation von Xylose und Arabinose und mussten daher näher charakterisiert werden, um mögliche Engpässe im Stoffwechselweg ausfindig zu machen und weiter zu optimieren.

Im direkten Vergleich zu einem Referenzstamm (siehe Abb. 7-8) wird deutlich, dass im Xylose Stoffwechselweg die zwei Enzyme Xylulokinase und Xyloseisomerase limitierend sind.

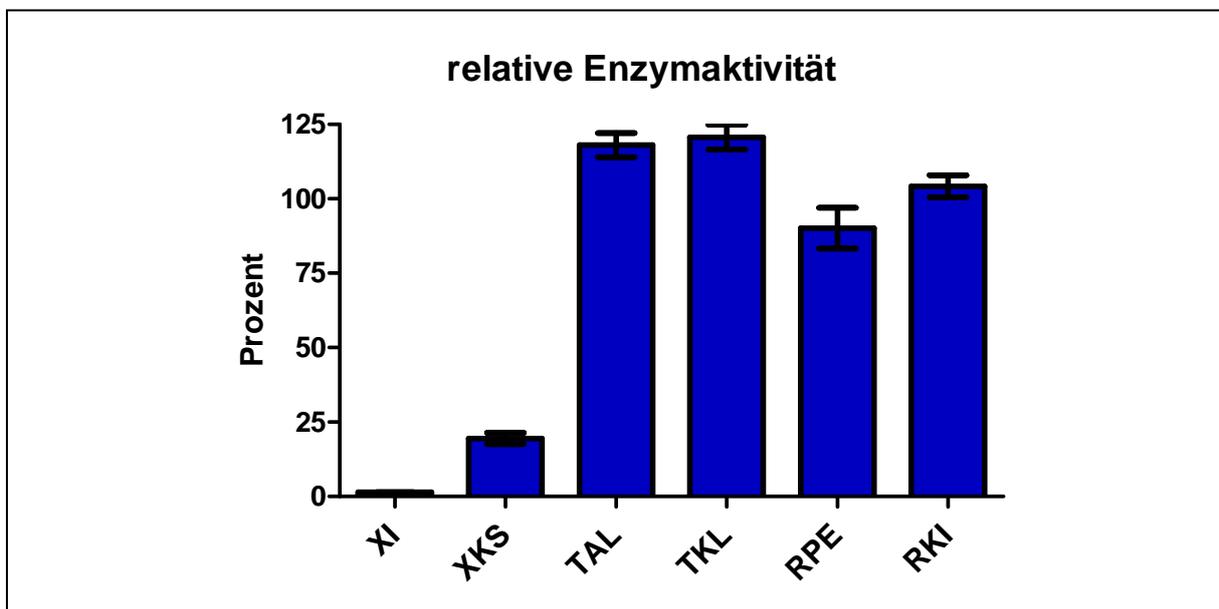


Abb. 7-8: relative Enzymaktivität des konstruierten Industriefeststammes im Vergleich zu einem konstruierten und optimierten Labor – Referenzstammes. (XI – Xyloseisomerase, XKS – Xylulosekinase, TAL – Transaldolase, TKL – Transketolase, RPE – Ribulose-5-phosphate 3-epimerase, RKI – Ribose-5-phosphate ketol-isomerase)

Um die Limitierung zu umgehen, wurde entschieden, das Gen, welches die Xyloseisomerase codiert, ein weiteres Mal auf einem extrachromosomalen Plasmid (pHD7, enthält neben dem Gen für die Xyloseisomerase das Antibiotikaresistenzgen gegen G418 als Marker) in den Stamm einzubringen und den Stamm durch gerichtete Evolution auf Xylose weiter zu optimieren. Hierzu wurde der Stamm über ca. 100 Generationen auf Xylose-haltigem Minimalmedium erst aerob und später anaerob kultiviert. Mit einzelnen Klonen aus dem Evolutionary Engineering resultierenden Stamm wurde eine Fermentation durchgeführt um die Xylosefermentationseigenschaften zu überprüfen. Die Fermentation mit dem besten Klon wird in Abb. 7-9 und Tab. 7-1 gezeigt.

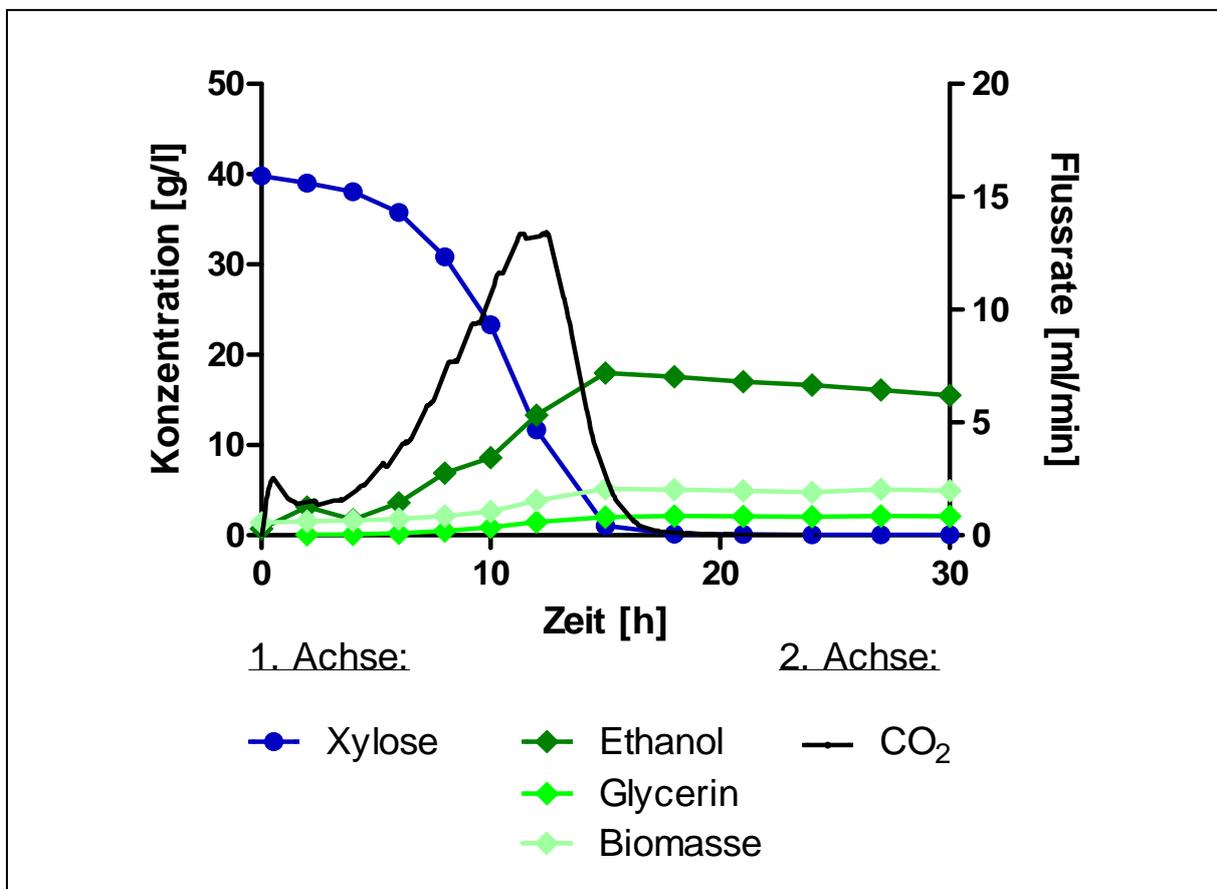


Abb. 7-9: Xylose Fermentation des konstruierten und evolvierten Stammes

Tab. 7-1: Auswertung der Xylose Fermentation

	Ausbeute [g/g]			maximale Ethanolproduktionsrate [g/g·h]
	Ethanol	Glycerin	Biomasse	
Klon K3	0.433	0.053	0.089	0.841

Die Fermentation zeigt, dass der konstruierte Stamm nach der Evolution Xylose mit einer hohen Produktionsrate zu Ethanol umsetzen kann und dabei nur geringe Mengen an Nebenprodukten bildet.

Der so konstruierte Stamm enthält jedoch noch das extrachromomale Plasmid mit der Antibiotikaresistenz, wodurch der Stamm nicht industriell eingesetzt werden kann. Aus diesem Grund wurde das Plasmid entfernt um im nächsten Schritt das Gen für die Xyloseisomerase erneut stabil ins Genom einzubringen. Weiter sollte hierbei auch der Arabinose Stoffwechselweg optimiert werden. Dazu wurde in einem Überexpressionsassay analysiert, wo die Limitierungen liegen. Der Tropftest in Abb. 7-10 zeigt, dass eine weitere Überexpression des Genes *araA* nicht ausreichend für ein gutes Wachstum auf Arabinose ist. Die zusätzliche Überexpression der Gene *araA* und *araD* hingegen vermittelt Wachstum auf Arabinose. Dabei führt die Expression aller drei Gene (*araA*, *araB*, *araD*) auf einem Plasmid im Vergleich zum besten Wachstum. In einem anderen Assay (Daten nicht gezeigt) konnte gezeigt werden, dass der Transport von Arabinose in die Hefezelle eine weitere Engstelle des Arabinosestoffwechsels darstellt.

Weiter kann man im Vergleich vom Ausgangsstamm mit dem auf Xylose evolvierten Stamm deutlich erkennen, dass dieser einen Wachstumsvorteil auf Arabinose hat. Dies lässt darauf schließen, dass der nicht-oxidative Teil des Pentosephosphatweges, welcher zur Verstoffwechslung von Xylose wie auch Arabinose nötig ist, durch die gerichtete Evolution auf Xylose optimiert wurde.

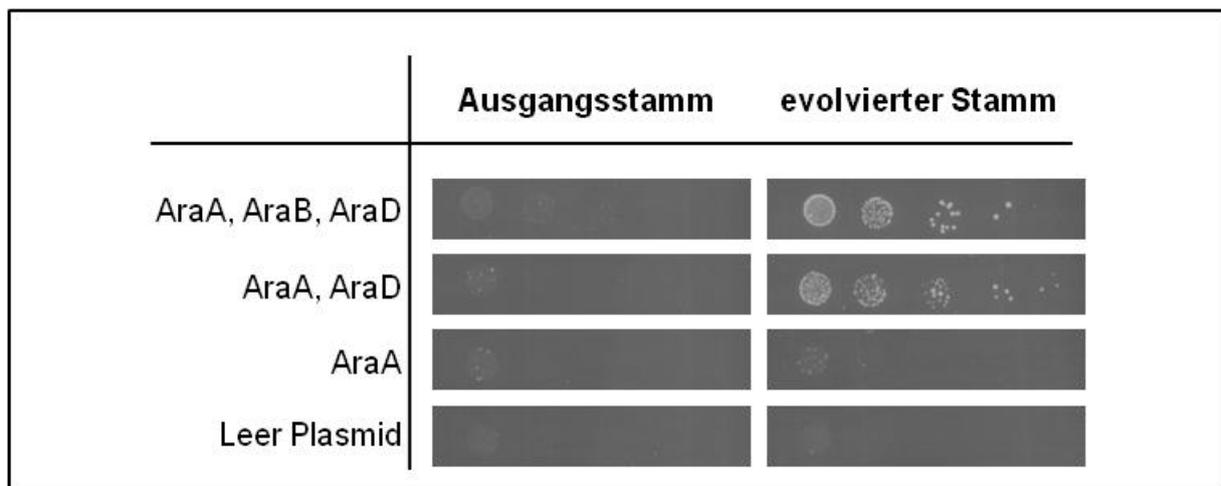


Abb. 7-10: Tropftest, Wachstum nach 7 Tagen auf synthetischem Minimalmedium mit 2% Arabinose. Zu sehen ist der konstruierte Industriehefestamm vor und nach der Evolvierung mit der zusätzlichen Überexpression der Gene für Arabinoseverstoffwechslung auf Plasmid (AraA Arabinoseisomerase, AraB Ribulosekinase, AraD Ribulose-5-Phosphat 4-epimerase)

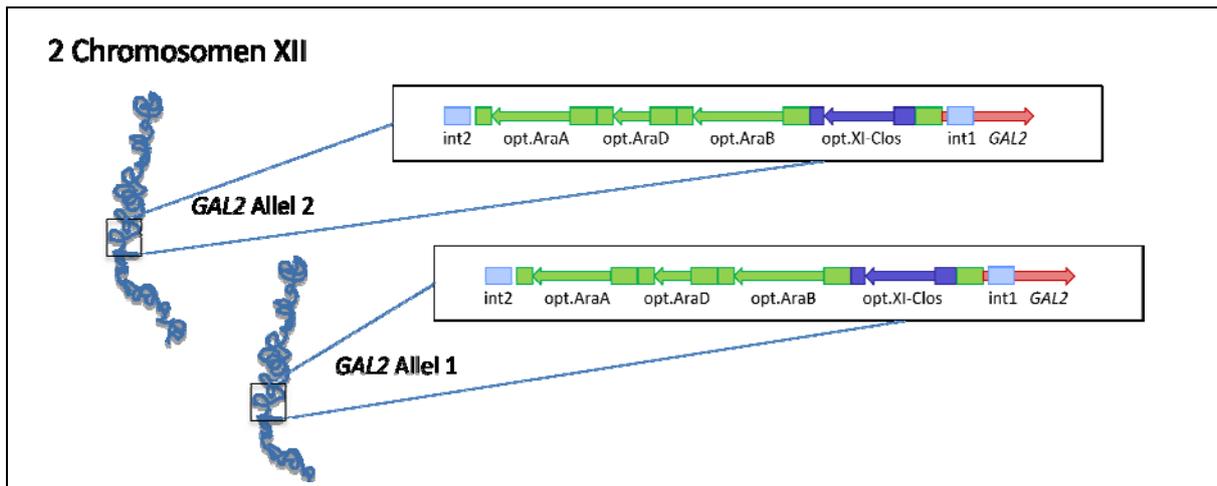


Abb. 7-11: Schema der vor die *GAL2* Allele integrierten Gene für die Pentoseverwertung. Aufgrund der vorhergehenden Tests konnten nun gezielt die limitierenden Gene des Arabinosestoffwechselweges zusammen mit der Xyloseisomerase überexprimiert werden. Die daraus folgende genomische Änderung ist in Abb. 7-11 ersichtlich. Die Integration konnte ohne Einsatz von Resistenzmarkern durchgeführt werden, da eine Selektion der transformierten Zellen direkt auf Xylose möglich war. Dabei konnte die erste Integration auf Xylose unter aeroben Bedingungen und die zweite unter anaeroben Bedingungen nachvollzogen werden.

Eine erste Fermentation (siehe Abb. 7-12 und Tab. 6-2) mit dem konstruierten Stamm nach der ersten Integration zeigt bereits eine gute Xyloseverstoffwechslung. Die Arabinose kann jedoch unter den anaeroben Bedingungen noch nicht ausreichend umgesetzt werden.

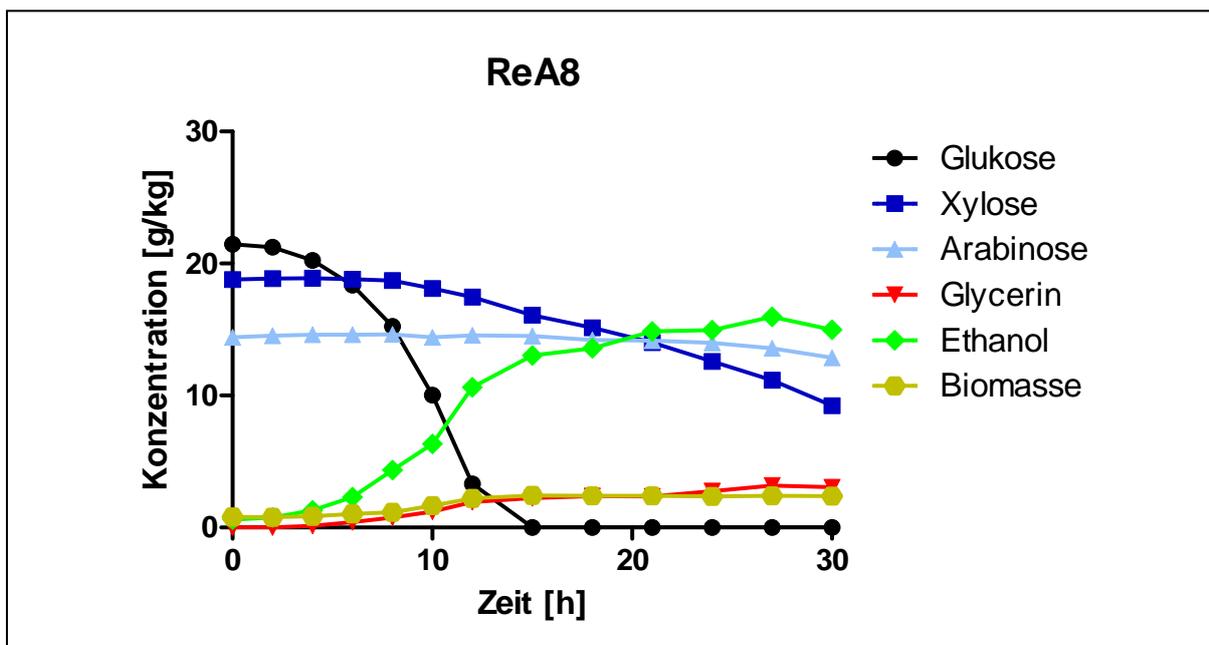


Abb. 7-12: Fermentation des Stammes ReA8 Minimal-Medium mit gemischter Zuckerquelle

Tab. 7-2: Auswertung der Fermentation des Stammes ReA8 mit gemischter Zuckerquelle

Ausbeute [g/g]			maximal Verbrauchsrate [g/g·h]			maximale Produktionrate [g/g·h]
Ethanol	Glycerin	Biomasse	Glukose	Xylose	Arabinose	Ethanol
0,443	0,083	0,042	1,86	0,27	0,10	1,12

Der konstruierte Hefestamm mit beiden Integrationen in das *GAL2* Allel wurde daher noch weiter durch gerichtete Evolution auf Arabinose optimiert. Der letztlich final resultierende Stamm HDY.ReA9 ist in der Lage Xylose und Arabinose unter anaeroben Bedingungen mit einer Verbrauchsrate von 0,88 g/(g·h) und 0,27 g/g(h) zu Ethanol umzusetzen (Vergleiche Abb. 7-13 und Tab. 7-3).

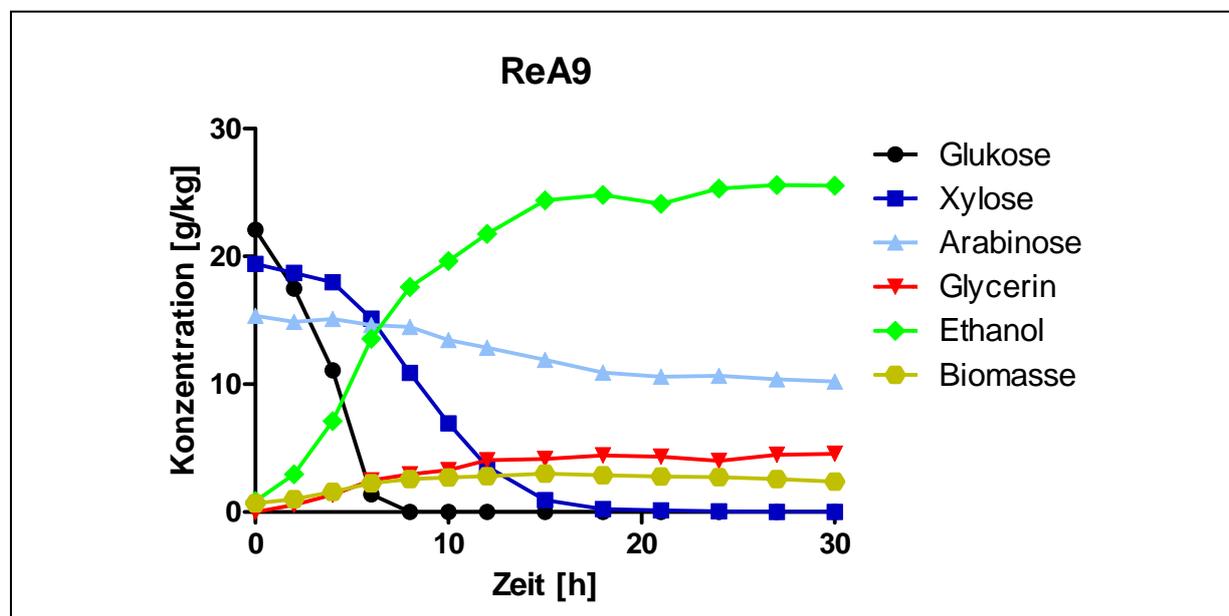


Abb. 7-13: Fermentation des Stammes ReA9 in Minimal-Medium mit gemischter Zuckerquelle

Tab. 7-3: Auswertung der Fermentation des Stammes ReA9 mit gemischter Zuckerquelle

Ausbeute [g/g]			maximal Verbrauchsrate [g/g·h]			maximale Produktionrate [g/g·h]
Ethanol	Glycerin	Biomasse	Glukose	Xylose	Arabinose	Ethanol
0,480	0,089	0,035	2,77	0,88	0,27	1,70

Der Hefestamm ReA9 weist damit hervorragende Eigenschaften auf, die ihn für einen industriellen Einsatz bei der Vergärung von Lignocellulose-Hydrolysaten als tauglich erscheinen lassen. Es ist in der Literatur bisher kein Hefestamm beschrieben, der vergleichbar gute Eigenschaften zeigt.

## **8 EFFIZIENZSTEIGERUNG DER BRENNEREI**

Ein großer Vorteil dezentraler Brennereien sind die geschlossenen Stoffkreisläufe. Dabei spielt die optimierte Nutzung der anfallenden Reststoffe eine tragende Rolle. Daher werden in diesem Kapitel die verbleibenden Nebenprodukte in Form von Schlempe hinsichtlich ihrer Einsetzbarkeit in einer Biogasanlage geprüft. Daneben kann die Biogasanlage auch bei der Einbindung CO<sub>2</sub>-neutraler Prozessenergie eine entscheidende Rolle einnehmen, wodurch auch die Energiekreisläufe geschlossen werden.

### **8.1 Optimierung der Reststoffnutzung**

Die Reststoffe aus dem Brennprozess können unter anderem in einer Biogasanlage genutzt werden und somit einen Großteil der benötigten Energie für die Brennereiprozesse zur Verfügung stellen. Daher wurde das Biogaspotenzial der mit dem Klass-Wendelfilter und dem Schwingsieb separierten Maissilage- und Strohmaische bestimmt. Durchgeführt wurde dies mit dem bereits in Kapitel 4.2 beschriebenen Eudiometer. Darüber hinaus wurde auch das Biogaspotenzial der Hanf- und Topinamburschlempen sowie ihrer Fraktionen bestimmt.

Die Ergebnisse der Biogaspotenzialbestimmung für die mit dem Klass-Wendelfilter behandelten Substrate sind in den Abb. 8-1 und Abb. 8-2 als Diagramm dargestellt. Es wurde jeweils die auf den organischen Anteil des Trockenrückstandes (oTR) bezogenen Methanbildungskurven abgebildet. Zum Vergleich sind Referenzwerte für Biogaspotenziale aus Silomais und Stroh mit dargestellt.

Grundsätzlich zeichnen die Kurven bei allen Substraten und Fraktionen einen normalen Abbau nach. Die Ergebnisse bei den Erträgen liegen insbesondere beim Mais unterhalb der Referenzwerte, da vorher bereits ein Teil der Organik zu Ethanol und Kohlenstoffdioxid umgesetzt wurde. Daher sind die Erträge bei den destillierten Proben auch am niedrigsten. Die höheren Erträge der flüssigen Fraktionen bei den oTR-spezifischen Methanerträgen hängen mit den fehlenden Anteilen von nicht abbaubarem Lignin zusammen. Dieser ist aufgrund der Separation größtenteils in der festen Phase vorhanden.

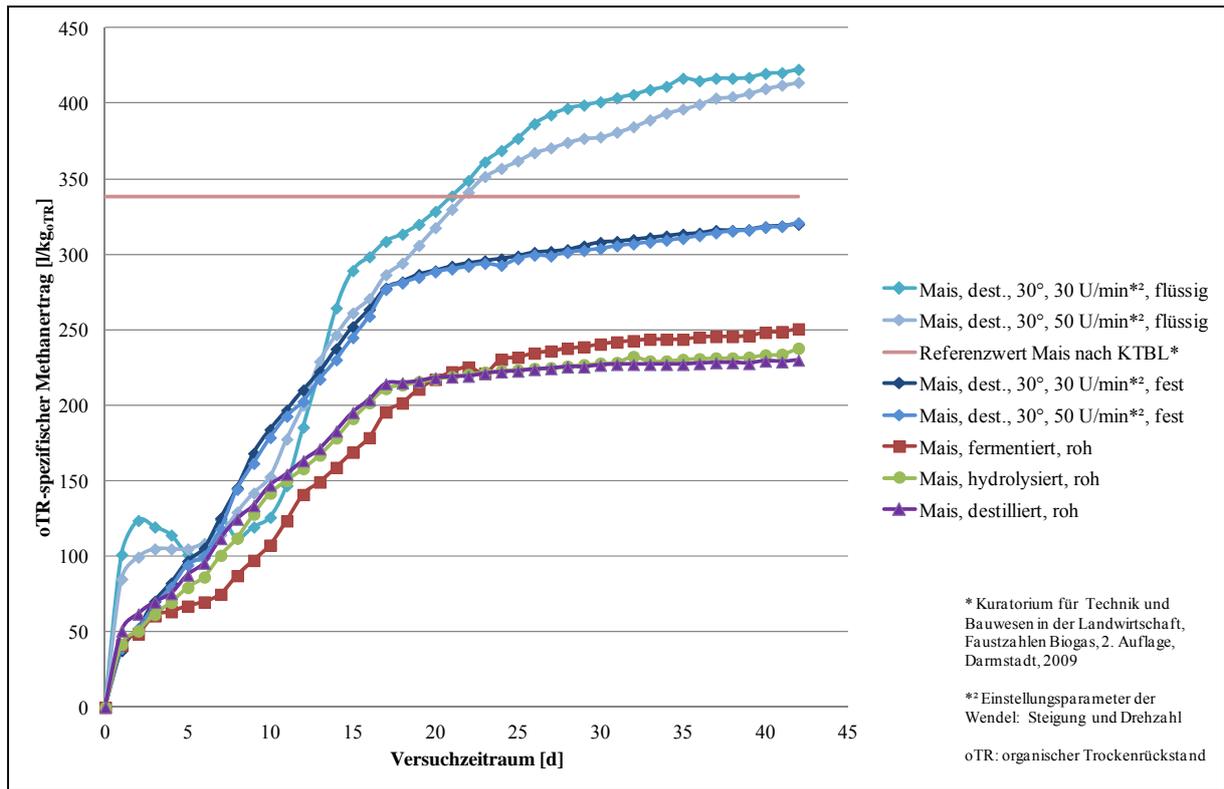


Abb. 8-1: oTR-spezifischer Methanertrag der Maisfraktionen nach Klass-Wendelfilter

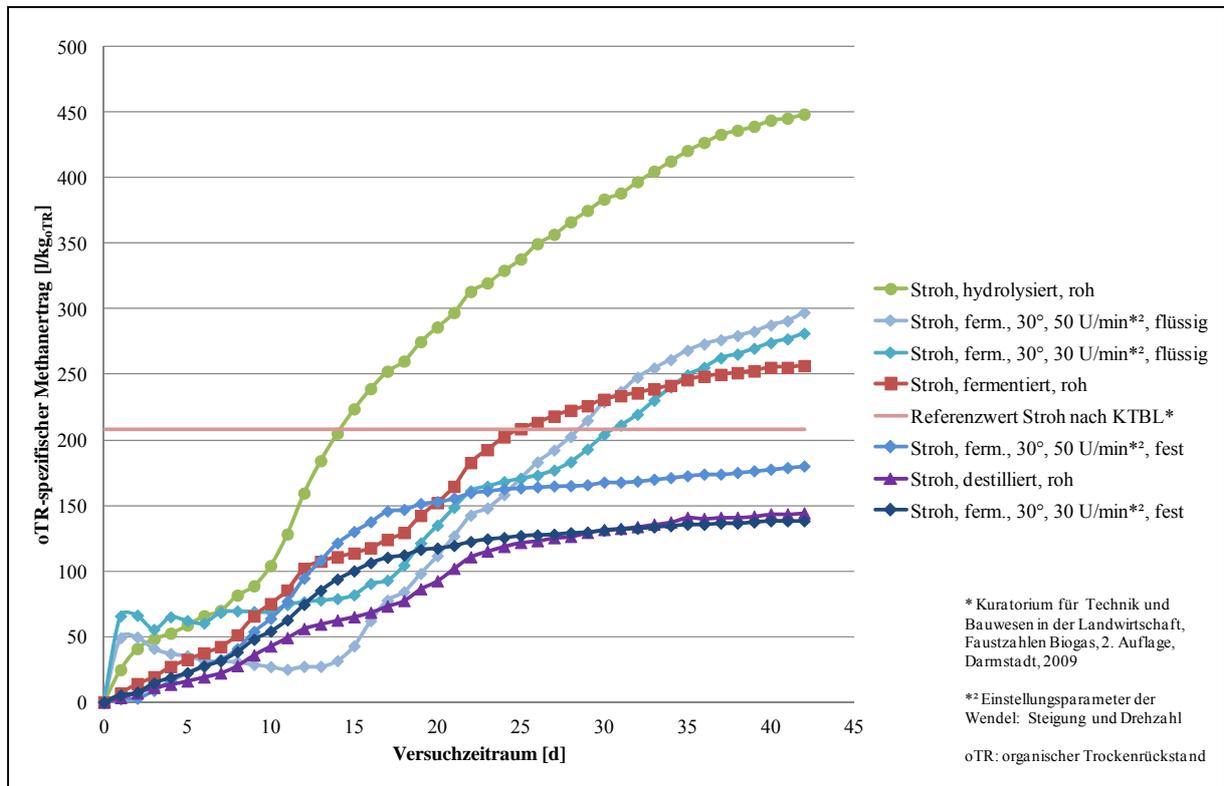


Abb. 8-2: oTR-spezifischer Methanertrag der Strohfraktionen nach Klass-Wendelfilter

Die Ergebnisse der Biogaspotenzialbestimmung für die mit dem Schwingsieb behandelten Substrate sind in Abb. 8-3 als Diagramm dargestellt. Dabei wurden jedoch nur die Fraktionen

der Durchgänge mit dem 1,52 mm Sieb berücksichtigt. Es sind jeweils die auf den organischen Anteil des Trockenrückstandes (oTR) bezogenen Methanbildungskurven abgebildet. Zum Vergleich ist der Referenzwert für Stroh mit dargestellt.

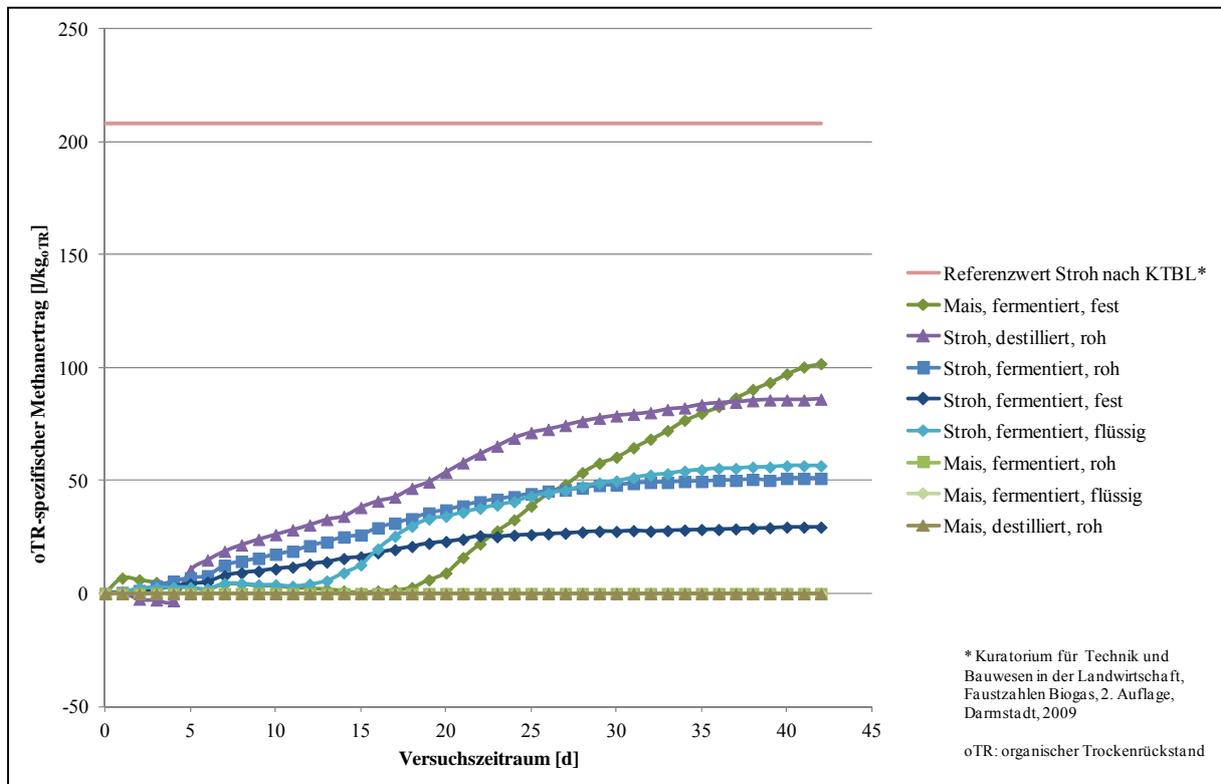


Abb. 8-3: oTR-spezifischer Methanertrag der Mais- und Strohfraktionen nach Schwing-sieb mit 1,52 mm Maschenweite

Wesentliches Ergebnis der Gasbildungskurven ist, dass alle Maisproben, bis auf die feste Fraktion der Maissilage, kein Biogas produzieren und somit eine Hemmung aufweisen. Die feste Fraktion der Maissilage zeigt zu Beginn eine Hemmung, jedoch startet diese verzögert nach etwa 16 Tagen. Ebenfalls verzögert abgebaut wird das Filtrat vom Stroh. Alle Stroh-Proben erreichen beim Biogasertrag nicht das Niveau der Proben des Klass-Wendelfilters und betragen im Durchschnitt nur ungefähr die Hälfte. Aufgrund dieser Ergebnisse wurden am Ende der Versuchsreihe bei allen Proben die pH-Werte gemessen. Diese sind in der Tab. 8-1 aufgeführt.

Die pH-Werte für die Proben, die in dem betrachteten Zeitraum Biogas gebildet haben, liegen mit pH-Werten von etwa 7,1 im optimalen Bereich für eine Vergärung zu Biogas, der im Bereich 6,8 bis 7,5 liegt [13]. Dagegen sind die pH-Werte der gehemmten Proben mit Werten von 4,4 bis 4,7 zu niedrig und somit der mögliche Grund für den gehemmten Abbau.

Tab. 8-1: pH-Werte der Mais- und Strohfraktionen nach Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite am Ende der Biogaspotenzialbestimmung im Gärrest

Substrat	Fraktion	pH-Wert
Mais, fermentiert	roh	4,40
	fest	7,13
	flüssig	4,50
Mais, destilliert	roh	4,70
Stroh, fermentiert	roh	7,09
	fest	7,06
	flüssig	7,09
Stroh, destilliert	roh	7,09

Da die Versuche mit demselben Material wie beim Klass-Wendelfilter durchgeführt wurden, wird als Ursache für den verzögerten bzw. gehemmten Abbau eine weitere Versäuerung des Materials, aufgrund der Standzeit von etwa vier Wochen zwischen den Versuchen, vermutet. Allerdings gab es keine Veränderung des pH-Wertes im Material über diesen Zeitraum.

An der Universität Hohenheim wurden die Gehalte an organischen Säuren im Ausgangsubstrat, es handelte sich um fermentierte Maissilage, mit Hilfe einer Hochleistungsflüssigkeitschromatographie (high performance liquid chromatography, HPLC) bestimmt:

Analysenlabor: Universität Hohenheim, Institut für Gärungstechnologie

Methode: HPLC-RI

Geräte:

Probennehmer:	Bischoff 728
Pumpe:	Modell 2200
Vorsäule:	Kationentauscher
Hauptsäule:	Phenomenex Rezex ROA-organic acids H <sup>+</sup>
Detektor:	Shodex RI-101 (Refractive Index, Brechungsindex)
Laufmittel:	H <sub>2</sub> O bidestilliert mit 0,005 N H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Temperatur der Säulen:	75,0 °C
Flußgeschwindigkeit:	0,6 ml/min

Ergebnis:

Milchsäure	ca. 13,5 g/l
Essigsäure	ca. 8,0 g/l
Propionsäure	ca. 1,0 g/l

Die alkoholische Gärung wird bereits ab 2,0 g/l Essigsäure verzögert und bei 8,0 g/l Essigsäure bzw. 1,0 g/l Propionsäure völlig gehemmt. Zusammen mit den niedrigen pH-Werten deuten diese Ergebnisse auf eine unvollständige alkoholische Gärung hin. Durch Neutralisation der

Säuren, bzw. Puffern des pH-Wertes, mit Natriumhydroxid (NaOH) oder Calciumcarbonat ( $\text{CaCO}_3$ ) könnte die Hemmung der Gärung verringert und der Abbau beschleunigt werden.

Auch bei der Biogasproduktion können zu hohe Gehalte an organischen Säuren, die jedoch auch Zwischenprodukte bei der Methanbildung sind, die methanbildenden Bakterien hemmen. So sollte der Gehalt an Essigsäure unterhalb von 3,0 g/l und der von Propionsäure unterhalb von 1,0 g/l liegen [14].

Aufgrund dieser Ergebnisse wurde von der Universität Hohenheim neues Material in Form von destillierter Maissilage zur Verfügung gestellt, das für die alkoholische Gärung mit Calciumcarbonat gepuffert wurde. Dabei wurde Calciumcarbonat zur Neutralisation des pH-Wertes gewählt, da dieses im Vergleich zu Natriumhydroxid günstiger ist. Mit diesem Material wurde eine Siebung durchgeführt und anschließend das Biogaspotenzial der Fraktionen bestimmt. Als Siebweite wurden wieder 1,52 mm gewählt. In der Tab. 8-2 ist das Ergebnis dieses Versuchs dargestellt.

Tab. 8-2: Versuchsergebnis Schwingsieb Mais destilliert

Lfd. Nr.	Siebweite	Fraktion	Masseanteil		TR-Gehalt	oTR-Gehalt	elektrische Leitfähigkeit	Temperatur	pH-Wert
	[mm]		[g]	[%]	[%]	[%]			
1		roh	3.231	100	13,22	82,61	9,96	10,0	5,43
2	1,52	flüssig	2.230	69,0	8,74	75,12	10,60	10,0	5,62
3		fest	1.002	31,0	20,36	89,84			

TR: Trockenrückstand; oTR: organischer Anteil des Trockenrückstands

Im Vergleich zu dem in Kapitel 10.1 beschriebenen Abtrennversuch gibt es die nachfolgend beschriebenen Veränderungen. So liegen die pH-Werte mit 5,4 und 5,6 über den Werten von zuvor ca. 3,8. Auch die elektrische Leitfähigkeit ist im Durchschnitt um etwa 4,0 mS/cm auf ca. 10 mS/cm gestiegen. Die Masseanteile der Fraktionen sind hingegen mit 70 % flüssiger und 30 % fester Phase gleich geblieben. Die Ergebnisse der Biogaspotenzialbestimmung für die mit dem Schwingsieb behandelten Substrate sind in Abb. 8-4 als Diagramm dargestellt.

Die Kurvenverläufe zeigen einen zwar leicht verzögerten, aber erwarteten Abbau. Die Ergebnisse sind mit denen der Klass-Wendelfilter-Proben vergleichbar. Der oTR-spezifischer Methanertrag für die feste Fraktion beträgt etwa 226 l/kg<sub>oTR</sub> bei einem Methangehalt von ca. 50 %. Für die Rohprobe ergibt sich ein oTR-spezifischer Methanertrag von etwa 291 l/kg<sub>oTR</sub> und einem Methangehalt von ca. 52 %. Mit den Ergebnissen für dieses Material werden die Berechnungen in den folgenden Kapiteln durchgeführt.

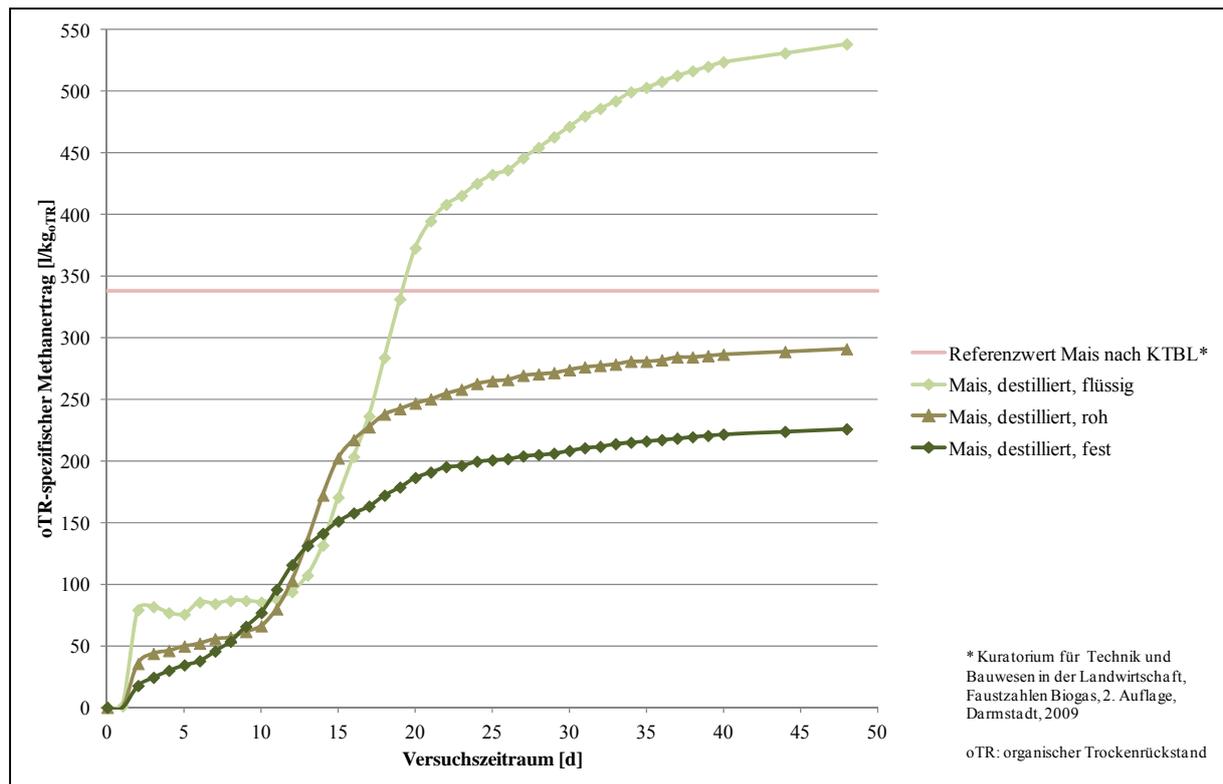


Abb. 8-4: oTR-spezifischer Methanertrag der gepufferten und destillierten Maisfraktionen nach Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite

In Abb. 8-5 sind die Ergebnisse der Biogaspotenzialbestimmung für die beiden Substrate Hanf-Triticale- und Topinambur-Triticale-Schlempe dargestellt. Zur Gewinnung einer festen und einer flüssigen Fraktion wurden die Schlempen, wie bei den anderen Substraten zuvor, mit einem Schwingsieb und einer Siebweite von 1,52 mm separiert.

Bei beiden Substraten sind die Kurvenverläufe durch eine Diauxie gekennzeichnet. Für die Rohproben ergeben sich beim Hanf 276 l/kg<sub>oTR</sub> und bei Topinambur 260 l/kg<sub>oTR</sub>. Damit liegt der oTR-spezifische Methanertrag der Hanf-Triticale-Schlempe über dem des direkt vergärten Hanfstrohs mit 162 l/kg<sub>oTR</sub>. Während die flüssige Phase der Topinambur-Triticale-Schlempe, wie bei den vorherigen Substraten auch, den höchsten Methanertrag der Topinamburfraktionen aufweist, liegt bei den Hanffraktionen die unbehandelte Schlempe am höchsten.

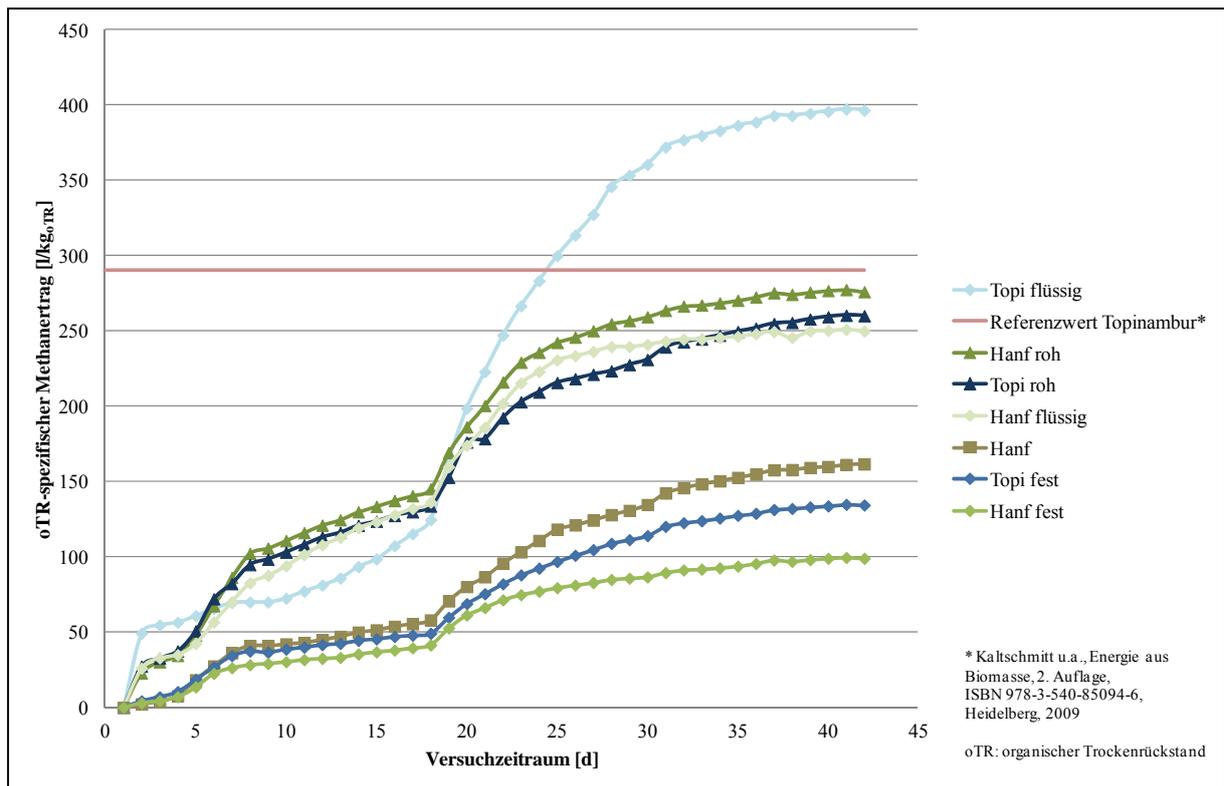


Abb. 8-5: oTR-spezifischer Methanertrag der Hanf-Triticale- und Topinambur-Triticale-Fractionen nach Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite

Wichtig bei der Vergärung der Schlempen in einer Biogasanlage ist die Tatsache, dass diese nicht als nachwachsende Rohstoffe im Sinne der Anlage 2 Erneuerbare Energien Gesetz (EEG) 2009 [15] einzustufen sind. Dadurch entfällt grundsätzlich der NawaRo-Bonus. Das EEG lässt zwar zu, dass sogenannte rein pflanzliche Nebenprodukte ohne NawaRo-Bonus mit vergoren werden dürfen, jedoch müssen diese auf der Positivliste der rein pflanzlichen Nebenprodukte unter Nr. V der Anlage 2 EEG 2009 vermerkt sein. Dies ist jedoch nur für Getreideschlempe aus Weizen der Fall. Somit wird Biogasstrom aus den betrachteten Rohstoffen nur mit der Grundvergütung nach EEG 2009 vergütet. Auch im novellierten EEG 2012 [16] sind nur Kartoffel- und Getreideschlempe aus der Alkoholproduktion aufgeführt. Laut Anlage 1 der Biomasseverordnung 2012 sind Kartoffel- und Getreideschlempe Einsatzstoffe, die keinen Anspruch auf eine einsatzstoffbezogene Vergütung begründen [17].

## 8.2 Einbindung CO<sub>2</sub>-neutraler Prozessenergie

Neben den Rohstoffen, die zur Bioethanolproduktion eingesetzt werden, hat die Bereitstellung der Prozessenergie den größten Einfluss auf die Nachhaltigkeit des Bioethanols. Aus diesem Grunde sollte die gesamte Prozessenergie weitestgehend CO<sub>2</sub>-neutral zur Verfügung gestellt werden. Die ideale Lösung dafür ist eine Biogasanlage, da sie bereits aus der Schlempe einen

Großteil des Energiebedarfs der geplanten Brennerei in Form von Strom, Dampf und Wärme produzieren kann. Wichtigster Bestandteil ist dabei der Abhitzedampferzeuger, der aus den heißen Abgasen der mit Biogas betriebenen Blockheizkraftwerke den benötigten Dampf für Destillation und Vorbehandlung der Substrate zur Verfügung stellt und dadurch fossile Energieträger einspart. Dazu wird in diesem Kapitel der Bedarf an CO<sub>2</sub>-neutraler Prozessenergie überschlägig ermittelt und anhand dessen eine entsprechende Biogasanlage ausgelegt. Als Ergebnis der Untersuchungen wird neben den Auslegungsdaten auch der mögliche Deckungsgrad des Energiebedarfs des Prozesses durch die Schlempe ermittelt. In der Abb. 8-6 ist ein Abhitzedampferzeuger dargestellt, der eine dezentrale Brennerei mit Satttdampf versorgt. Die Erkenntnisse aus dieser Brennerei, in der ein ähnliches Konzept zur Energiebereitstellung wie das geplante vorhanden ist, sind die Grundlage für das Konzept zur Bereitstellung CO<sub>2</sub>-neutraler Prozessenergie [18].

Für den Prozess wird Energie in Form von Strom für Pumpen, Rührwerke und die Zerkleinerungsmaschinen, als Dampf für die Destillation und die Dämpfapparatur sowie Heizwärme für die Hydrolyse und zum Vorheizen des Materials vor dem Dämpfen benötigt. Da sich der Prozess noch in der Entwicklungsphase befindet, kann die Ermittlung der benötigten Prozessenergie nur mit Hilfe von Annahmen überschlägig bestimmt werden.



Abb. 8-6: Abhitzedampferzeuger einer dezentralen Brennerei

Die folgenden Berechnungen wurden für eine dezentrale Brennerei mit einer Jahresproduktionskapazität von 20.000 hl r.A./a bei 8.000 Betriebsstunden pro Jahr durchgeführt. Als Substrat wurde die in Kapitel 3.5 untersuchte Maissilagemaische mit einem Alkoholgehalt von 5,3 Vol.-% angenommen. Der Dampferzeuger produziert Sattedampf bei einem Druck von 7,0 bar und einer Temperatur von 165 °C. Dies ist für den Betrieb der Destillationskolonne und auch für die Dampfexplosion ausreichend. Höhere Drücke oder Temperaturen werden für den Prozess nicht benötigt. In der Tabelle Tab. 8-3 wird der Dampfbedarf für die Destillation berechnet.

Tab. 8-3: Dampfbedarf für Destillation

Ethanolproduktion	20.000	hl r.A./a
Betriebsstunden	8.000	h/a
Dampfdruck	7,0	bar <sub>abs</sub>
Dampf Temperatur	165	°C
Verdampfungswärme	2.066	kJ/kg <sub>Dampf</sub>
Dampfbedarf	2,5	kg <sub>Dampf</sub> /l r.A.
	5,2	MJ <sub>Dampf</sub> /l r.A.
<b>Dampfleistung</b>	358,6	kW <sub>Dampf</sub>
+ 10 % Sicherheit	<b>395,0</b>	<b>kW<sub>Dampf</sub></b>

r.A.: reiner Alkohol

Als Dampfbedarf wurden 2,5 kg<sub>Dampf</sub>/l r.A. angenommen. Bei einem Ethanolgehalt von 5,3 Vol.-% in der Maische sollte dies ausreichen. Daraus ergibt sich unter Berücksichtigung einer Sicherheit von 10 % eine Leistung von 395 kW<sub>Dampf</sub> für einen möglichen Dampferzeuger.

Um den Dampfbedarf beim Dämpfen zu minimieren, wird das Material zuvor mit Hilfe von Heizwärme auf einem Temperaturniveau von 90 °C erhitzt. Da es für das eingesetzte Material Silomaismaische keine spezifische Wärmekapazität gibt, wurde Wasser als Substrat angenommen. Die spezifische Wärmekapazität von Wasser liegt auf jeden Fall höher als die von Silomais, so dass diese Annahme getroffen werden kann. In der Tab. 8-4 wird der Heizwärmebedarf für den Dämpfprozess berechnet. Bei einer Temperaturdifferenz von 70 °C ergibt sich unter Berücksichtigung einer Sicherheit von 10 % eine thermische Leistung von etwa 365 kW<sub>th</sub>.

Für den Dämpfprozess wird das Material indirekt mit Sattedampf auf 155 °C aufgeheizt. In der Tab. 8-5 wird die Menge an Dampf, die für ein Kilogramm Material notwendig ist sowie die erforderliche Leistung des Dampferzeugers berechnet.

Tab. 8-4: Heizwärmebedarf für Dämpfprozess

Eingangstemperatur	20 °C
Prozesstemperatur	90 °C
Temperaturdifferenz	70 °C
Spezifische Wärmekapazität	4,187 kJ/kg·K
Spezifischer Energiebedarf	293,1 kJ/kg <sub>Substrat</sub>
Ethanolgehalt Maische	0,061 l r.A./kg <sub>Maische</sub>
Ethanolproduktion	20.000 hl r.A./a
Energiebedarf	9.561.884 MJ/a
Betriebsstunden	8.000 h/a
<b>Wärmeleistung</b>	332,0 kW <sub>th</sub>
+ 10 % Sicherheit	<b>365,2 kW<sub>th</sub></b>

r.A.: reiner Alkohol

Pro Kilogramm Substrat werden etwa 0,2 Kilogramm Dampf gebraucht. Darin ist ein Sicherheitszuschlag von 50 % berücksichtigt, da die konstruktive Gestaltung des Dämpfers und die unter anderem damit verbundenen Verluste noch nicht abgeschätzt werden können. Erst wenn ein entsprechender Dämpfapparat konstruiert wurde, können an dieser Stelle validere Werte ermittelt werden. Daraus ergibt sich unter Berücksichtigung einer Sicherheit von weiteren 10 % eine Dampfleistung von etwa 689 kW<sub>Dampf</sub>.

Tab. 8-5: Dampfbedarf für Dämpfprozess

Eingangstemperatur	90 °C
Prozesstemperatur	155 °C
Temperaturdifferenz	65 °C
Spezifische Wärmekapazität	4,187 kJ/kg·K
Spezifischer Energiebedarf	272,2 kJ/kg <sub>Substrat</sub>
Verdampfungswärme	2.066 kJ/kg <sub>Dampf</sub>
<b>Dampfbedarf</b>	0,13 kg <sub>Dampf</sub> /kg <sub>Substrat</sub>
+ 50 % Sicherheit	<b>0,20 kg<sub>Dampf</sub>/kg<sub>Substrat</sub></b>
Ethanolgehalt Maische	0,061 l r.A./kg <sub>Substrat</sub>
Ethanolproduktion	20.000 hl r.A./a
Dampfbedarf	3,3 kg <sub>Dampf</sub> /l r.A.
	9,0 MJ <sub>Dampf</sub> /l r.A.
<b>Dampfleistung</b>	625,9 kW <sub>Dampf</sub>
+ 10 % Sicherheit	<b>688,5 kW<sub>Dampf</sub></b>

r.A.: reiner Alkohol

In der Tab. 8-6 sind die Leistungen an Prozessenergie für die Brennerei zusammengetragen. Die Werte für die benötigte elektrische Leistung sowie die thermische Leistung für weitere

Prozessschritte innerhalb der Brennerei sind an Zahlen von konventionellen Brennereien angelehnt und mit einem gewissen Aufschlag für die höheren Aufwendungen bei der Verwendung von lignocellulosehaltigen Rohstoffen behaftet. Zudem zirkulieren über Wärmerückgewinnung entsprechende Mengen an Heizwärme innerhalb des Prozesses, die es erschweren belastbare Werte an thermischer Energie für die weiteren Prozessschritte anzugeben.

Tab. 8-6: Energiebedarf der Brennerei

<b>Benötigte elektrische Leistung</b>	
Gesamt	50 kW <sub>el</sub>
<b>Benötigte thermische Leistung</b>	
Dämpfer	365 kW <sub>th</sub>
Brennerei	60 kW <sub>th</sub>
Gesamt	425 kW <sub>th</sub>
<b>Benötigte Dampfleistung</b>	
Dämpfer	689 kW <sub>Dampf</sub>
Destillation	395 kW <sub>Dampf</sub>
Gesamt	1.084 kW <sub>Dampf</sub>

Eine Brennerei mit einer Produktionskapazität von 20.000 hl r.A./a benötigt größenordnungsmäßig eine elektrische Leistung von 50 kW<sub>el</sub>, einer thermischen Leistung von 425 kW<sub>th</sub> und einer Dampfleistung von 1.084 kW<sub>Dampf</sub>. Im Vergleich der drei Energieformen stellt der Dampf den größten Anteil und bei den Prozessschritten ist die Dampfexplosion der größte Energieverbraucher. Bei der Dampfleistung werden ca. zwei Drittel und bei der Heizwärme sogar 88 % durch den Dämpfer in Anspruch genommen.

Für eine Einschätzung der Deckung des Energiebedarfs durch die Schlempe wird in der Tab. 8-7 die anfallende Schlempe und dann in der Tab. 8-8 daraus mit den in Kapitel 3.5 ermittelten Biogaserträgen die mögliche Leistung einer Biogasanlage berechnet. In der Tab. 8-9 sind die Anteile der Deckung des Energiebedarfs durch die Schlempe dargestellt.

Mit der Schlempe könnte eine Biogasanlage mit einer installierten elektrischen Leistung von 380 kW<sub>el</sub> betrieben werden. Dies entspricht einer thermischen Leistung von 238 kW<sub>th</sub> für Heizwärme auf einem Temperaturniveau von 90 °C und 190 kW<sub>Dampf</sub> für Satttdampf bei einem Druck von 7,0 bar und einer Temperatur von 165 °C. Bei ausschließlicher Nutzung des Feststoffs verringert sich diese Leistung auf 147 kW<sub>el</sub>, bzw. 92 kW<sub>th</sub> und 74 kW<sub>Dampf</sub>.

Tab. 8-7: Berechnung des Anfalls an Schlempe

Ethanolproduktion	20.000	hl r.A./a
Betriebsstunden	8.000	h/a
Ethanolgehalt Maische	5,30	Vol.-%
Silomaismaische	32.624	t/a
	4.078	kg/h
Kohlenstoffdioxid	1.507	t/a
	188	kg/h
85 %iger Ethanol	1.856	t/a
	232	kg/h
Schlempeanfall	29.260	t/a
	3.658	kg/a

r.A.: reiner Alkohol

Tab. 8-8: Berechnung der möglichen Leistung einer Biogasanlage

	Einheit	Roh	Feststoff
Schlempe	t/a	29.260	8.778
Biogasertrag	l/kg <sub>FM</sub>	50	67
Methangehalt	%	52	50
Energiegehalt Methan	kWh/m <sup>3</sup>	10	10
Betriebsstunden	h/a	8.000	8.000
Feuerungswärmeleistung	kW	951	368
elektrischer Wirkungsgrad	%	40	40
thermischer Wirkungsgrad	%	25	25
Dampf Wirkungsgrad	%	20	20
Elektrische Leistung	kW <sub>el</sub>	380	147
Thermische Leistung	kW <sub>th</sub>	238	92
Dampfleistung	kW <sub>Dampf</sub>	190	74

FM: Frischmasse

Tab. 8-9: Deckungsgrad des Energiebedarfs der Brennerei durch die Schlempe

	Einheit	Bedarf	Roh		Feststoff	
			Absolut	Anteil	Absolut	Anteil
Elektrische Leistung	kW <sub>el</sub>	50	380	761%	147	294%
Thermische Leistung	kW <sub>th</sub>	425	238	56%	92	22%
Dampfleistung	kW <sub>Dampf</sub>	1.084	190	18%	74	7%

Vergleicht man diese Werte mit dem Energiebedarf des Brennereiprozesses, so ergeben sich bei der Verwendung der gesamten Schlempe in einer Biogasanlage Deckungsgrade von 761 % für die elektrische Leistung, 56 % für die thermische Leistung und 18 % bei der Dampfleistung. Um die gesamte Dampfleistung durch eine Biogasanlage zur Verfügung zu stellen, müsste diese eine installierte elektrische Leistung von 2,2 MW<sub>el</sub> haben. Ohne den Dämpfer würde die installierte elektrische Leistung der Biogasanlage auf 790 kW<sub>el</sub> sinken.

## **9 PLANUNG DER PILOTANLAGE**

### **9.1 Eruierung und Umsatzplanung der relevanten Sicherheitsbestimmungen**

Einzuhaltende Sicherheitsbestimmungen betreffen im Wesentlichen den Einsatz der gentechnisch veränderten Organismen in den Fermentationsbehältern und die Sicherstellung, diese nicht in die Umwelt einzubringen.

### **9.2 Kontaktierung der Genehmigungsbehörden, Einleiten des Genehmigungsverfahrens**

Da der Antrag für Phase 2 des in diesem Bericht beschriebenen Forschungs- und Entwicklungsprojektes RE<sub>2</sub>ALKO, die Pilotanlage, abgelehnt wurde, konnte auf weiteres Vorgehen bezüglich Kontaktierung der Genehmigungsbehörden sowie Einleiten des Genehmigungsverfahrens verzichtet werden.

### **9.3 Planung des Ausbaus der Brennerei**

Der Betrieb einer anvisierten Pilotanlage unterliegt dem deutschen Gesetz zur Regelung der Gentechnik (GenTG), da die zum Einsatz kommenden Hefen gentechnisch verändert sind. Es entspricht der Sicherheitsstufe S1, der gentechnische Arbeiten zuzuordnen sind, bei denen nach dem Stand der Wissenschaft nicht von einem Risiko für die menschliche Gesundheit und die Umwelt auszugehen ist.

Die Errichtung und der Betrieb gentechnischer Anlagen, in denen gentechnische Arbeiten der Sicherheitsstufe S1 durchgeführt werden sollen, und die vorgesehenen erstmaligen gentechnischen Arbeiten sind von dem Betreiber der zuständigen Behörde vor dem beabsichtigten Beginn der Errichtung oder, falls die Anlage bereits errichtet ist, vor dem beabsichtigten Beginn des Betriebs anzuzeigen.

An der Universität Hohenheim wurde ein Fermenterraum nach Vorlage der S1-Sicherheitsbestimmungen ausgerüstet und zugelassen. Alle nötigen Vorkehrungen sind daher bekannt und können direkt übernommen werden, variieren allerdings in den Bundesländern geringfügig. Ab 20.000 hl Jahresproduktion wird die Anlagenplanung effizient darstellbar. Alle weiteren Daten sind aus Kapitel 12 entnehmbar.

Alle weiteren Einzelheiten zum Genehmigungsverfahren sind im Gesetz zur Regelung der Gentechnik (GenTG) sowie in der Verordnung über die Sicherheitsstufen und Sicherheitsmaßnahmen bei gentechnischen Arbeiten in gentechnischen Anlagen (GenTSV) zu finden:

## **10 OPTIMIERUNG DER BRENNEREIPROZESSE UND ETABLIERUNG DER KREISLAUFFÜHRUNG**

Ziel der Kreislaufführung ist die gezielte Rückführung von Stoffströmen in den Prozess und die Abtrennung von Fraktionen, die den Gesamtprozess verlangsamen oder stören. Insbesondere die energieeffiziente Abtrennung und Wiederverwendung der Schlempe und der flüssigen Phase wird dazu untersucht. Zusätzlich wird der Einsatz der Schlempen als Futtermittel in der Viehveredelung als Alternative gegenüber der direkten Verwertung in einer Biogasanlage geprüft.

### **10.1 Effiziente Abtrennung der Schlempe**

Bei der effizienten Abtrennung der Schlempe werden zwei Ziele verfolgt: Zum einen die weitestgehende Entwässerung der festen Phase und zum anderen die Minimierung des Restgehaltes an Feststoffen in der Flüssigphase, um eine möglichst hohe Rezirkulationsrate der flüssigen Phase zu erreichen. Dazu bedarf es geeigneter Separationstechnologien, die in diesem Kapitel vorgestellt werden. Zudem wurden mit dem Klass-Wendelfilter und einem Schwingsieb Versuche zur Abtrennung von Maissilage- und Strohschlempen, bzw. Maischen, durchgeführt. Die Beschreibung sowie die Ergebnisse und Schlussfolgerungen aus diesen Versuchen sind ebenfalls Bestandteil des Kapitels.

#### **10.1.1 Separationstechnologien**

Im Folgenden werden Separationstechnologien beschrieben, die sich bereits bei der Separation, bzw. Entwässerung, von Gärresten und Gülle sowie in der Abwassertechnik bewährt haben. Sie sind somit grundsätzlich auch für die Separation von Schlempe geeignet. Es werden die Bandfilterpresse, der Pressschneckenseparator, die Dekanterzentrifuge, der Klass-Wendelfilter, das Schwingsieb und das Bogensieb vorgestellt.

##### **Bandfilterpresse**

Pressen zählen zu den ältesten mechanischen Fest-Flüssig-Trennapparaten. Mit der kontinuierlichen Gestaltung des Auspressvorganges und der Entwicklung sowie praktischen Anwendung neuer konstruktiver und automatisierungstechnischer Konzepte, insbesondere für die Separation von Wirtschaftsdünger und Gärresten, wurde die Bedeutung dieser Technologie immer wieder unterstrichen. Eine der älteren Entwicklungen bei den kontinuierlichen Pressen stellt die Bandfilterpresse dar. In der Abb. 10-1 ist eine Bandfilterpresse dargestellt.

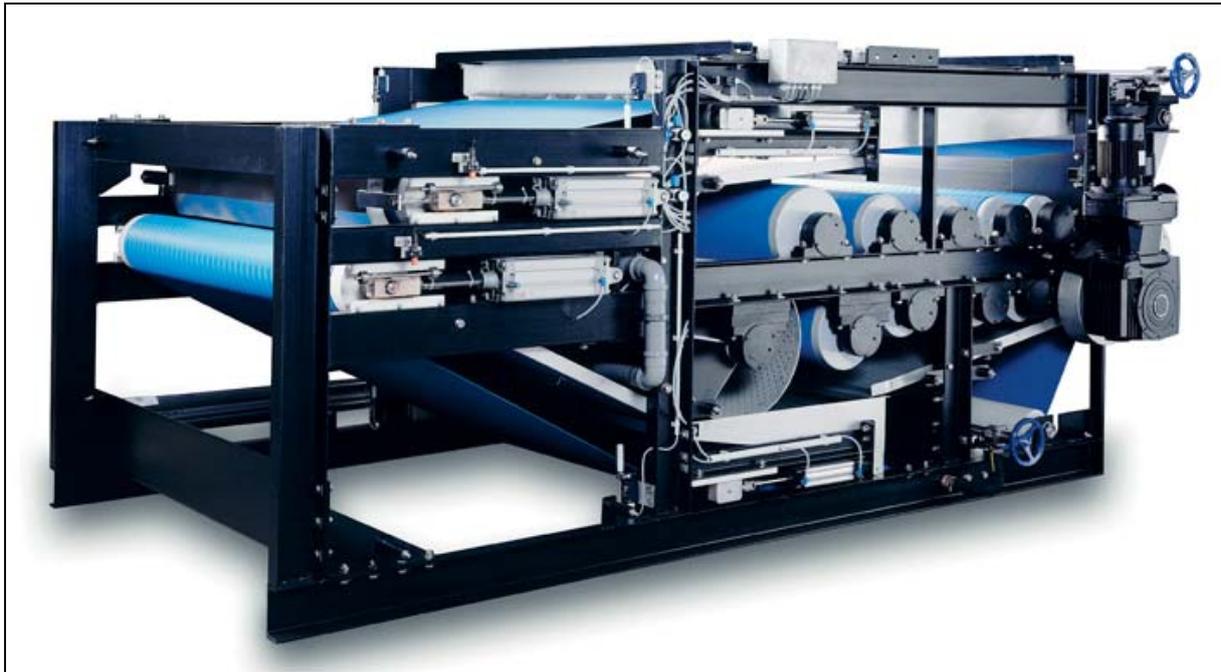


Abb. 10-1: Bandfilterpresse der Fa. Klein [19]

Eine Bandfilterpresse besteht hauptsächlich aus einem auf Rollen gelagerten Filtergewebe, das als Endlosband ausgeführt ist. Das zu entwässernde Gut wird kontinuierlich auf den Anfang des Filterbandes aufgetragen, wobei bereits eine Vorentwässerung durch Schwerkraft erfolgt. Danach läuft das Filterband mit einem zweiten Band zusammen und der dazwischen befindliche Filterkuchen wird durch wechselnde mechanische Beanspruchung über Walzen weiter eingedickt. Mit einem Schaber am Austragspunkt wird der nun größtenteils entwässerte Filterkuchen vom Filterband entfernt. Das Filterband wird über Abspritzeinrichtungen, meist mit Filtrat, gereinigt und danach wieder zum Auftragspunkt zurückgeführt. In der Abb. 10-2 ist die Funktionsweise der Bandfilterpresse schematisch dargestellt.

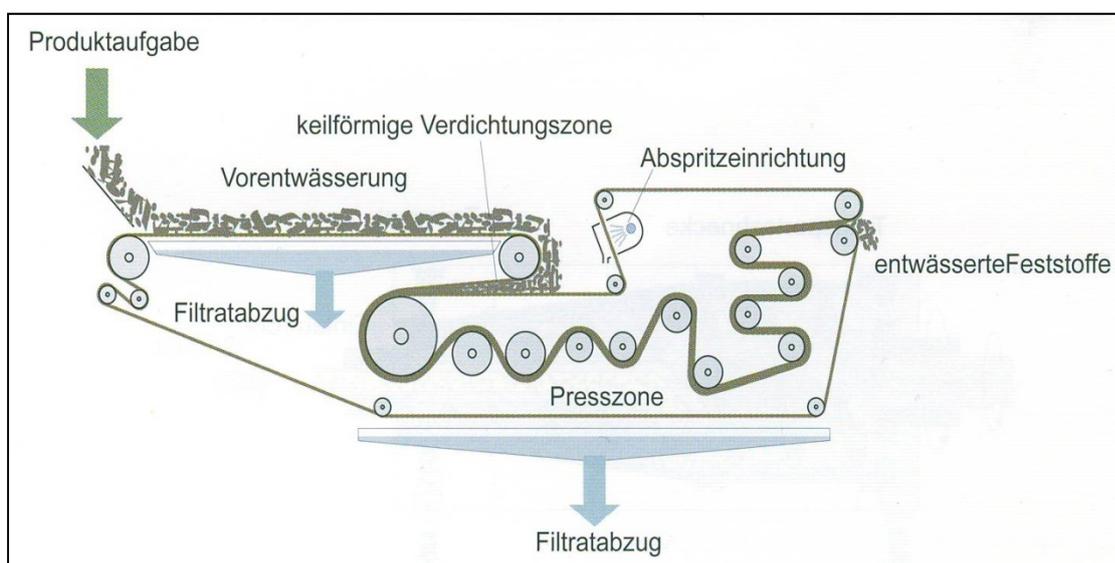


Abb. 10-2: Schematische Darstellung einer Bandfilterpresse [20]

Als Verfahrensvariante kann zusätzlich ein Vakuum an das Filterband angelegt werden. Durch den Unterdruck an der Unterseite des Filterbandes wird die Filtrationswirkung verstärkt. Weitere Einflussfaktoren, die den Abscheidegrad beeinflussen, sind die Charakteristik des zu entwässernden Gutes sowie die Größe der Siebmaschen im Filterband.

Vorteile des Verfahrens liegen im erhöhten Entfernungsgrad der Feststoffe gegenüber den Pressschneckenseparatoren und dem geringeren Energieverbrauch von etwa 1,5 - 2,0 kWh<sub>el</sub>/m<sup>3</sup> im Vergleich zur Dekanterzentrifuge [20].

### **Pressschneckenseparator (Schneckenpresse)**

Eine zweite Entwicklungslinie der Pressen stellen die Pressschneckenseparatoren, auch Schneckenpressen genannt, dar. Ein Pressschneckenseparator besteht aus einer langsam in einer zylindrischen Siebtrommel rotierenden Förderschnecke, die gegen einen äußeren Pressdruck fördert. In der Abb. 10-3 ist ein Pressschneckenseparator der Fa. FAN Separator abgebildet.



Abb. 10-3: Pressschneckenseparator der Fa. FAN Separator [21]

Im mittleren Bereich der Schneckenpresse befindet sich eine Siebtrommel mit einer definierten Maschenweite. Während der Feststoff langsam mit einer Schnecke durch die Siebtrommel weitergefördert wird, läuft die flüssige Phase durch die Sieböffnungen ab. Je nach Bauweise erfolgt eine kontinuierliche Verdichtung der zurückgehaltenen Feststoffe und somit eine

verstärkte Entwässerung durch Verdickung der zentralen Welle oder Verengung der Schnecke gegen den Austragsbereich. Am Austragsende sind Widerstandsklappen angebracht, die zur Ausbildung eines Staupfropfens führen. Diese Widerstandsklappen gibt es je nach Hersteller in verschiedenen Ausführungen. Dabei kann der Widerstand auf vielfältigste Weise generiert werden. Am häufigsten wird dies über verstellbare Gewichte an den Klappen realisiert. Durch Einstellung der Gewichte an den Widerstandsklappen, bzw. des Gegendrucks, kann der Grad der Aufkonzentrierung der Feststoffe reguliert werden. In der Abb. 10-4 ist der schematische Aufbau eines Pressschneckenseparators dargestellt.

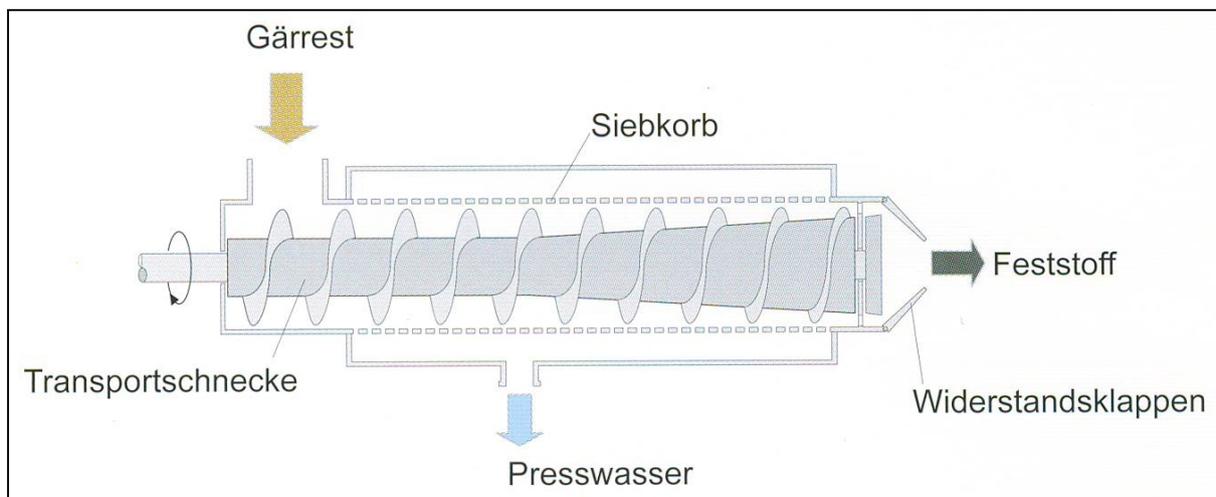


Abb. 10-4: Schematische Darstellung eines Pressschneckenseparators [20]

Die Reinigung der Siebtrommel erfolgt im laufenden Betrieb mit Bürsten oder Abstreifern an den Schneckenwendeln sowie durch intervallmäßige Spülung von außen. Der Abscheidegrad der Feststoffe kann durch die Wahl der Maschenweite der Siebtrommel über einen großen Bereich variiert werden. Die tatsächliche Abscheideleistung des Separators wird von den Eigenschaften des zu entwässernden Gutes, insbesondere Trockensubstanzgehalt und Fasergehalt, sowie den Einstellungen an der Pressschnecke beeinflusst. Je höher der Trockensubstanzgehalt im Ausgangsgut, desto größer ist die erreichbare Volumenreduktion.

Der Trockensubstanzgehalt der erhaltenen Feststofffraktion liegt in Abhängigkeit der Charakteristik des Ausgangsgutes im Bereich von 15 – 30 % TS. Aufgrund der einfachen Verfahrensweise ist der Feststoffanteil in der Flüssigphase mit etwa 3 – 4 % TS vergleichsweise hoch. Der Energieverbrauch liegt im Bereich von ca. 0,4 – 0,5 kWh<sub>el</sub>/m<sup>3</sup> [20].

### Dekanterzentrifuge

In einer Dekanterzentrifuge werden mit Hilfe von Zentrifugalkräften die festen Bestandteile aus dem zu entwässernden Gut abgetrennt. Damit lassen sich bei einer ausreichenden Sedimentationsgeschwindigkeit selbst feine Feststoffe abtrennen. Die Sedimentationsgeschwin-

digkeit hängt von der Partikelgröße, ihrer Form, der Dichtedifferenz zwischen Feststoff und Flüssigkeit sowie deren Viskosität ab. Die Dekanterzentrifuge besteht aus einer schnell rotierenden Manteltrommel, in deren Innenraum sich eine Transportschnecke befindet. Die Rotationsgeschwindigkeit der Transportschnecke ist dabei gegenüber der Manteltrommel etwas höher. In der Abb. 10-5 ist eine Dekanterzentrifuge dargestellt.

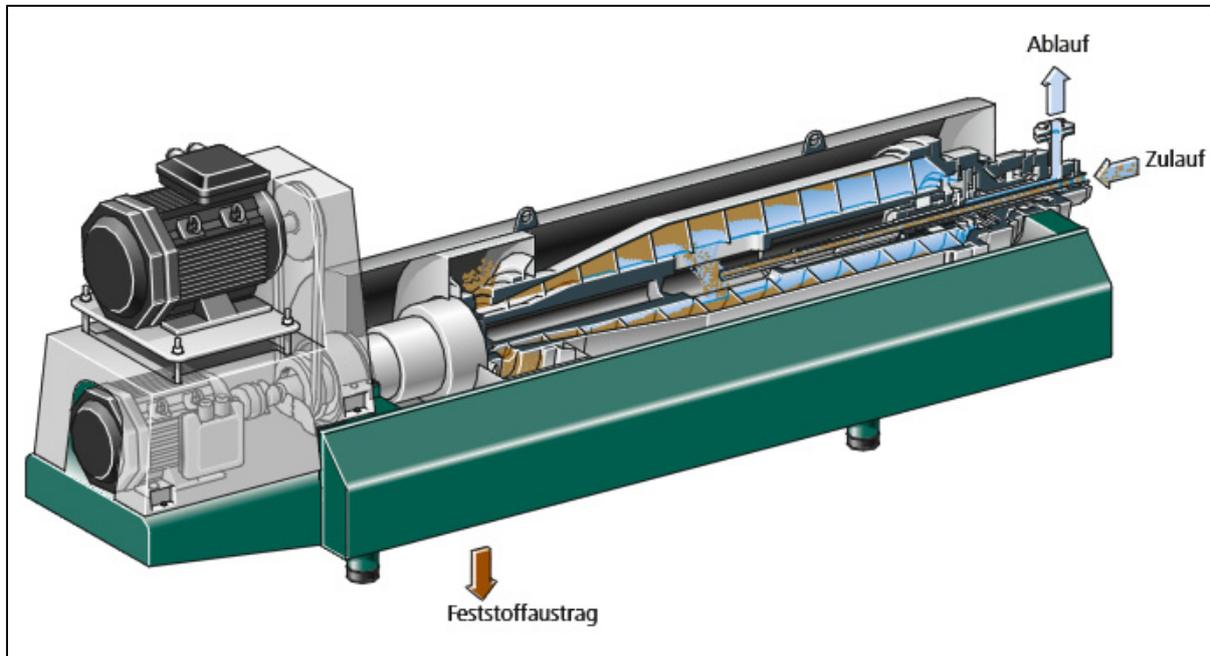


Abb. 10-5: Schnittbild einer Dekanterzentrifuge der Fa. GEA Westfalia Separator [22]

Das zu entwässernde Gut wird kontinuierlich durch die hohle Feststofftransportschnecke hindurch etwa in die Mitte der Vollmanteltrommel eingebracht. Durch Einwirkung der Zentrifugalkraft lagert sich der Feststoff auf der Mantelfläche ab. Die etwas schneller als die Vollmanteltrommel drehende Transportschnecke fördert den Feststoff zur Entfeuchtung zum Austrag am verjüngten Ende der konischen Trommel. Die Flüssigkeit strömt zwischen den Schneckengängen zum entgegengesetzten Ende des zylindrischen Teils. In dieser Klärzone setzen sich auch die feinsten Feststoffteilchen ab. Die geklärte Flüssigkeit verlässt die Maschine über das Überlaufwehr durch das tangential angeordnete Ablaufrohr. In der Abb. 10-6 ist der schematische Aufbau einer Dekanterzentrifuge dargestellt.

Gegenüber den vorgestellten Pressen sind Dekanterzentrifugen technisch wesentlich aufwendiger, jedoch lassen sich dadurch auch größere Abtrenngrade bis 30 % TS erzielen. Beeinflusst wird der Abscheidegrad der Feststoffe und deren Trockensubstanzgehalt durch die Trommeldrehzahl, die Differenzdrehzahl der innenliegenden Schnecke, die Höhe des Überlaufwehres und dem Materialdurchsatz.

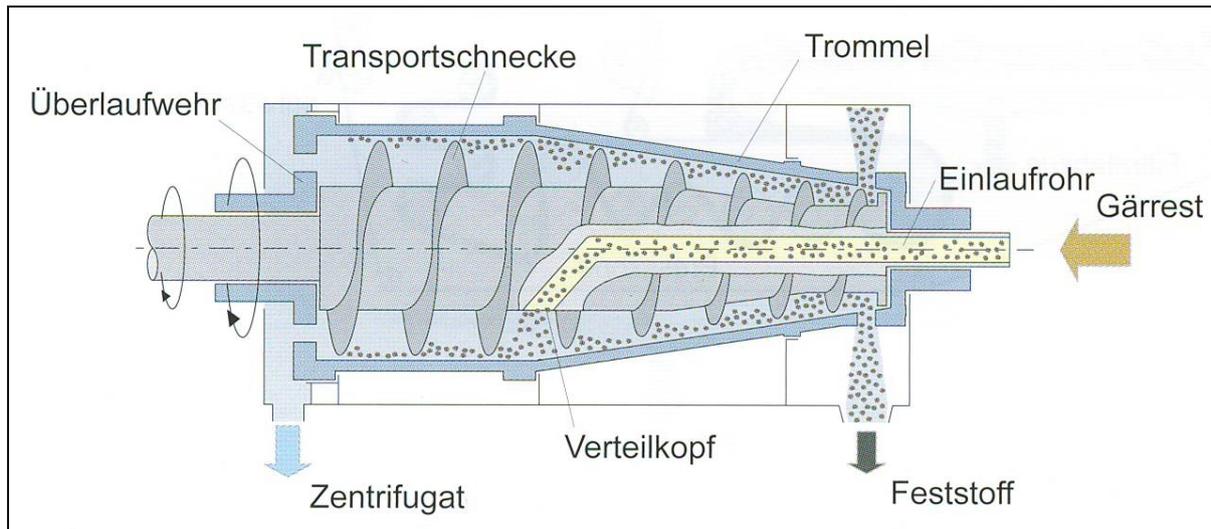


Abb. 10-6: Schematische Darstellung einer Dekanterzentrifuge [20]

Vorteil der Dekanterzentrifuge gegenüber der Schneckenpresse ist die weit bessere Abscheidung von Kleinstpartikeln und somit der geringere Feststoffgehalt im Ablauf. Dem stehen höhere Investitionskosten und ein weit höherer Energieverbrauch im Bereich von 3 - 5 kWh<sub>el</sub>/m<sup>3</sup> gegenüber. Des Weiteren benötigen Dekanterzentrifugen eine konstante Zusammensetzung des Eintrittsmaterials und unterliegen im Vergleich zu Pressschnecken separatoren einem höheren Verschleiß, was zu einer Erhöhung der Betriebskosten führt [20].

### Klass-Wendelfilter

Bei dem Klass-Wendelfilter handelt es sich um einen sogenannten Feinsiebunterdruckseparator, bei dem eine Hebewendel den Feststoff gleichmäßig von unten nach oben durch einen perforierten Siebzylinder fördert. Es handelt sich folglich um keine Presswendel. An dem Filterrohr liegt zur Unterstützung des Filtratabflusses von außen ein Vakuum an. In der Abb. 10-7 ist ein Klass-Wendelfilter dargestellt.

Das zu entwässernde Gut wird in einen Vorlagebehälter gepumpt und über das Verteilerrohr der Filtersäule zugeführt. Die Wendel nimmt das Material auf und fördert es vertikal durch ein perforiertes Filterrohr in Richtung Auswurf. Auf dem Weg nach oben werden die Feststoffe in der Wendel eingedickt und entfeuchtet. Dies geschieht mittels Schwerkraft und durch das außen am Filterrohr anliegende Vakuum, das den Filtratabfluss entscheidend unterstützt. Durch Abstreifer am Rand der Wendel wird das Filterrohr von innen kontinuierlich gereinigt. In der Abb. 10-8 ist eine Schemazeichnung des Klass-Wendelfilters zu sehen.



Abb. 10-7: Klass-Wendelfilter der Fa. Klass

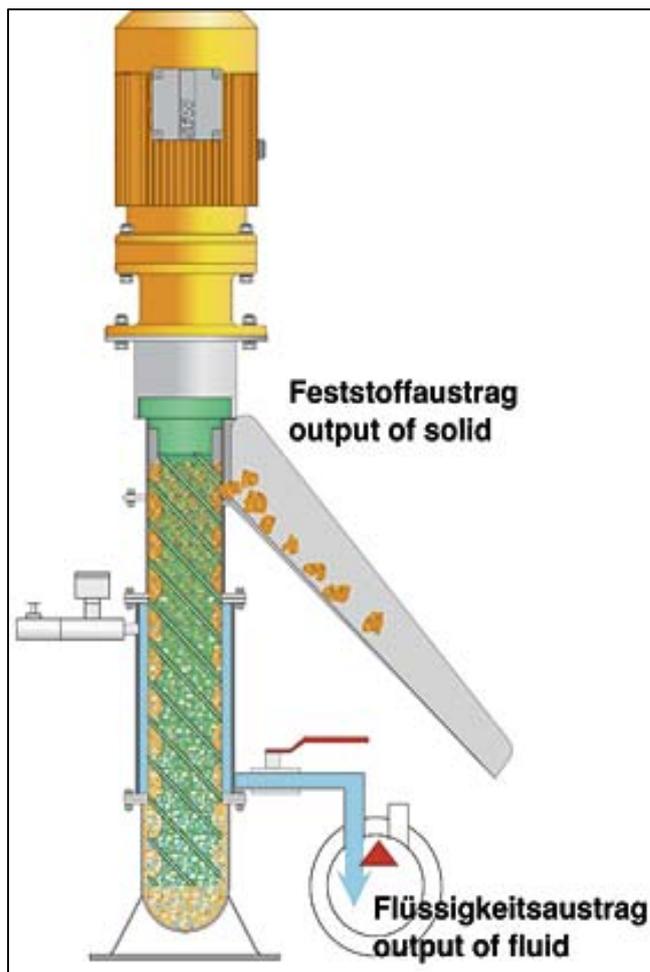


Abb. 10-8: Schemazeichnung des Klass-Wendelfilters [23]

Der Trockensubstanzgehalt des Feststoffes kann bis zu 30 % TS betragen. Dabei ist die tatsächliche Abscheideleistung vom zu entwässernden Gut abhängig. Der Unterdruck ist für den Trockensubstanzgehalt der Feststoffe maßgebend; er kann durch den Vakuumregler zwischen 0,1 und 0,7 bar eingestellt werden. Die Maschenweite des Filterrohrs beträgt 80 oder 100  $\mu\text{m}$  und die Hebewendel kann durch unterschiedliche Steigungen sowie durch eine unterschiedliche Anzahl der Wendelzüge direkt an die Beschaffenheit des zu entwässernden Gutes angepasst werden. Für einen höheren Durchsatz ist das Verteilerrohr optional auf bis zu vier Filtersäulen erweiterbar.

Gegenüber den Filterpressen zeichnet sich der Klass-Wendelfilter, aufgrund des Feinfilters mit einer Maschenweite von 80 oder 100  $\mu\text{m}$ , durch einen höheren Abscheidegrad und geringere Energiekosten aus. Zudem können auch Suspensionen mit sehr niedrigem Trockensubstanzgehalt bearbeitet werden. Da die Wendel senkrecht steht, gibt es keine Anlaufphase und es kann kein unsepariertes Gut aus dem Gerät auslaufen.

### **Schwingsieb**

Schwingsiebe gibt es in allen Variationen und werden hauptsächlich zur Siebung von trockenen Schüttgütern eingesetzt. Man kann sie jedoch auch für die Entwässerung nutzen. Der runde Abscheider der Fa. Sweco, Abb. 10-9, ist eine Siebmaschine, die um ihren eigenen Schwerpunkt schwingt.

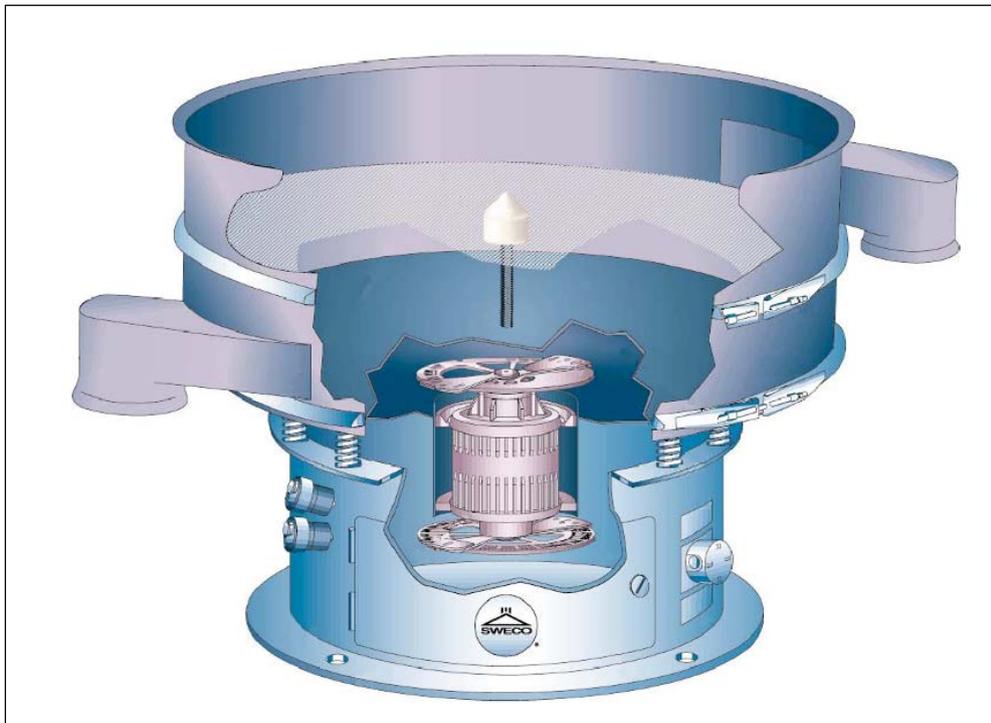


Abb. 10-9: Rundabscheider der Fa. Sweco [24]

Die Drehung des oberen Gewichts erzeugt eine Schwingung in der Horizontalebene, wodurch das Material über das Siebgewebe hinweg an den Rand des Siebs bewegt wird. Das untere Gewicht dient der Neigung der Maschine und erzeugt Schwingungen in der Vertikal- und Tangentialebene. Der Einstellwinkel des unteren Gewichts im Verhältnis zum oberen Gewicht ermöglicht die variable Kontrolle des spiralförmigen Siebbewegungsablaufs. Geschwindigkeit und Ablauf der spiralförmigen Bewegung des Materials auf der Sieboberfläche können vom Bediener auf maximalen Durchsatz und maximale Siebeffizienz eingestellt werden.

Schwingsiebe gibt es in verschiedenen Größen und mit unterschiedlichen Siebböden. Durch bis zu vier Siebdecks kann über Maschen- oder Lochsiebe gesiebt werden. Maschenweiten gibt es von 0,026 – 11,10 mm. Damit lassen sich Trockensubstanzgehalte bis zu 25 % in der festen Phase erreichen.

Das Schwingsieb erfordert keine speziellen Untergründe oder Fundamente und nur eine geringe Stellfläche. Die einfache, aber robuste Konstruktion benötigt wenig Eingangsleistung und besitzt eine lange Haltbarkeit. Die einfache Handhabung und der einfache Austausch der Siebe sind weitere Vorteile.

Zu kleine Maschenweiten bergen die Gefahr des Verstopfens und können außerdem aufgrund des vermehrten Flüssigkeitsanteils zu einer starken Erhöhung der Menge abgetrennten Materials führen. Mit Hilfe von Ringen oder Kugeln unter dem Siebboden kann dem entgegen gewirkt werden, da diese die Siebmaschen im Betrieb durch schaben oder klopfen reinigen und somit die Siebleistung verstärken.

### **Bogensieb**

Als Alternative zu Schwingsieben können auch Bogensiebe eingesetzt werden. Bogensiebe bestehen aus einer nach unten verlaufende, bogenförmige Siebplatte. Das Siebgut wird vom oberen Rand zugeführt. Grobstoffe gleiten über die Stäbe und werden unten abgezogen. Wasser und Feinpartikel treten zwischen den Siebstäben hindurch. In der Abb. 10-10 ist ein in einer Brennerei eingesetztes Bogensieb zu sehen.

Als Variante kann die Siebplatte zusätzlich in Vibration versetzt werden, um Verstopfungen zu vermeiden und das Siebergebnis zu verbessern. Periodisch aktivierte Spüleinrichtungen sorgen für eine regelmäßige Reinigung der Siebfläche. Vorteile sind die geringen Investitionskosten und Betriebskosten sowie die einfache Handhabung.



Abb. 10-10: Bogensieb der Forschungs- und Lehrbrennerei der Universität Hohenheim

### 10.1.2 Abtrennversuche

Aus den im Kapitel 3.4.1 beschriebenen Separationstechnologien standen der Klass-Wendelfilter und ein Schwingsieb der Fa. Sweco zur Verfügung. Da es bisher keine Erfahrungen mit der Separation von Schlempen aus lignocellulosehaltigen Rohstoffen gibt, wurden diese Separationstechnologien für erste Abtrennversuche mit Maissilage- und Strohmaische, bzw. -schlempe, eingesetzt. Das Material für die Versuche wurde von der Universität Hohenheim gestellt. Zur Verfügung standen Maissilage und Stroh, jeweils nach den Verfahrensschritten Hydrolyse, Fermentation und Destillation. Um mögliche Veränderungen in den einzelnen Substraten, bzw. nach der Separation, feststellen zu können, wurden bei allen flüssigen Fraktionen die elektrische Leitfähigkeit, Temperatur und der pH-Wert gemessen. Zudem wurden für alle Fraktionen die Trockenrückstandsgehalte (TR) und der organische Anteil des Trockenrückstands (oTR) bestimmt.

#### **Klass-Wendelfilter**

Die Vorteile des Klass-Wendelfilters sind der vergleichsweise niedrige Stromverbrauch und die Vielzahl an Einstellmöglichkeiten. Insbesondere bei der Separation von Gülle hat sich der

Klass-Wendelfilter als geeignet herausgestellt. Anhand dieser Erfahrungen wurde für die Abtrennversuche ein Filterrohr mit 100 µm Maschenweite gewählt. Als Drehfrequenzen der Wendel wurden 30 und 50 Hz eingestellt. In der Tab. 10-1 sind die verfügbaren Wendeln aufgeführt.

Tab. 10-1: Wendelverzeichnis

Züge	Steigung	TR-Gehalt		Durchsatz
		Feststoff	Filtrat	
3-zügig	30°	↓ steigt	konstant	↑ steigt
4-zügig	38°			
5-zügig	25°			
5-zügig	35°			
5-zügig	40°			
5-zügig	45°			

Je mehr Züge die Wendel hat und je steiler deren Steigung, desto höher wird der TR-Gehalt im Feststoff bei gleichzeitig sinkendem Durchsatz. Demgegenüber bleibt der TR-Gehalt im Filtrat immer konstant.

Begonnen wurde mit fermentiertem Stroh und der 3-zügigen Wendel bei 30 Hz. Nachdem der Klass-Wendelfilter normal anliefe und Filtrat sowie Feststoff förderte, endete die Förderung nach etwa einer Minute obwohl der Wendelfilter weiterlief. Da sich die Wendel nicht zugesetzt hatte, lag die Vermutung nahe, dass es sich um eine Verstopfung im Zulaufrohr handelte. In der Abb. 10-11 ist die Wendel nach dem Versuch mit fermentiertem Stroh zu sehen.



Abb. 10-11: Wendel aus Klass-Wendelfilter mit fester Fraktion von fermentiertem Stroh

Mit Hilfe mechanischer Unterstützung durch einen Schlauch wurde versucht den Zufluss zur Wendel zu verbessern. Dies gelang nur so weit, als dass genug Probematerial jeweils für die beiden Drehfrequenzen gewonnen werden konnte. Der Versuch die destillierte Strohprobe zu

separieren scheiterte. Da weitere Versuche mit dem Material Stroh ohne massive Unterstützung durch nachstopfen aussichtslos erschienen, wurden diese an dieser Stelle abgebrochen.

Die Separation von destillierter Maissilage mit der 3-zügigen Wendel bei 30 Hz funktionierte zu Beginn gut, wurde jedoch immer schwerfälliger. Durch erneutes nachstopfen mit dem Schlauch konnte ausreichend Probematerial für beide Drehfrequenzen separiert werden. In der Abb. 10-12 sind die Fraktionen von destillierter Maissilage nach der Separation zu sehen.



Abb. 10-12: Feste (l.) und flüssige (r.) Fraktion von destillierter Maissilage nach Klass-Wendelfilter

Bei weiteren Abtrennversuchen mit hydrolysiertes Maissilage sowie der 4-zeiligen Wendel mit 25° Steigung und der 5-zeiligen Wendel mit 45° Steigung jeweils bei 30 Hz funktionierten nicht. In der Tab. 10-2 sind die Untersuchungsergebnisse der gewonnenen Proben aus den Versuchen mit dem Klass-Wendelfilter für Stroh und Maissilage aufgeführt.

Tab. 10-2: Versuchsergebnis Klass-Wendelfilter

Lfd. Nr.	Substrat		Wendel		Frequenz	Fraktion	TR-Gehalt	oTR-Gehalt	elektrische Leitfähigkeit	Temperatur	pH
							[%]	[%]	[mS/cm]	[°C]	
1	Stroh	hydrolysiert			30	roh	3,3	90,4	2,51	18,6	3,85
2		roh				6,9	93,7	2,27	27,4	3,78	
3		fermentiert	3-zeilig	30°	30	flüssig	1,6	85,9	2,42	22,1	3,83
4						fest	18,1	95,1			
5						flüssig	1,9	84,7	2,71	21,8	3,82
6		fest	19,3	96,2							
7		destilliert				roh	6,1	93,2	2,35	41,6	3,84
8	hydrolysiert				roh	15,1	95	5,82	18,2	3,84	
9	fermentiert				roh	14,3	96,8	5,96	26,5	3,83	
10	Mais	destilliert			30	roh	10,6	95,1	6,15	36,8	3,85
11						flüssig	7,5	93,4	6,34	32,4	3,86
12		fest	24,3	95,7							
13		destilliert	3-zeilig	30°	50	flüssig	8,7	93,4	6,96	27,5	3,84
14						fest	23,4	95,4			

TR: Trockenrückstand; oTR: organischer Anteil des Trockenrückstands

Aufgrund der beschriebenen Schwierigkeiten bei der Durchführung der Abtrennversuche mit dem Klass-Wendelfilter hat auch die Aussagefähigkeit der Ergebnisse eher tendenziellen Charakter. Beim Stroh sind TR-Gehalte im Feststoff bis zu ca. 19 % TR und bei der Maissilage bis zu ca. 24 % TR erreichbar. Der pH-Wert ist sehr niedrig und liegt bei allen Proben einheitlich zwischen 3,8 und 3,9. Die elektrische Leitfähigkeit beschreibt den Anteil der gelösten Salze. Bei der Rückführung der flüssigen Phase in den Prozess kann der Salzgehalt durch Aufkonzentration zum begrenzenden Faktor werden. Tatsächlich liegt die elektrische Leitfähigkeit in den Filtraten höher als beim Ausgangssubstrat.

Durch die hohen TR-Gehalte und Faseranteile in den Ausgangssubstraten verstopft das Zulaufrohr im Klass-Wendelfilter sehr schnell. Verstärkt wird dieser Effekt wahrscheinlich durch die Vakuumpumpe, die das Filtrat bereits aus dem Zulaufrohr absaugt und dadurch die Wendel den Feststoff nicht fördern kann. Daher erscheint der Klass-Wendelfilter als Separationstechnologie für die betrachteten Substrate als ungeeignet.

### Schwingsieb

Für die Versuche mit dem Schwingsieb wurde als Ausgangsmaterial Stroh und Maissilage jeweils in fermentierter Form verwendet, von denen pro Durchgang 10 l separiert wurden. Die Einstellmöglichkeiten beim Schwingsieb beschränkten sich auf die Wahl der Maschenweite beim Siebboden. Für die Versuche wurde aus den vorhandenen Sieben das mit der kleinsten Maschenweite von 0,3 mm, das mit der größten Maschenweite von 1,52 mm und eines im mittleren Bereich mit einer Maschenweite von 0,93 mm gewählt. In den Tab. 10-3 und Tab. 10-4 sind die Ergebnisse der Versuche dargestellt. Zusätzlich wurden die Massenströme aufgenommen.

Tab. 10-3: Versuchsergebnis Schwingsieb Stroh fermentiert

Lfd. Nr.	Siebweite	Fraktion	Masseanteil		TR-Gehalt	oTR-Gehalt	elektrische Leitfähigkeit	Temperatur	pH-Wert
	[mm]		[g]	[%]	[%]	[%]	[mS/cm]	[°C]	
1	roh, ausgedampft				16,1	91,0	3,19	39,7	3,90
2	roh		10.524	100	15,3	91,1	2,68	18,9	3,90
3	0,3	flüssig	4.926	46,8	6,2	82,3	3,00	18,7	3,88
4		fest	5.598	53,2	21,0	94,7			
5	0,93	flüssig	4.776	45,4	8,0	83,9	2,83	19,3	3,87
6		fest	5.748	54,6	19,7	94,1			
7	1,52	flüssig	4.132	39,3	8,7	85,0	2,79	20,4	3,89
8		fest	6.392	60,7	22,6	94,0			

TR: Trockenrückstand; oTR: organischer Anteil des Trockenrückstands

Tab. 10-4: Versuchsergebnis Schwingsieb Mais fermentiert

Lfd. Nr.	Siebweite	Fraktion	Masseanteil		TR-Gehalt	oTR-Gehalt	elektrische Leitfähigkeit	Temperatur	pH-Wert
	[mm]		[g]	[%]	[%]	[%]			
1	roh, ausgedampft				9,6	94,3	6,50	36,4	3,81
2	roh		10.749	100	5,9	90,9	5,98	18,6	3,82
3	0,3	flüssig	7.544	70,2	6,7	89,6	6,29	18,7	3,74
4		fest	3.205	29,8	19,1	95,9			
5	0,93	flüssig	7.510	69,9	7,1	89,5	6,12	18,6	3,80
6		fest	3.239	30,1	14,9	94,9			
7	1,52	flüssig	7.923	73,7	7,2	89,6	6,08	18,5	3,81
8		fest	2.826	26,3	19,3	95,9			

TR: Trockenrückstand; oTR: organischer Anteil des Trockenrückstands

Bei der elektrischen Leitfähigkeit und dem pH-Wert wurden vergleichbare Werte wie bei den Versuchen mit dem Klass-Wendelfilter gemessen. Mit zunehmender Siebweite sinkt im geringen Maße die elektrische Leitfähigkeit im Filtrat. Die TR-Gehalte in der flüssigen Phase steigen dagegen leicht, zum Beispiel bei der Maissilage von 6,7 % TR auf 7,2 % TR. Der Masseanteil der festen Phase bei Stroh steigt von 53,2 % auf 60,7 % mit einem TR-Gehalt von ca. 20 % TR. Bei der Maissilage liegen die Masseanteile des Feststoffs zwischen 26,3 % und 30,1 % und der TR-Gehalt zwischen 14,9 % TR und 19,3 % TR. In der Abb. 10-13 sind die festen Fraktionen von fermentierter Maissilage und fermentiertem Stroh zu sehen.



Abb. 10-13: Feste Fraktionen von fermentierter Maissilage (l.) und fermentiertem Stroh (r.) nach Siebung mit 1,52 mm Maschenweite

Insgesamt liegen alle vergleichbaren Werte in einem engen Bereich. Daher scheint die Siebweite nur einen geringen Einfluss auf das Ergebnis der Separation zu haben. Allerdings setzte sich bei dem 0,3 mm Sieb bedeutend mehr Feststoff am Rand des Siebes fest als beim 1,52 mm Sieb. Dies ist in der Abb. 10-14, in der das Schwingsieb nach der Separation von

Maissilage mit einer Siebweite von 0,3 mm und nach der Separation von Stroh mit einer Siebweite von 1,52 mm dargestellt ist, eindeutig zu erkennen.



Abb. 10-14: Schwingsieb mit 0,3 mm Maschenweite nach der Separation von Maissilage (l.) und mit 1,52 mm Maschenweite nach der Separation von Stroh (r.)

Grundsätzlich liefert das Schwingsieb gute Ergebnisse. Durch den Einsatz eines linear schwingenden Siebes könnten sich diese noch verbessern lassen, da sich bei einem Linear-schwinger weniger Feststoffe auf dem Weg zum Auswurf am Rand des Siebes festsetzen würden.

Bei einer Rückführung der flüssigen Phase ist vor allen Dingen auf den pH-Wert zu achten. Dieser ist bereits beim Ausgangsmaterial mit etwa 3,8 sehr niedrig. Der niedrige pH-Wert gibt einen Hinweis auf starke Konzentrationen an organischen Säuren wie Essigsäure oder Propionsäure. Diese können bei zu hohen Konzentrationen hemmend auf die Hefen wirken. Ein weiterer Einflussfaktor ist der Salzgehalt, der durch die elektrische Leitfähigkeit beschrieben wird. Die elektrische Leitfähigkeit im Filtrat liegt jedoch nur marginal über den Werten im Ausgangssubstrat. Bei einer Bestimmung der maximalen Rezirkulationsrate sind somit insbesondere der Gehalt organischer Säuren sowie der Salzgehalt im Filtrat zu beachten.

Zur Vervollständigung sind in Tab. 10-5 die Ergebnisse der Separationen bei einer Maschenweite von 1,52 mm mit der gepufferten Maissilageschlempe sowie der Hanf-Triticale- und Topinambur-Triticale-Schlempe dargestellt. Gegenüber den vorangegangenen Versuchen ergaben sich keine wesentlichen neuen Erkenntnisse. Bemerkenswert sind jedoch die niedrigen pH-Werte von etwa 3,9 bei den Fraktionen der Hanf-Triticale- und Topinambur-Triticale-Schlempe. Schließlich zeigten die entsprechenden Proben der Maissilage und des Strohs unter diesen pH-Werten bei der Biogaspotenzialbestimmung eine Hemmung.

Tab. 10-5: Ergebnisse Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite für Maissilage-, Hanf-Triticale- und Topinambur-Triticale-Schlempe

Lfd. Nr.	Material	Fraktion	Masseanteil		TR-Gehalt	oTR-Gehalt	elektrische Leitfähigkeit	Temperatur	pH-Wert
			[g]	[%]	[%]	[%]	[mS/cm]	[°C]	
1	Maissilage	roh	3.231	100	13,2	82,6	10,0	10,0	5,4
2		flüssig	2.230	69	8,7	75,1	10,6	10,0	5,6
3		fest	1.002	31	20,4	89,8			
4	Hanf-Triticale	roh	2.658	100	11,1	92,7	5,5	16,1	3,8
5		flüssig	1.919	72	9,1	93,8	5,8	16,0	3,9
6		fest	739	28	25,7	96,9			
7	Topinambur-Triticale	roh	3.018	100	10,8	93,6	9,2	14,1	3,9
8		flüssig	2.240	74	7,4	84,8	9,2	14,9	3,9
9		fest	778	26	25,8	96,2			

TR: Trockenrückstand; oTR: organischer Anteil des Trockenrückstands

## 10.2 Einsetzbarkeit der Reststoffe als Futtermittel

Schlempen aus der kombinierten Cellulose- und Stärkevergärung eignen sich hervorragend als Tierfutter. Verantwortlich hierfür sind die hohen Proteingehalte. Geforderte Rohproteinwerte im Tierfutter liegen bei der bei der Bullenmast (Landwirtschaftskammer NRW, 2012) bei:

Anfangsmast: 170 – 180 g/kg TM im Futter

Mittel- & Endmast: 120 – 140 g/kg TM im Futter

Nachfolgend sind die Ergebnisse der Futtermittelwertanalyse der Landesanstalt für landwirtschaftliche Chemie dargestellt. Die auffallend hohen Rohaschegehalte entstehen, da bis zu 60 % der eingesetzten Biomasse, also Stärke, Cellulose und Hemicellulose, aufgrund der alkoholische Gärung und Destillation fehlen. Bei der Maissilage müssen zusätzlich die gebildeten organischen Säuren während der Silierung bedacht werden.

Alle drei Schlempen erfüllen die Anforderungen als Futtermittel für Mittel- und Endmast bei Bullen, die Maissilage-Triticaleschlempe erfüllt sogar die Anforderung als Futtermittel für die Anfangsmast.

Tab. 10-6: Chemischer Befund der Maissilage-Triticale-Schlempe der Landesanstalt für landwirtschaftliche Chemie an der Universität Hohenheim

Parameter	Einheit	Ergebnis in Trockensubstanz	Ergebnis in Originalsubstanz
Wasser	%	0	85,5
Trockensubstanz (TS)	%	100	14,5
Rohasche	%	23	3,3
Rohprotein	%	18,7	2,7
Rohfett	%	3,4	0,49
Rohfaser	%	9,1	1,3
Gasbildung	ml/200 mg	33,7	4,9
Energiegehalt (NEL)	MJ/kg	3,8*	

\*berechnet nach Formel 14b Steingass, H. und Menke, K-H., 1986; Übers. Tierernährung 14, 251-270

Tab. 10-7: Chemischer Befund der Hanf-Triticale-Schlempe der Landesanstalt für landwirtschaftliche Chemie an der Universität Hohenheim

Parameter	Einheit	Ergebnis in Trockensubstanz	Ergebnis in Originalsubstanz
Wasser	%	0	84
Trockensubstanz (TS)	%	100	16
Rohasche	%	4,9	0,78
Rohprotein	%	12,8	2,1
Rohfett	%	1,7	0,28
Rohfaser	%	36,8	5,9
Gasbildung	ml/200 mg	44,5	7,1
Energiegehalt (NEL)	MJ/kg	5,4*	

\*berechnet nach Formel 14b Steingass, H. und Menke, K-H., 1986; Übers. Tierernährung 14, 251-270

Tab. 10-8: Chemischer Befund der Topinambur-Triticale-Schlempe der Landesanstalt für landwirtschaftliche Chemie an der Universität Hohenheim

Parameter	Einheit	Ergebnis in Trockensubstanz	Ergebnis in Originalsubstanz
Wasser	%	0	82,7
Trockensubstanz (TS)	%	100	17,3
Rohasche	%	9,7	1,7
Rohprotein	%	12,7	2,2
Rohfett	%	2,3	0,4
Rohfaser	%	24,4	4,2
Gasbildung	ml/200 mg	31,3	5,4
Energiegehalt (NEL)	MJ/kg	3,7*	

\*berechnet nach Formel 14b Steingass, H. und Menke, K-H., 1986; Übers. Tierernährung 14, 251-270

## 11 BUTANOLFERMENTATION

*Saccharomyces cerevisiae* ist natürlicherweise in der Lage neben Ethanol auch kleinere Mengen höherer Alkohole wie z.B. Isobutanol zu produzieren. Diese höheren Alkohole werden jedoch aus Aminosäuren generiert und lediglich in geringen Mengen produziert. Höhere Alkohole, wie auch Isobutanol, besitzen im Vergleich zu Ethanol jedoch bessere physikalische Eigenschaften. Daher soll *S. cerevisiae* durch gezieltes *genetic engineering* dahingehend genetisch manipuliert werden, dass größere Mengen an Isobutanol produziert werden. Um dies zu ermöglichen soll u.a. Glukose und nicht die Aminosäure Valin als Substrat dienen. Hierfür müssen Teilabschnitte unterschiedlicher Stoffwechselwege miteinander kombiniert werden. Es handelt sich bei den Stoffwechselwegen um die Glykolyse, bei der ein Molekül Glukose zu zwei Molekülen Pyruvat oxidiert wird, um den Valin-Biosyntheseweg und den sog. Ehrlich Pathway, bei dem Aminosäuren deaminiert, decarboxyliert und zu den korrespondierenden Alkoholen reduziert werden.

### 11.1 Optimierung der Butanol-produzierenden Hefen

Ein grundlegendes Problem besteht darin, dass sich die erwähnten Teilabschnitte nicht alle in demselben Kompartiment der Zelle befinden. Die Enzyme der Glykolyse und des Ehrlich Pathways befinden sich im Cytoplasma, wohingegen die benötigten Enzyme des Valin-Biosyntheseweges in den Mitochondrien lokalisiert sind. Bei den für den Isobutanol Pathway benötigten Enzymen des Valin-Biosyntheseweges handelt es sich um die Enzyme Ilv2, Ilv5 und Ilv3. Um die Effizienz der Isobutanolproduktion zu steigern, sollen die drei Enzyme Ilv2, Ilv5 und Ilv3 in das Zytoplasma verlagert werden. Dadurch befänden sich alle zur Isobutanolproduktion benötigten Enzyme im selben Kompartiment. Somit könnten alle notwendigen Reaktionen durchgängig im Zytoplasma ablaufen (siehe Abb. 11-1). Um die Lokalisation der Enzyme Ilv2, Ilv5 und Ilv3 vom Mitochondrium in das Cytoplasma zu verlagern, muß die sich am N-Terminus befindliche Importsequenz entfernt werden. Dadurch wird der Import vom Zytoplasma in das Mitochondrium verhindert. Um eine Limitierung der Isobutanolproduktion durch den Ehrlich Pathway auszuschließen wurden zusätzlich *ARO10* und *ADH2* überexprimiert, da diese Enzyme u.a. für die Decarboxylierung und Reduktion von KIV (Ketoisovalerat) zu Isobutanol verantwortlich sind.

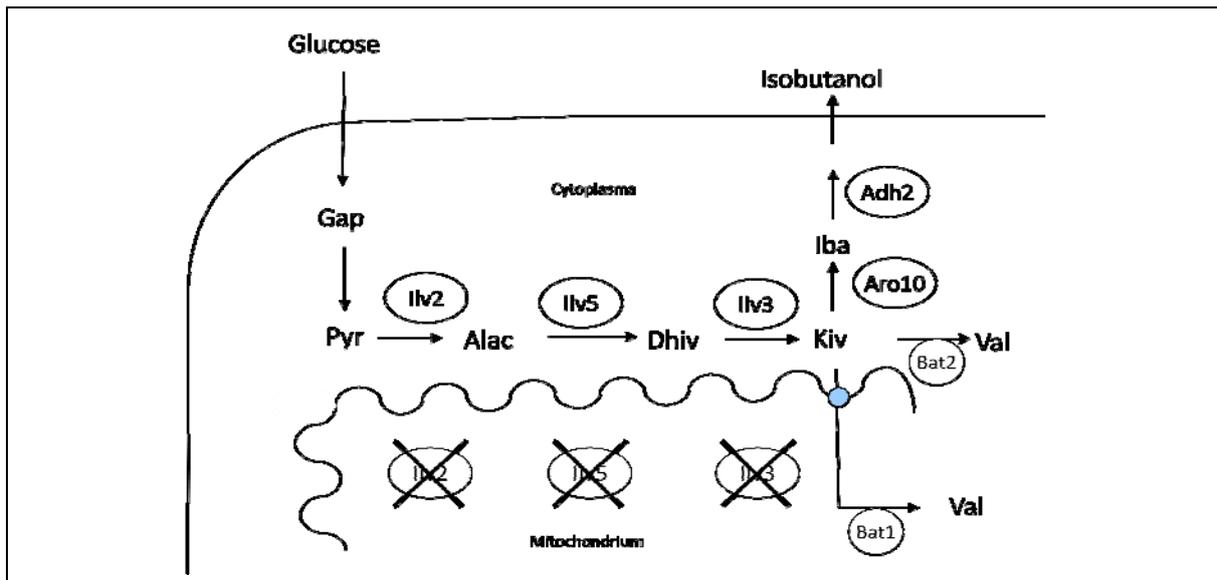


Abb. 11-1: Optimierter Isobutanol Pathway (Gap - Glycerinaldehyd-3-Phosphat; Pyr - Pyruvat; Alac - Acetolactat; Dhiv - Dihydroxyisovalerat; Kiv - Ketoisovalerat; Iba - Isobutyraldehyd)

Es wurden Plasmide konstruiert, die diese verkürzten ORF-Varianten von *ILV2*, *ILV5* und *ILV3* enthalten. Um diese Plasmide zu erhalten, wurden mit Oligonukleotiden verkürzte ORF-Varianten von *ILV2*, *ILV5* und *ILV3* aus dem Genom von *S. cerevisiae* mittels PCR amplifiziert und durch homologe Rekombination in zuvor durch Restriktionsenzyme linearisierte Leer-Plasmide integriert. Kloniert wurden die verkürzten ORFs zwischen den verkürzten konstitutiven *HXT7*-Promotor und den *CYC1*-Terminator. Die Plasmide wurden mittels Sequenzierung verifiziert. Die Expression der verkürzten ORFs wurde immunologisch mittels Western Blot und die Lokalisation mittels indirekter Immunfluoreszenzanalyse nachgewiesen. Auch wurden analog zu diesen Plasmiden weitere Plasmide konstruiert, die die ORFs für *ARO10* und *ADH2* beinhalten.

Anschließende Fermentationen bestätigten sowohl die Aktivität der entsprechenden Enzyme, als auch die Funktionalität des gesamten Isobutanol Pathways in *S. cerevisiae*. Hierfür wurde u.a. ein Stamm verwendet, in dem die Gene *ILV2*, *ILV3* und *ILV5* deletiert wurden, um deren Einfluss auf die Isobutanolproduktion auszuschließen. Dieser konstruierte Stamm wird Isoy17 bezeichnet. In Abb. 11-2 sind die Ergebnisse der Fermentationen abgebildet. Für die Fermentation wurden unterschiedliche Plasmid-/Enzymkombinationen getestet. Hierbei wurden die verkürzten *ILV*-Varianten mit und ohne zusätzlicher *ARO10+ADH2* Überexpression getestet. Als Referenz dienten hierbei der Stamm Isoy17 ohne Isobutanol Pathway, der Stamm Isoy17 mit der Überexpression der nativen/unverkürzten *ILV*-Varianten (sowohl mit als auch ohne Überexpression von *ARO10+ADH2*) und der Stamm CEN.PK2-1C als Hefe Wild Typ-Kontrolle, um die natürliche Isobutanolproduktion darzustellen.

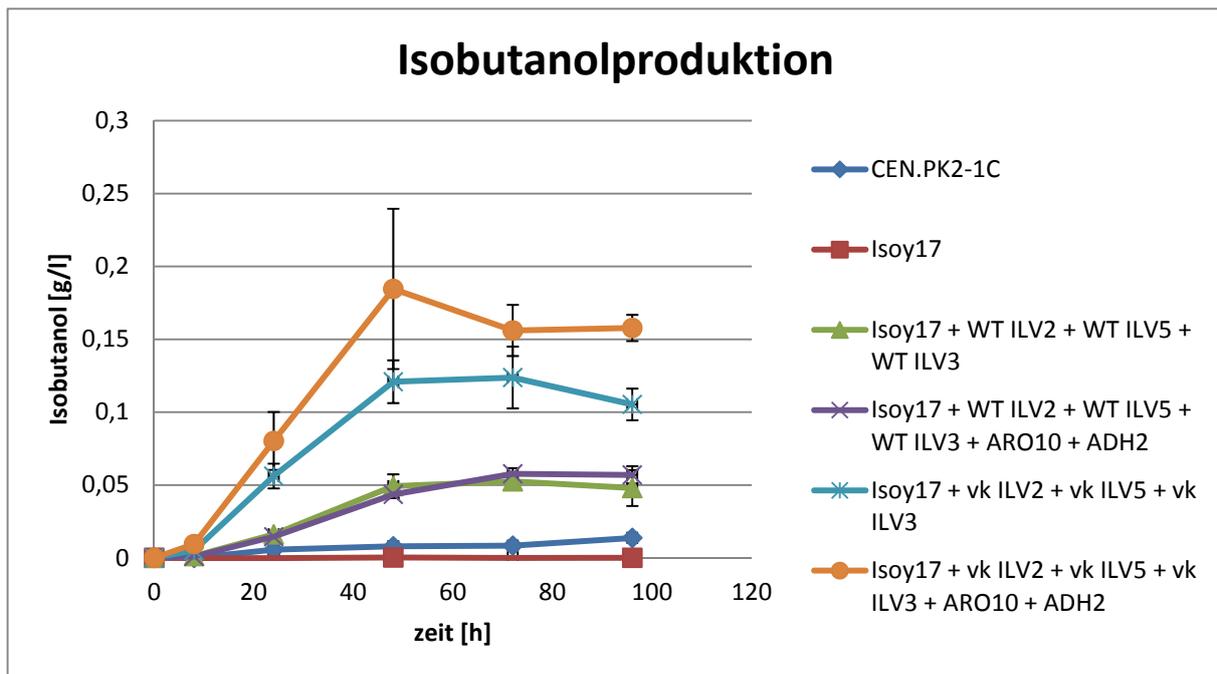


Abb. 11-2: Gesteigerte Isobutanolproduktion mittels verkürzter Ilv2, Ilv5 und Ilv3 Enzyme. (WT - Wild Typ/unverkürzt; vk - verkürzt)

Die Fermentationen wurden in selektivem Flüssigmedium mit 4% Glukose und ohne Zugabe von Valin in 500ml Erlenmeyerkolben mit einem Volumen von 100 ml durchgeführt. Die Ergebnisse der Fermentationen aus Abb. 11-2 sind aus der Tab. 11-1 zu entnehmen.

Tab. 11-1: Isobutanolausbeute pro Gramm eingesetzter Glukose

Stamm	mg Isobutanol/ g Glukose	Standardabweichung
CEN.PK2-1C	0,31	± 0,09
Isoy17	0,04	± 0,14
Isoy17 + WT ILV2 + WT ILV5 + WT ILV3	1,12	± 0,27
Isoy17 + WT ILV2 + WT ILV5 + WT ILV3 + ARO10 + ADH2	1,32	± 0,14
Isoy17 + vk ILV2 + vk ILV5 + vk ILV3	3,32	± 0,39
Isoy17 + vk ILV2 + vk ILV5 + vk ILV3 + ARO10 + ADH2	4,67	± 0,37

Aus den Fermentationen geht deutlich hervor, dass alleine die Verlagerung der Enzyme Ilv2, Ilv5 und Ilv3 die Isobutanolproduktion und den max. Isobutanoltiter im Stamm Isoy17 deutlich erhöht. Eine zusätzliche Überexpression von *ARO10* und *ADH2* führt zu einer weiteren Steigerung des max. Isobutanoltiters. Alleine die Verlagerung von Ilv2, Ilv5 und Ilv3 bewirkt eine Verbesserung der Isobutanolausbeute auf das 3-fache verglichen mit der alleinigen Über-

expression der unverkürzten Ilv-Enzyme. Werden noch zusätzlich *ARO10* und *ADH2* überexprimiert, so ergibt sich sogar eine Steigerung um das 3,5-fache. Werden die Überexpressionsstämme mit dem Wild-Typ Stamm CEN.PK2-1C verglichen, so erhöht sich bei der Verlagerung der ILV-Enzyme in das Zytoplasma die Ausbeute um das 10,7-fache und mit einer zusätzliche Überexpression von *ARO10* und *ADH2* sogar um das 15-fache [25].

## **11.2 Erhöhung der Butanol- und Lignozellulose-Hydrolysat-Toleranz der Hefen**

Verschiedene Hefestämme wurden auf ihre Toleranz gegenüber zugesetztem Butanol getestet. Die Toxizitätsgrenze lag zwischen 10 – 20 g/l. Da die Produktion von Isobutanol bisher erst im Bereich von 0,2 g/l liegt wurden noch keine Experimente durchgeführt, um die Butanol-Toleranz zu erhöhen.

## **11.3 Evaluierung der eingesetzten Hefen in SHF/SSF Prozessen**

Die Optimierung der Isobutanolproduktion wurde als *Proof of principle* in einem Laborhefestamm durchgeführt. In einem nächsten Schritt soll dieses Konzept auf einen industriellen Hefestamm übertragen werden. Dieser zeichnet sich durch eine höhere Toleranz gegenüber Butanol und Lignozellulose Hydrolysaten aus. Zuvor ist es nicht zielführend, die Hefestämme dann in SHF und SSF Prozessen zu evaluieren

## **11.4 Evaluierung von Butanolaufbereitungstechnologien**

Als vielversprechende Technologie wird das Gasstripping bzw. Modifikationen zu dieser Technologie angesehen. Weitere Technologien für das Downstream Processing von Isobutanol wurden in einem anderen Projekt aus dem Förderschwerpunkt Energetische Biomasse evaluiert: 03KB030 - Optimierung des Downstream-Processings innerhalb der fermentativen Herstellung von Biokraftstoffen. Koordination, Durchführung und Auswertung von Versuchen zur Aufreinigung von Biokraftstoffen mittels eines innovativen Membranverfahrens.

## 12 ENERGIE- UND ÖKOBILANZ

In einer Ökobilanz werden alle Umweltwirkungen dargestellt und analysiert, die das Produkt von der Entstehung bis zu einem bestimmten Zeitpunkt, in dieser Berechnung der Vertrieb, beeinflusst und verändert. In dieser Kalkulation werden Ressourcen, Rohstoffe, Agrarfläche und Energie- sowie Wasserflüsse dargestellt. Energiebilanzen stellen den Vergleich zwischen der verbrauchten Primärenergie, der eingesetzten Energie zur Produktion und der Nutzenergie her.

### 12.1 Ökobilanz einer vollständigen Bioethanolanlage

Mit dem Gesamtbilanzierungsprogram GaBi 4.4 von PE INTERNATIONAL wurde eine vollständige Anlage zur Bioethanolherstellung samt Biogas-, Strom- und Wärmebereitstellung kalkuliert. Das Konzept basiert auf den Laborergebnissen und der in GaBi integrierten Datenbank. Die Stoff- und Energieströme beziehen sich auf einen Hektar Anbaufläche, hier 0,21 ha Maissilage und 0,79 ha Triticale. Die Bilanzierung enthält alle Stoff- und Energieströme. Diesel ist als braune Linie dargestellt während Stoffströme blau, Energieströme in Rotschattierungen und Kühl- sowie Brauchwasser gelb erscheinen. Methan als Biogas wird mit einem grünen Pfeil illustriert. Das Konzept gliedert sich in die Teile Maisanbau (1), Triticaleanbau (2), Vorbehandlung, Hydrolyse und Fermentation (3), Energieerzeugung und –bereitstellung (4).

In Abb. 12-1 sind die nötigen Arbeitsschritte Düngung, Bodenbearbeitung, Saat, Pflanzenschutz, Ernte, Schlempeausbringung und Silierung zur Bereitstellung von Maissilage dargestellt sowie der benötigte Dieselkonsum. Als Output auf dieser Fläche sind so 9.660 kg Maissilage zu verzeichnen.

In Abb. 12-2 sind die nötigen Arbeitsschritte Düngung, Bodenbearbeitung, Saat, Pflanzenschutz, Ernte, Schlempeausbringung, Transport, Strohernte und –lagerung zur Bereitstellung von Triticalekorn sowie Stroh und deren Ströme dargestellt. Im Ausschnitt oben links steht der gesamte Dieserverbrauch (114,15 kg) des Anlagenkonzeptes, allerdings ohne den Energieeintrag zur Erzeugung des Stickstoffdüngers. Auf der Fläche von 0,79 ha werden so 5.661,7 kg Triticalekorn und bei einem Ernteanteil von einem Drittel 1.880,2 kg Stroh geerntet.

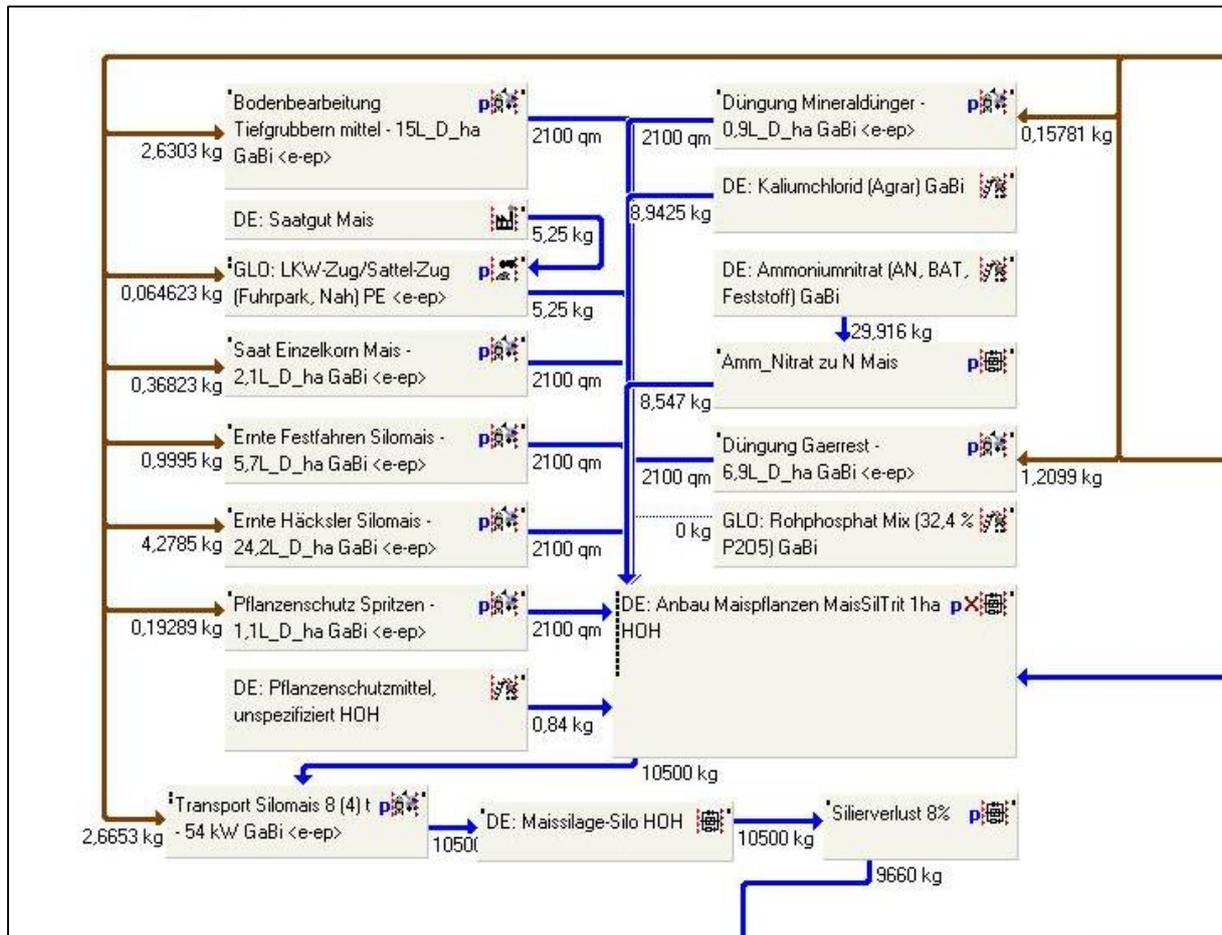


Abb. 12-1: Stoff- und Materialströme Maisanbau und Silierung

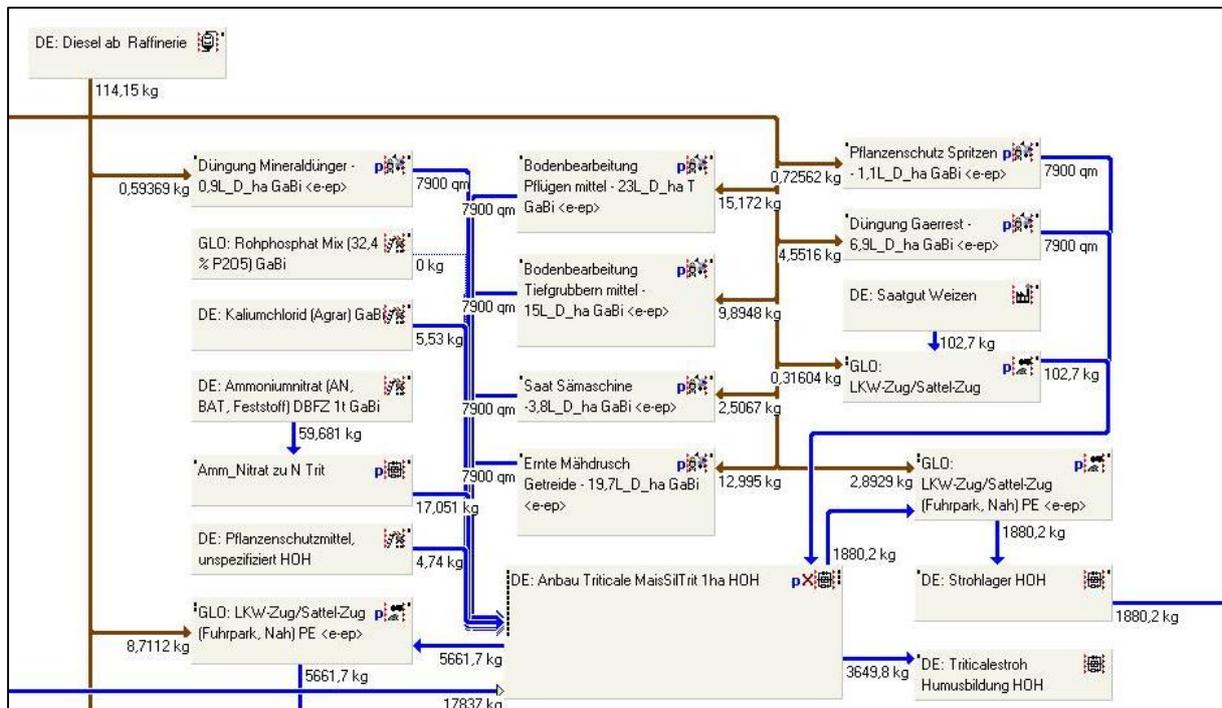


Abb. 12-2: Stoff- und Materialströme Triticaleanbau und Strohernte

In Abb. 12-3 sind die Ströme für Vorbehandlung, Hydrolyse und Fermentation zu sehen. Als Niedertemperaturwärme für Trocknung werden als pinkfarbener Strom 703 MJ aus dem BHKW eingesetzt. Für den Dämpfprozess werden insgesamt 5.680 MJ in Form von Hochtemperatur kalkuliert. Als rote Pfeile wird der Strombedarf der Mahl- und Rührwerke hervorgehoben.

Für die Kühlung der Biomasse nach dem Dämpf- und dem Vorhydrolyseprozess wird Kühlwasser mit 15 °C angenommen, welches zum Teil für den Maischprozess des Triticaleschrotes zum Einsatz kommt.

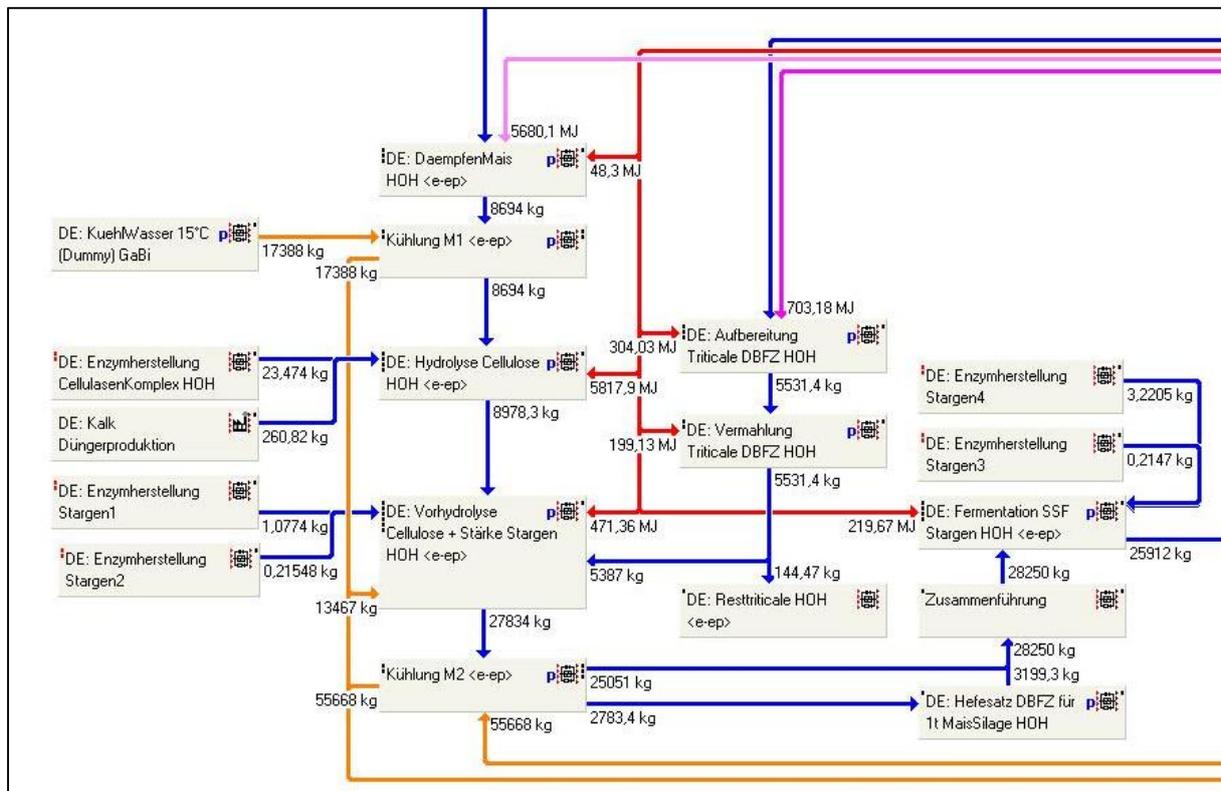


Abb. 12-3: Stoff-, Material- und Energieströme für Vorbehandlung, Hydrolyse und Fermentation von Maissilage und Triticale

Die anfallende Schlempe nach der Destillation wird in der Biogasanlage mit den 1.880 kg Stroh sowie 9.401 kg Wasser fermentiert woraus 1.343 kg Methan in Form von Biogas gewonnen werden. Diese werden im BHKW vollständig verstromt, wobei 26.703 MJ Strom, 14.019 MJ Niedertemperaturdampf und 24.700 MJ Hochtemperaturdampf produziert werden. Biogasanlage und Destillation sind weitere Stromverbraucher, Hochtemperatorenergie zusätzlich für die Destillation. Als Endprodukte stehen so 2.231 kg Ethanol, 15.972 MJ Strom, 3.570 MJ Hochtemperatorenergie und 13.316 MJ Niedertemperaturenergie pro angebauntem Hektar zur Verfügung.

In diesem Konzept könnte auch nur oder zusätzlich Ethanol im BHKW genutzt werden, je nach Marktlage.

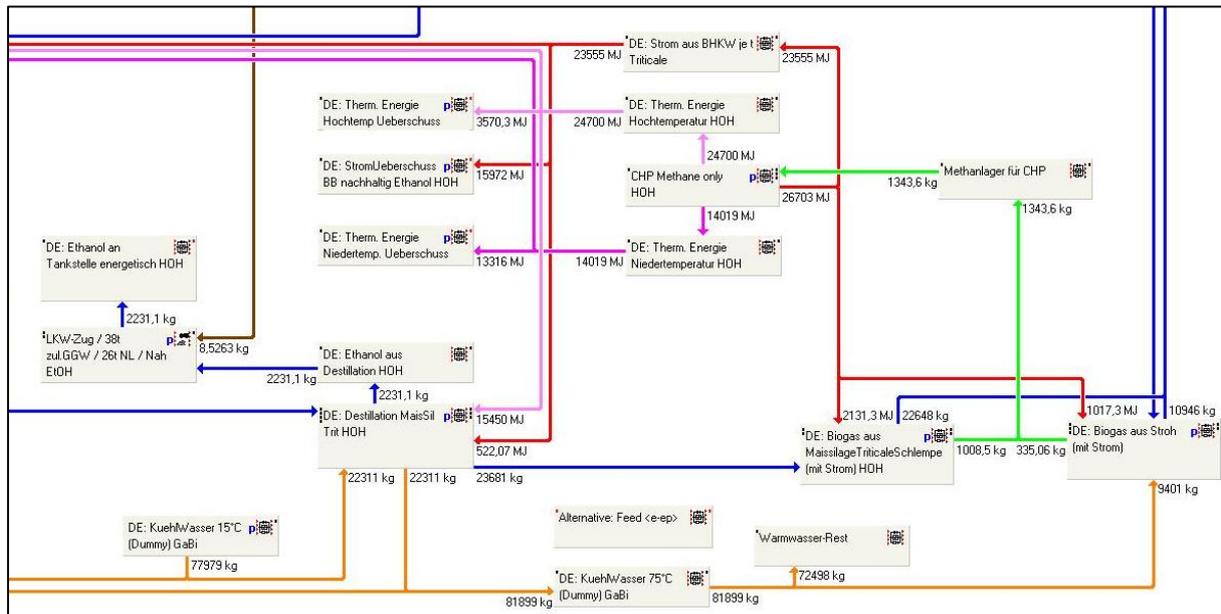


Abb. 12-4: Stoff-, Material- und Energieströme von Destillation, Biogasproduktion und Strom- sowie Wärmeerzeugung im BHKW (CHP)

## 12.2 CO<sub>2</sub>-Äquivalent und CO<sub>2</sub>-Einsparpotenzial

Das CO<sub>2</sub>-Äquivalent (relatives Treibhauspotential) liegt bei dieser Planung bei 1.801 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalent pro Hektar Ackerfläche. Berechnet wurden CO<sub>2</sub> fossil, CO<sub>2</sub> biogen, Methan und Lachgas (N<sub>2</sub>O). Der Methanschlupf der Biogasanlage wurde mit 1 % Schlupf angenommen. Bei einer vollständigen Verstromung des Biogases beläuft sich das Treibhauspotential auf 23,8 g CO<sub>2</sub>-Äquivalent pro MJ Ethanol bzw. Strom. Bei einer Verstromung des Biogases nur bis zur Deckung des thermischen Energiebedarfes beläuft sich das Treibhauspotential auf 22,1 g CO<sub>2</sub>-Äquivalent pro MJ Ethanol, Biogas bzw. Strom. Das letztere Szenario dient den folgenden Darstellungen.

In Abb. 12-5 sind die Treibhausgaspotenziale verschiedener Bioenergieszenarien skizziert mit Angabe der CO<sub>2</sub>-Äquivalente in Gramm CO<sub>2</sub> pro MJ bereitgestelltem Kraftstoff. Die Vorgaben der EU RED (Default-Werte) für bereits bestehende Anlagen, solche ab 2017 und Neuanlagen ab 2017, sind als rote Linien eingezeichnet. Während nur ein Szenario (Ethanolherstellung aus Weizen mit Energieversorgung über Kohle-KWK) die aktuellen Vorgaben, 35 % Reduktion gegenüber der fossilen Referenz, überschreiten sind es sechs Szenarien, die sogar die Vorgaben für Neuanlagen ab 2017 übertreffen, fünf davon sogar

deutlich, unter anderem die geplante und vorgestellte Cellulose-Ethanolanlage (22,1 g CO<sub>2</sub>/MJ Kraftstoff, orange hervorgehoben). Hier wird ein Treibhauseinsparungspotential von 73,6 % gegenüber dem fossilen Referenzwert (83,8 g CO<sub>2</sub>/MJ Kraftstoff) erzielt.

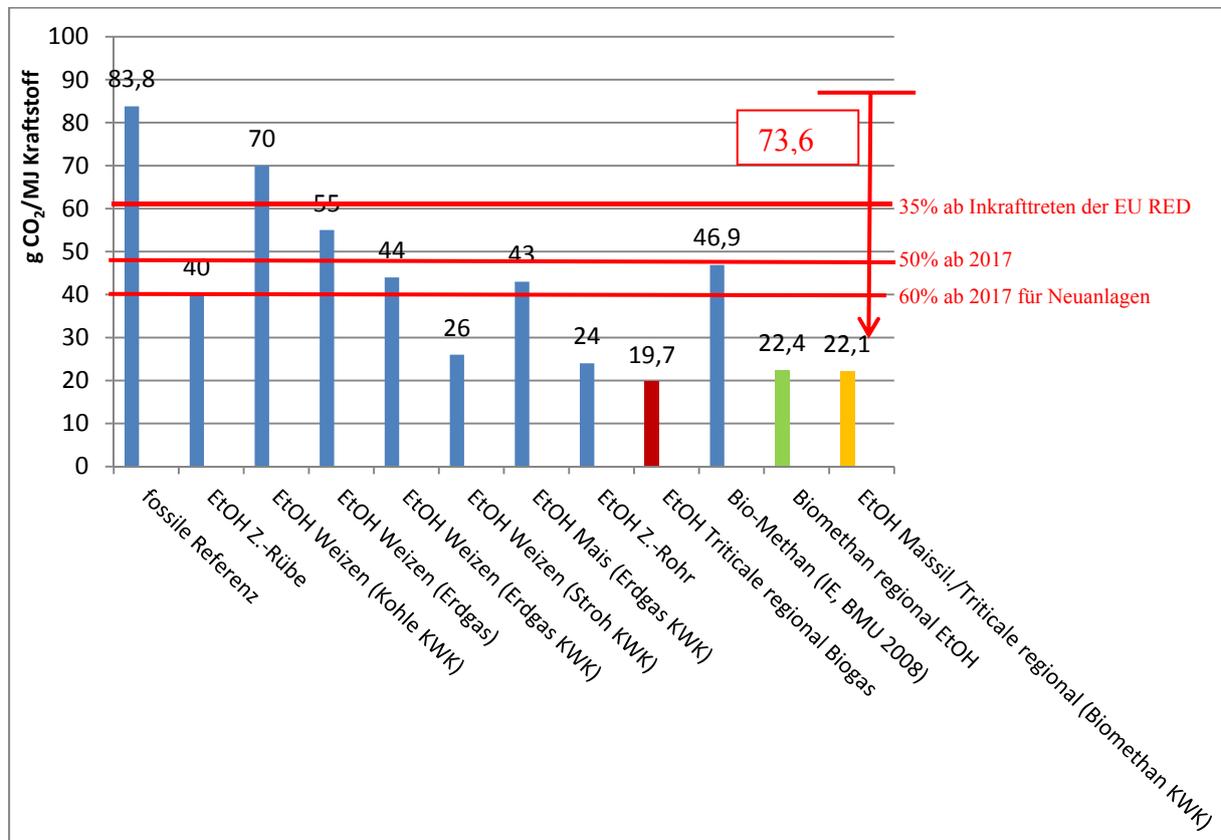


Abb. 12-5: Darstellung der CO<sub>2</sub>-Äquivalente im Vergleich zu den Default-Werten der EU RED

Die Emissionen fossiler Kraftstoffe und des deutschen Strommixes in kg CO<sub>2</sub> / GJ sind in Tab. 12-1 dargestellt. In dem bilanzierten Modell entsteht ein Stromüberschuss von 12,1 GJ, an Ethanol 59,79 GJ und insgesamt 9,54 GJ von fast 68 GJ produziertem Biomethan pro Hektar und Jahr (linke Tabellenhälfte). Der energetische Bedarf der Brennerei liegt hier bei 32,56 GJ, jedoch müsste eigentlich die vollständige Differenz (58,3 GJ/ha·a) zwischen produziertem Methan und Restmethan kalkuliert werden und nicht nur der benötigte energetische Anteil in Form von Strom und Hochtemperaturwärme. Allerdings dürfte der Stromüberschuss nun nicht mehr hinzu gerechnet werden. Insgesamt werden 114,08 GJ/ha·a an Energie bereit gestellt und 5,88 GJ/ha·a für Transport, Feldbestellung, Düngerproduktion etc. verbraucht. Der Nettoenergiegewinn liegt so bei 108,2 GJ pro Hektar und Jahr.

Bei Betrachtung des ersetzten fossilen CO<sub>2</sub> in der rechten Tabellenhälfte erkennt man eine Vermeidung von 10.662 kg ersetzten fossilen CO<sub>2</sub> zu 1.767 kg verbrauchten fossilen CO<sub>2</sub> für

Transport, Feldbestellung, Düngung etc., also eine Ersparnis von etwa neun Tonnen CO<sub>2</sub> pro Hektar und Jahr.

Tab. 12-1: Eingespartes fossiles CO<sub>2</sub> pro Hektar Anbaufläche und Jahr der bilanzierten Cellulose-Ethanolanlage

<b>Fossile CO<sub>2</sub> Emissionen (kg CO<sub>2</sub>/GJ)</b>				
Heizöl / Diesel	86,2		Strommix DE	160,0
Erdgas	56,0		Benzin	85,0
<b>Bereitgestellte Energie</b>	<b>GJ/ha·a</b>		<b>CO<sub>2</sub>-fossil, das ersetzt wird</b>	<b>kg CO<sub>2</sub>/ha·a</b>
Stromüberschuß	12,19		Strom-Mix DE	1.950,40
Ethanol	59,79		Benzin	5.082,50
Methan	9,54		Diesel / Heizöl	822,30
Bedarf Brennerei	32,56		Diesel / Heizöl	2.806,70
<b>Summe</b>	<b>114,08</b>		<b>Summe</b>	<b>10.662</b>
Verbrauch Pflanzenbau	5,88		Pflanzenbau-Emissionen	1.767
<b>Energiegewinn</b>	<b>108,20</b>		<b>Vermeidung</b>	<b>8.895</b>

## 13 ZUSAMMENFASSUNG

Vor dem Hintergrund der noch ungenügenden Klimabilanz der heutigen Bioethanolproduktion sowie der öffentlichen Diskussion über die energetische Nutzung von Nahrungsmitteln, ist es dringend erforderlich, die Rohstoffbasis von Bioethanolanlagen auf biogene Rest- und Abfallstoffe umzustellen sowie energieautarke, integrierte Produktionsprozesse zu konzipieren. Dazu wurde in dem diesem Bericht zugrundeliegendem Forschungs- und Entwicklungsvorhaben die einzelnen Prozessschritte zur Produktion von Bioethanol und Biobutanol aus Lignocellulose untersucht.

Zunächst wurden lignocellulosehaltige Rohstoffe ermittelt, die zur Produktion von Bioethanol geeignet sind. Als Modellsubstrate für die Entwicklung eines Prozesses zur Produktion von Bioethanol aus Lignocellulose zu Beginn Heu, Getreidestroh sowie Gras- und Maissilage ausgewählt.

Durch die Umstellung der Rohstoffbasis auf lignocellulosehaltige Biomasse ergeben sich veränderte, bzw. neue, Anforderungen an die Vorbehandlung gegenüber konventionellen Verfahren. Als erster Schritt ist dazu eine mechanische Zerkleinerung vorzusehen. Bei der Untersuchung eines Prallreaktors konnte eine Steigerung der anaeroben biologischen Abbaubarkeit um bis zu 10 % bei Stroh und Heu festgestellt werden.

An der Uni Hohenheim wurden Vorbehandlung und Zerkleinerung verschiedener Substrate getestet, unter anderem mit Maissilage, Weizenstroh, Heu, Grassilage, Topinamburstroh, Hanfstroh, Bambusstroh und Silage einer Blühpflanzensilage.

Verschiedene Behälter für die Hydrolyse wurden getestet. Hierbei erwiesen sich Rolleninkubator und Maischbad als die besten Lösungen für den Labormaßstab. Ein Vinotherm zeigte im 200 l-Maßstab seine mögliche Eignung für größere Ansätze.

Die Hydrolyseversuche wurden mit Enzymen von Erbslöh durchgeführt. Bei einigen Substraten konnten Hydrolysewerte über 75 % erzielt werden, so bei Hanfstroh und Topinambur. Bei Maissilage, Stroh und Heu wurde dieses Ziel nur knapp verfehlt. Miscanthus, Grassilage und Blühpflanzensilage lagen weit darunter.

Bei Fermentationsversuchen konnten alle Substrate außer der Blühpflanzensilage vergoren werden. Es wurden die Hefen Thermosacc und Ethanol Red getestet. Bei den Silagen musste der pH-Wert mittels Calciumcarbonat angehoben werden.

SSF-Versuche mit Vorhydrolysaten aus Cellulose- und Stärkefrucht steigerten bei allen getesteten Substraten die Hydrolyse- und damit auch Fermentationsergebnisse. In Maissilage-,

Hanf- und Topinamburansätzen konnte eine fast vollständige Hydrolyse und Fermentation (> 97 %) der Cellulose erreicht werden. Für die Berechnungen wurde eine 95 %ige Fermentation des Stärkeglukans angenommen.

In den verschiedenen Hydrolysaten findet sich nicht nur die durch Hefen leicht vergärbare Glucose sondern auch die nicht-vergärbaren C5-Zucker Xylose und Arabinose. Da diese einen z.T. signifikanten Anteil an der Biomasse ausmachen, wurden mit Hilfe gentechnischer Methoden Hefen konstruiert, die auch diese Zucker vergären können. Ausgehend von dem Industriehefestamm Ethanol Red (Fermentis) konnte ein Stamm konstruiert werden, der neben Glucose auch Xylose vollständig zu Ethanol vergärt, und das mit einer Rate, die etwa einem Drittel der Glucoseverbrauchsrate entspricht. Zudem konnte das Proof-of-principle erbracht werden für die Konstruktion eines Hefestammes, der bis zu 0,2 g/l Isobutanol bildet. Isobutanol besitzt als Kraftstoff bessere Eigenschaften als Ethanol.

Aufgabe der Separation ist die Abtrennung der Feststoffe aus der Schlempe und die Rückführung der Flüssigphase in den Prozess. Dafür wurden mit dem Klass-Wendelfilter und einem Schwingsieb Abtrennversuche durchgeführt, wobei sich das Schwingsieb als die geeignetere Separationstechnologie herausstellte. Elektrische Leitfähigkeiten bis zu 10 mS/cm und pH-Werte um 5,5 im Filtrat könnten allerdings die Rückführung von Filtrat in den Prozess verhindern.

Ein großer Vorteil dezentraler Brennereien sind die regional geschlossenen Energie- und Stoffkreisläufe. Vor diesem Hintergrund wurde die Nutzung der verbleibenden Schlempe in einer Biogasanlage zur Bereitstellung von Prozessenergie untersucht. Das verbleibende Methangaspotenzial betrug dabei für Schlempe aus Maissilage ca. 291 l/kg<sub>OTR</sub>.

Neben den eingesetzten Rohstoffen hat die Bereitstellung CO<sub>2</sub>-neutraler Prozessenergie den größten Einfluss auf die Nachhaltigkeit des Bioethanols. Mit einer Biogasanlage kann die benötigte Prozessenergie in Form von Strom, Heizwärme und Dampf zur Verfügung gestellt werden. Eine entsprechende Biogasanlage bräuchte dazu eine installierte elektrische Leistung von 2,2 MW<sub>el</sub>, wovon 380 kW<sub>el</sub> durch die Schlempe gedeckt werden könnten. Größter Energieverbraucher ist der Dämpfprozess, der durch den hohen Dampf- und Wärmebedarf allein 1,4 MW<sub>el</sub> der Leistung der Biogasanlage in Anspruch nimmt. An dieser Stelle besteht aus energetischer Sicht ein erhebliches Optimierungspotenzial.

Es wurde eine Ökobilanzierung anhand einer Maissilage und Triticalekorn vergärenden Ethanolanlage durchgeführt. Alle Schritte der Bereiche Anbau und Verarbeitung von Mais und Triticale, Aufschluss, Fermentation, Destillation, Biogasfermentation, Energiebereitstel-

lung und Schlempeverarbeitung wurden integriert. Als mögliche Produkte entstehen Ethanol, Biogas, Strom, Wärme und Schlempe als Tierfutter.

Eine ökonomische Betrachtung wurde extern vergeben. Die Ergebnisse sind im entsprechenden Bericht dazu nachzulesen.

## 14 VERZEICHNISSE

### 14.1 Literaturverzeichnis

x

- [1] Bundesverband der deutschen Bioethanolwirtschaft e.V., Stand der Information: 21.11.2011, <http://www.bdbe.de/Produktion.html>
- [2] Verfahrensschritte für Bioethanol aus lignocellulosehaltigen Rohstoffen, Stand der Information: 21.11.2011, <http://www.biosprit.ch/RohstoffeTechnologien/ZelluloseEthanol/RohstoffeundHerstellung/tabid/573/language/de-CH/Default.aspx>
- [3] SCHOBER, C.: Untersuchungen zum Einsatz technischer und mikrobiell hergestellter Enzymsysteme zur Hydrolyse der Lignocellulose in Maissilage, ISBN 978-3-8325-2049-6, Logos Verlag Berlin GmbH, Berlin, 2008
- [4] ZELLER, V. u.a.: Basisinformationen für eine nachhaltige Nutzung landwirtschaftlicher Rohstoffe zur Bioenergiegewinnung, ISSN 2192-1806, Deutsches Biomasseforschungszentrum (DBFZ), Leipzig, 2011
- [5] VETTER, A. u.a.: Standortangepasste Anbausysteme für Energiepflanzen, 3. Auflage, ISBN 978-3-942147-02-6, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), Gülzow, 2012
- [6] VETTER, A. u.a.: Flyer zum Verbundprojekt EVA Phase II - 2009 bis 2012, Thüringer Landesanstalt für Landwirtschaft, Domburg
- [7] IGNATOWITZ, E.: Chemietechnik, ISBN 3-8085-7046-6, Europa Lehrmittel, Wuppertal, 1997
- [8] Schneidmühle der Fa. MEWA, Stand der Information: 21.11.2011, <http://www.mewa-recycling.de/maschinen/schneidmuehle-usm.html>
- [9] Querstromzerspaner der Fa. Anlagenbau Umwelt + Technik (AUT), Stand der Information: 21.11.2011, [http://www.querstromzerspaner.eu/lib/img/galerie/querstromzerspaner\\_large.jpg](http://www.querstromzerspaner.eu/lib/img/galerie/querstromzerspaner_large.jpg)
- [10] Bioextruder der Fa. Lehmann, Stand der Information: 21.11.2011, <http://www.lehmann-maschinenbau.de/web/index.php?id=54>

- [11] BELLISSIMI, E. u.a.: Effects of acetic acid on the kinetics of xylose fermentation by an engineered, xylose-isomerase-based *Saccharomyces cerevisiae* strain., *FEMS Yeast Res.* 9, 358-64, 2009
- [12] BOLES, E. u.a.: Characterization of a glucose-repressed pyruvate kinase (Pyk2p) in *Saccharomyces cerevisiae* that is catalytically insensitive to fructose-1,6-bisphosphate., *J Bacteriol.* 179, 2987-93, 1997
- [13] BISCHOFBERGER, W. U.A.: *Anaerobtechnik*, 2. Auflage, ISBN 3-540-06850-3, Springer-Verlag Berlin, Heidelberg, 2005
- [14] GRONAUER, A. u.a.: *Sicherung der Prozessstabilität in landwirtschaftlichen Biogasanlagen*, LfL-Information, Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (LfL), Freising-Weihenstephan, 2007
- [15] ERNEUERBARE ENERGIEN GESETZ (EEG) (2009), "Gesetz für den Vorrang Erneuerbarer Energien" vom 25. Oktober 2008, Stand der Information: 21.11.2011, [http://www.gesetze-im-internet.de/bundesrecht/eeg\\_2009/gesamt.pdf](http://www.gesetze-im-internet.de/bundesrecht/eeg_2009/gesamt.pdf)
- [16] ERNEUERBARE ENERGIEN GESETZ (EEG) (2012), "Gesetz für den Vorrang Erneuerbare Energien", Konsolidierte (unverbindliche) Fassung des Gesetzestextes in der ab 01. Januar 2012 geltenden Fassung, Stand der Information: 21.11.2011, [http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/eeg\\_2012.pdf](http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/eeg_2012.pdf)
- [17] BIOMASSEVERORDNUNG (BiomasseV) (2012), "Verordnung über die Erzeugung von Strom aus Biomasse", Konsolidierte (unverbindliche) Fassung des Verordnungstextes in der ab 01. Januar 2012 geltenden Fassung, Stand der Information: 21.11.2011, [http://www.erneuerbare-energien.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/biomasseverordnung\\_kon\\_bf.pdf](http://www.erneuerbare-energien.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/biomasseverordnung_kon_bf.pdf)
- [18] WETTER, C., BRÜGGING, E., und BAUMKÖTTER, D.: *CO<sub>2</sub>-neutrale Dampferzeugung für die dezentrale Bioethanolproduktion, Machbarkeitsstudie*, Im Auftrag des Bundesministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz, Steinfurt, 2011
- [19] Bandfilterpresse der Fa. Klein, Stand der Information: 21.11.2011, <http://www.klein-ts.com/de/galerie/siebbandpresse-snp.php>
- [20] FUCHS, W., DROSG, B.: *Technologiebewertung von Gärrestbehandlungs- und*

Verwertungskonzepten, ISBN 978-3-900962-86-9, Eigenverlag der Universität für  
Bodenkultur Wien, Tulln, 2010

[21] Pressschneckenseparator der Fa. FAN Separator, Stand der Information: 21.11.2011,  
[http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/8/8b/FAN\\_Separator.gif](http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/8/8b/FAN_Separator.gif)

[22] Schnittbild einer Dekanterzentrifuge der Fa. GEA Westfalia Separator, Stand der  
Information: 21.11.2011, <http://www.westfalia-separator.com/de/produkte/dekanter.html>

[23] Schemazeichnung des Klass-Wendelfilters, Stand der Information: 21.11.2011,  
<http://www.klass-filter.de/>

[24] Rundabscheider der Fa. Sweco, Stand der Information: 21.11.2011,  
[http://www.sweco.com/round\\_separator.html](http://www.sweco.com/round_separator.html)

[25] BRAT, D. u.a.: Cytosolic re-localization an optimization of valine synthesis and  
catabolism enables increased isobutanol production with the yeast *Saccharomyces*  
*cerevisiae*, *Biotechnology for Biofuels*, Ausgabe 5:65, 2012

[26] SENN, T., BUCK, M.: Handreichung, Stuttgart, 2011

x

## 14.2 Abbildungsverzeichnis

Abb. 2-1:	Verfahrensschritte zur Herstellung von Bioethanol (nach [1])	7
Abb. 2-2:	Industrielle Bioethanolanlagen in Deutschland [1]	9
Abb. 2-3:	Verfahrensschritte für Bioethanol aus lignocellulosehaltigen Rohstoffen [2]	12
Abb. 3-1:	Getreidestrohpotenzial auf Landkreisebene in Tonnen Frischmasse (t FM/a) mit Ackerflächenbezug nach VDLUFA (oberer Wert) [4]	16
Abb. 4-1:	Schematische Darstellung einer Schneidmühle [7]	20
Abb. 4-2:	Schneidmühle der Fa. MEWA [8]	20
Abb. 4-3:	Schematische Darstellung einer Prallmühle [7]	21
Abb. 4-4:	Querstromzerspanner der Fa. Anlagenbau Umwelt + Technik (AUT) [9]	22
Abb. 4-5:	Bioextruder der Fa. Lehmann [10]	23
Abb. 4-6:	Prallreaktor der Fa. Schäfer	25

Abb. 4-7:	Stroh vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor	25
Abb. 4-8:	Heu vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor	26
Abb. 4-9:	Grassilage vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor	26
Abb. 4-10:	Grassilage mit Scheitholz vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor	27
Abb. 4-11:	Maissilage vor (l.) und nach der Behandlung (r.) mit dem Prallreaktor	27
Abb. 4-12:	Eudiometer (Vergärungsstand)	28
Abb. 4-13:	oTR-spezifischer Methanertrag der Stroh- und Grassilageproben	29
Abb. 4-14:	oTR-spezifischer Methanertrag der Heu- und Maissilageproben	30
Abb. 4-15:	Reaktor für Steam-explosion und Dämpfversuche	31
Abb. 5-1:	Getestete Hydrolysebehälter: Laborrührwerk mit Blattrührer (o. l.), Laborfermenter (o. r.), Vinotherm (u. l.), Maischbad (u. m.), Rolleninkubator (u. r.)	33
Abb. 5-2:	a) Hydrolyse von Topinamburmaische mit 17 % bzw. 26 % TS in der Maische (l.) und b) Strohmaische mit 13,2 % TS in der Maische (r.)	35
Abb. 5-3:	a) Hydrolyse von Hanfmaische mit 8,9 % TS in der Maische (l.) und b) Miscanthusmaische mit 8,6 % TS in der Maische (r.)	36
Abb. 6-1:	Vergärung von Maissilagehydrolysat (28,6 % TS) mit Triticalemaischedydrolysat vermennt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an	38
Abb. 6-2:	Vergärung von Maissilagevorhydrolysat mit Triticalemaischedvorhydrolysat (Stargen-Enzyme) vermennt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an.	39
Abb. 6-3:	Vergärung von Topinamburmaischen 3 Tage hydrolysiert mit Triticalemaischedvorhydrolysat vermennt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an	40

- Abb. 6-4: Vergärung von Topinamburmaischen 5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaischedvorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an 41
- Abb. 6-5: Vergärung von Strohmaische 4,5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaischedvorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an 42
- Abb. 6-6: Vergärung von Miscanthusmaische 5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaischedvorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an 43
- Abb. 6-7: Vergärung von Hanfstrohmaische 3,5 Tage hydrolysiert mit Triticalemaischedvorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an 44
- Abb. 6-8: Vergärung einer Blühpflanzensilagemaische, 6 Tage hydrolysiert, mit Triticalemaischedvorhydrolysat vermengt. Die Prozentzahlen der einzelnen Kurvennamen geben das prozentuale Gewichtsverhältnis zwischen Lignocellulose- und Stärkefrucht an 45
- Abb. 7-1: Wachstumstest von Industriehefestämmen auf Synthetischen Minimalmedium mit Glukose als Kohlenstoffquelle und unterschiedlichen Acetatkonzentrationen 47
- Abb. 7-2: Wachstumstest eines Referenz Laborstammes auf Synthetischen Minimalmedium mit Glukose als Kohlenstoffquelle und unterschiedlichen Acetatkonzentrationen 48
- Abb. 7-3: Xylose- und Arabinose-Stoffwechselweg im optimierten Industriehefestamm 49
- Abb. 7-4: Integrationsstrategie 50
- Abb. 7-5: Plasmidkarte von pHD8-i-pyk2-xy1-ppp-hxt7-G 51
- Abb. 7-6: Plasmidkarte von pHD22-i-pyk2-ara-tal2-tkl2-H 52
- Abb. 7-7: Schema der in die pyk2 Allele integrierten Gene für die Pentoseverwertung 53

Abb. 7-8:	relative Enzymaktivität des konstruierten Industriehefestammes im Vergleich zu einen konstruierten und optimieren Labor – Referenzstammes. (XI – Xyloseisomerase, XKS – Xylulosekinase, TAL – Transaldolase, TKL – Transketolase, RPE – Ribulose-5-phosphate 3-epimerase, RKI – Ribose-5-phosphate ketol-isomerase)	53
Abb. 7-9:	Xylose Fermentation des konstruierten und evolvierten Stammes	54
Abb. 7-10:	Tropftest, Wachstum nach 7 Tagen auf synthetischem Minimalmedium mit 2% Arabinose. Zu sehen ist der konstruierte Industriehefestamm vor und nach der Evolvierung mit der zusätzlichen Überexpression der Gene für Arabinoseverstoffwechselung auf Plasmid (AraA Arabinoseisomerase, AraB Ribulosekinase, AraD Ribulose-5-Phosphat 4-epimerase)	55
Abb. 7-11:	Schema der vor die <i>GAL2</i> Allele integrierten Gene für die Pentoseverwertung	56
Abb. 7-12:	Fermentation des Stammes ReA8 Minimal-Medium mit gemischter Zuckerquelle	56
Abb. 7-13:	Fermentation des Stammes ReA9 in Minimal-Medium mit gemischter Zuckerquelle	57
Abb. 8-1:	oTR-spezifischer Methanertrag der Maisfraktionen nach Klass-Wendelfilter	59
Abb. 8-2:	oTR-spezifischer Methanertrag der Strohfraktionen nach Klass-Wendelfilter	59
Abb. 8-3:	oTR-spezifischer Methanertrag der Mais- und Strohfraktionen nach Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite	60
Abb. 8-4:	oTR-spezifischer Methanertrag der gepufferten und destillierten Maisfraktionen nach Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite	63
Abb. 8-5:	oTR-spezifischer Methanertrag der Hanf-Triticale- und Topinambur-Triticale-Fraktionen nach Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite	64
Abb. 8-6:	Abhitzedampferzeuger einer dezentralen Brennerei	65
Abb. 10-1:	Bandfilterpresse der Fa. Klein [19]	73
Abb. 10-2:	Schematische Darstellung einer Bandfilterpresse [20]	73
Abb. 10-3:	Pressschneckenseparator der Fa. FAN Separator [21]	74
Abb. 10-4:	Schematische Darstellung eines Pressschneckenseparators [20]	75

Abb. 10-5: Schnittbild einer Dekanterzentrifuge der Fa. GEA Westfalia Separator [22]	76
Abb. 10-6: Schematische Darstellung einer Dekanterzentrifuge [20]	77
Abb. 10-7: Klass-Wendelfilter der Fa. Klass	78
Abb. 10-8: Schemazeichnung des Klass-Wendelfilters [23]	78
Abb. 10-9: Rundabscheider der Fa. Sweco [24]	79
Abb. 10-10: Bogensieb der Forschungs- und Lehrbrennerei der Universität Hohenheim	81
Abb. 10-11: Wendel aus Klass-Wendelfilter mit fester Fraktion von fermentiertem Stroh	82
Abb. 10-12: Feste (l.) und flüssige (r.) Fraktion von destillierter Maissilage nach Klass-Wendelfilter	83
Abb. 10-13: Feste Fraktionen von fermentierter Maissilage (l.) und fermentiertem Stroh (r.) nach Siebung mit 1,52 mm Maschenweite	85
Abb. 10-14: Schwingsieb mit 0,3 mm Maschenweite nach der Separation von Maissilage (l.) und mit 1,52 mm Maschenweite nach der Separation von Stroh (r.)	86
Abb. 11-1: Optimierter Isobutanol Pathway (Gap - Glycerinaldehyd-3-Phosphat; Pyr - Pyruvat; Alac - Acetolactat; Dhiv - Dihydroxyisovalerat; Kiv - Ketoisovalerat; Iba - Isobutyraldehyd)	90
Abb. 11-2: Gesteigerte Isobutanolproduktion mittels verkürzter Ilv2, Ilv5 und Ilv3 Enzyme. (WT - Wild Typ/unverkürzt; vk - verkürzt)	91
Abb. 12-1: Stoff- und Materialströme Maisanbau und Silierung	94
Abb. 12-2: Stoff- und Materialströme Triticaleanbau und Strohernte	94
Abb. 12-3: Stoff-, Material- und Energieströme für Vorbehandlung, Hydrolyse und Fermentation von Maissilage und Triticale	95
Abb. 12-4: Stoff-, Material- und Energieströme von Destillation, Biogasproduktion und Strom- sowie Wärmeerzeugung im BHKW (CHP)	96
Abb. 12-5: Darstellung der CO <sub>2</sub> -Äquivalente im Vergleich zu den Default-Werten der EU RED	97

### 14.3 Tabellenverzeichnis

Tab. 3-1: Zusammensetzung von Rohstoffen für die Bioethanolproduktion [3]	14
---	----

---

Tab. 3-2:	Darstellung der Standardfruchtfolgen aus dem FNR-Forschungsprojekt [5][6]	17
Tab. 7-1:	Auswertung der Xylose Fermentation	54
Tab. 7-2:	Auswertung der Fermentation des Stammes ReA8 mit gemischter Zuckerquelle	57
Tab. 7-3:	Auswertung der Fermentation des Stammes ReA9 mit gemischter Zuckerquelle	57
Tab. 8-1:	pH-Werte der Mais- und Strohfraktionen nach Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite am Ende der Biogaspotenzialbestimmung im Gärrest	61
Tab. 8-2:	Versuchsergebnis Schwingsieb Mais destilliert	62
Tab. 8-3:	Dampfbedarf für Destillation	66
Tab. 8-4:	Heizwärmebedarf für Dämpfprozess	67
Tab. 8-5:	Dampfbedarf für Dämpfprozess	67
Tab. 8-6:	Energiebedarf der Brennerei	68
Tab. 8-7:	Berechnung des Anfalls an Schlempe	69
Tab. 8-8:	Berechnung der möglichen Leistung einer Biogasanlage	69
Tab. 8-9:	Deckungsgrad des Energiebedarfs der Brennerei durch die Schlempe	69
Tab. 10-1:	Wendelverzeichnis	82
Tab. 10-2:	Versuchsergebnis Klass-Wendelfilter	83
Tab. 10-3:	Versuchsergebnis Schwingsieb Stroh fermentiert	84
Tab. 10-4:	Versuchsergebnis Schwingsieb Mais fermentiert	85
Tab. 10-5:	Ergebnisse Schwingsieb mit 1,52 mm Maschenweite für Maissilage-, Hanf-Triticale- und Topinambur-Triticale-Schlempe	87
Tab. 10-6:	Chemischer Befund der Maissilage-Triticale-Schlempe der Landesanstalt für landwirtschaftliche Chemie an der Universität Hohenheim	88
Tab. 10-7:	Chemischer Befund der Hanf-Triticale-Schlempe der Landesanstalt für landwirtschaftliche Chemie an der Universität Hohenheim	88
Tab. 10-8:	Chemischer Befund der Topinambur-Triticale-Schlempe der Landesanstalt für landwirtschaftliche Chemie an der Universität Hohenheim	88

Tab. 11-1: Isobutanolausbeute pro Gramm eingesetzter Glukose	91
Tab. 12-1: Eingespartes fossiles CO <sub>2</sub> pro Hektar Anbaufläche und Jahr der bilanzierten Cellulose-Ethanolanlage	98

#### 14.4 Abkürzungsverzeichnis

BDBe	Bundesverband der deutschen Bioethanolwirtschaft
BfB	Bundesmonopolverwaltung für Branntwein
BHKW	Blockheizkraftwerk
BMU	Bundesministerium für Umwelt
CaCO <sub>3</sub>	Calciumcarbonat
CO <sub>2</sub>	Kohlenstoffdioxid
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	Ethanol
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	Glucose
DBFZ	Deutsches-Biomasse-Forschungs-Zentrum
DDGS	distillers dry grain solubles
EEG	Erneuerbare Energien Gesetz
E5	Ottokraftstoff mit bis zu 5% Bioethanol
E10	Ottokraftstoff mit bis zu 10% Bioethanol
E85	Ottokraftstoff mit bis zu 85% Bioethanol
E100	Ottokraftstoff aus 100% Bioethanol
FM	Frischmasse
GenTG	Gesetz zur Regelung der Gentechnik (Gentechnikgesetz)
GenTSV	Gentechnik-Sicherheitsverordnung
GPS	Ganzpflanzensilage
HF	Hauptfrucht
HMF	Hydroxymethylfurfural
HPLC	High-performance liquid chromatography

---

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Schwefelsäure
H <sub>2</sub> O	Wasser
H <sup>+</sup>	Wasserstoff-Ion
KIV	Ketoisovalerat
KTBL	Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft
NawaRo	Nachwachsender Rohstoff
NaOH	Natriumhydroxid
NEL	Netto Energie Laktation
NREL	National Renewable Energy Laboratory
ORF	open reading frame
oTR	organischer Trockenrückstand
PCR	Polymerase Chain Reaction
PTJ	Projekträger Jülich
r.A.	reiner Alkohol
RI	Refractive Index
SHF	Separate Saccharification and Fermentation
SSF	Simultaneous Saccharification and Fermentation
SZF	Sommerzwischenfrucht
TR	Trockenrückstand
TS	Trockensubstanz
US	Untersaat
VDLUFA	Verband deutscher landwirtschaftlicher Untersuchungs- und Forschungsanstalten
WZF	Winterzwischenfrucht
ZwF	Zwischenfrucht

---

## ANLAGEN

---

# UNIVERSITÄT HOHENHEIM



## **Optimierung der regionalen Bioethanol- herstellung aus biogenen Reststoffen (RE<sub>2</sub>ALKO)**

### **Teilprojekt:**

## **Wirtschaftlichkeit der Bioethanol- erzeugung unter Einbeziehung biogener Reststoffe**

Prof. Dr. Enno Bahrs  
Dr. Beate Zimmermann

Universität Hohenheim  
Institut für Landwirtschaftliche Betriebslehre (410B)

**Juni 2013**

# Inhaltsverzeichnis

1	Einführung	2
1.1	Zielsetzung	2
1.2	Methodische Vorgehensweise	2
2	Anlagenbeschreibung	4
3	Berechnungsgrundlagen	9
4	Wirtschaftlichkeit der untersuchten Bioethanolanlagen	15
5	Wettbewerbsfähigkeit von Bioethanol	19
6	Schlussfolgerungen	27
7	Literaturverzeichnis	28

# **1 Einführung**

## **1.1 Zielsetzung**

Im vorliegenden Teilprojekt wird die Wirtschaftlichkeit der im Rahmen des Gesamtprojektes entwickelten und optimierten Verfahren der Bioethanolerzeugung analysiert. Dabei werden die einzelnen Verfahren hinsichtlich ihrer Produktionskosten, Energie- und Klimateffizienz sowie CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten untersucht.

Im Vergleich zu den gängigen Verfahren der Bioethanolerzeugung im großen Maßstab, soll mit den hier betrachteten Verfahren zum einen eine Verminderung der Konkurrenz um Nahrungsmittel und zum anderen eine Verbesserung der Energie- und Klimateffizienz erreicht werden. Schließlich stellt sich die Frage, ob die betrachteten Konzepte nach dem Wegfall des Branntweinmonopols eine Entwicklungsmöglichkeit für Brennereien darstellen könnten.

Zur Reduzierung der Konkurrenz zwischen nachwachsenden Rohstoffen und der Nahrungsmittelproduktion steht bei den betrachteten Verfahren die Integration biogener Abfall- oder Reststoffe, d.h. lignocellulosehaltigen Materials, im Vordergrund. Zur Verbesserung der Energieeffizienz wird die Bioethanolerzeugung mit der Biogasproduktion verknüpft. Dabei wird die bei der Alkoholerzeugung als Nebenprodukt anfallende Schlempe als Rohstoff für die Biogaserzeugung und damit als Energielieferant genutzt (Schlempevergärung statt Trocknung). Schließlich basiert das Konzept auf der dezentralen Bioethanolproduktion, die es zum einen ermöglicht, die Transportkosten für Substrate zu minimieren, Stoffkreisläufe zu schließen und vor allem einen Beitrag zur Steigerung der regionalen Wertschöpfung zu leisten. Insgesamt soll mit diesem Konzept der energieautarken dezentralen Bioethanolerzeugung im geschlossenen System unter Einbeziehung biogener Reststoffe eine beträchtliche Reduzierung der CO<sub>2</sub>-Emissionen erreicht werden.

## **1.2 Methodische Vorgehensweise**

Zur Beurteilung der Wettbewerbsfähigkeit verschiedener Konzepte der Bioethanolerzeugung wird ein Verfahrenvergleich erstellt. Auf dieser Basis lassen sich die untersuchten Bioethanolverfahren hinsichtlich Produktionskosten, Energiebilanz, Emissionsminderung und CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten vergleichen.

Als Datengrundlage für die Wirtschaftlichkeitsanalyse dienen im wesentlichen die von BUCK UND SENN (2012) im Rahmen des Forschungsprojektes Re<sub>2</sub>Alko gemessenen Stoffflüsse und erarbeiteten Ergebnisse. Diese umfassen sowohl die Definition verschiedener optimierter Anlagevarianten als auch deren jeweilige Input- und Outputmengen.

Darüber hinaus werden für die Wirtschaftlichkeitsberechnungen Kalkulationsdaten, Erfahrungen von Anlagenbauern und Anlagenbetreibern sowie verschiedene Literatur verwendet.

## 2 Anlagenbeschreibung

Als optimale Größe für die dezentrale Bioethanolerzeugung wird eine Jahreskapazität von 2 Mio. l unterstellt. Bei dieser Größenordnung lässt sich die durchschnittliche Transportentfernung für Substrate und Gärreste auf ca. 25 km begrenzen. Eine entsprechende Anlage könnte von mehreren Landwirten mit eigener Rohstoffherzeugung gemeinsam betrieben werden. Zur Untersuchung des Einsatzes lignocellulosehaltiger Rohstoffe in der Bioethanolerzeugung werden vier verschiedene Anlagevarianten betrachtet (Tab. 1). Als Basisvariante V0 dient eine Anlage, die entsprechend herkömmlicher Anlagen Bioethanol ausschließlich auf der Basis stärkehaltiger Rohstoffe (100 % Triticale) erzeugt. Beim Einsatz von Maissilage als lignocellulosehaltigem Rohstoff hat sich ein Anteil von 65 % an der Frischmasse als optimal erwiesen (Variante 1). Bei Variante V2 werden dem Triticalekorn 42 % Triticalestroh und bei Variante V3 55 % Hanfstroh beigemischt. Diese Rohstoffverhältnisse haben sich in zahlreichen Experimenten von BUCK UND SENN (2012) als technisch optimal herausgestellt.

Tabelle 1: Rohstoffbasis der untersuchten Anlagevarianten

VARIANTE	V 0	V 1	V 2	V 3
<b>Ethanol</b>				
<b>Stärkerohstoff</b>	Triticale (100%) <sup>1)</sup>	Triticale (35%) <sup>1)</sup>	Triticale (58%) <sup>1)</sup>	Triticale (45%) <sup>1)</sup>
<b>Lignocellulose</b>		Maissilage (65%) <sup>2)</sup>	Stroh (Triticale) (42%) <sup>2)</sup>	Hanfstroh (55%) <sup>2)</sup>
<b>Biogas</b>	Schlempe Maissilage Stroh (Triticale) <sup>3)</sup>	Schlempe Stroh (Triticale) <sup>3)</sup>	Schlempe	Schlempe Stroh (Triticale) <sup>3)</sup>
<b>Flächenverhältnis</b>	<i>Triticale/Mais</i> 79/21	<i>Triticale/Mais</i> 79/21	<i>Triticale</i> 100	<i>Triticale/Hanf</i> 50/50

<sup>1)</sup> Anteil stärkehaltiger Rohstoffe (t FM); <sup>2)</sup> Anteil lignocellulosehaltiger Rohstoffe (t FM); <sup>3)</sup> Strohabfuhr von 33% der Triticalefläche

QUELLE: EIGENE DARSTELLUNG NACH BUCK UND SENN (2012)

An alle Anlagen ist eine Biogasanlage zur Vergärung der anfallenden Schlempe angeschlossen. Dieser wird zur Verbesserung der Energieausbeute jeweils ein Drittel des anfallenden Triticalestrohs zugegeben. Eine Ausnahme stellt lediglich V2 dar, da hier das anfallende Stroh bereits in der Ethanolanlage eingesetzt wird. Schließlich

wird bei der Basisvariante V0, die auf der reinen Triticale-Alkoholerzeugung basiert, die Blattfrucht aus der Fruchtfolge in Form von Maissilage in der Biogasanlage eingesetzt. Damit lassen sich beim gleichen Flächenverhältnis von Triticale und Mais (79/21) die Auswirkungen einer Verwendung der Maissilage in der Biogasanlage (V0) bzw. in der Brennerei (V1) untersuchen.

Durch die unterschiedliche Rohstoffbasis in der Brennerei ergeben sich bei den einzelnen Varianten unterschiedliche Ethanolerträge je Hektar und damit ein unterschiedlicher Flächenbedarf für eine Jahresproduktion von 2 Mio. l Alkohol (Tab. 2). Dabei führt der Einsatz von Stroh in V2 mit 3.734 l/ha zu den höchsten Ethanolerträgen und erfordert damit die geringste Rohstofffläche (536 ha). Bei der reinen Triticaleanlage (V0) ist der Flächenbedarf mit 719 ha am größten.

Tabelle 2: Flächen- und Rohstoffbedarf bei den untersuchten Anlagevarianten

VARIANTE				V 0	V 1	V 2	V 3
<b>Basis-Rohstoff</b>				<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>
<b>Koferment (Lignocellulose)</b>				<b>-</b>	<b>Maissilage</b>	<b>Triticalestroh</b>	<b>Hanfstroh</b>
<b>Ethanolerzeugung</b> l/ha				<b>2.780</b>	<b>2.824</b>	<b>3.734</b>	<b>3.334</b>
<b>Flächenbedarf</b>	<b>Ethanol</b>	Triticale	ha	719	559	536	300
		Maissilage	ha		149		
		Triticalestroh	ha			391	
		Hanfstroh	ha				300
	<b>Biogas</b>	Maissilage	ha	191			
		Triticalestroh	ha	237	185		99
		<b>Fläche</b>	<b>ha</b>	<b>911</b>	<b>708</b>	<b>536</b>	<b>600</b>
<b>Rohstoffbedarf bzw. Rohstoffeinsatz</b>	<b>Ethanol</b>	Triticale	t	5.039	4.009	3.842	2.150
		Maissilage	t		7.436		
		Triticalestroh	t			2.814	
		Hanfstroh	t				2.625
	<b>Biogas</b>	Maissilage	t	8.800			
		Triticalestroh	t	1.713	1.332		714
		Schlempe	t	7.863	16.770	19.501	16.775
<b>Gärrestanfall</b>		t	23.877	25.721	18.859	23.625	

QUELLE: EIGENE BERECHNUNGEN NACH BUCK UND SENN (2012)

Bei einer Jahresproduktion von 2 Mio. l Ethanol liegt die Energieerzeugung bei allen Anlagevarianten bei 42,4 TJ bzw. 11,8 GWh (Tab. 3). Bezogen auf die eingesetzte Rohstofffläche ist die Energieerzeugung in Form von Ethanol bei der reinen Triticaleanlage (V0) und der Maissilageanlage (V1) mit rund 16,4 bzw. 16,7 MWh/ha am

geringsten, bei der Hanfstrohanlage (V3) mit rund 19,7 MWh/ha deutlich höher und bei der Triticalestrohanlage mit rund 22 MWh/ha am höchsten.

Tabelle 3: Energieerzeugung bei den untersuchten Anlagevarianten

VARIANTE				V 0	V 1	V 2	V 3	
<b>Basis-Rohstoff</b>				Triticale	Triticale	Triticale	Triticale	
<b>Koferment (Lignocellulose)</b>				-	Maissilage	Triticalestroh	Hanfstroh	
<b>Energieerzeugung</b>	<b>Ethanol</b>	<b>Erzeugung</b>	<b>l/ha</b>	<b>2.780</b>	<b>2.824</b>	<b>3.734</b>	<b>3.334</b>	
		<b>Energieerzeugung</b>	<b>MJ/ha</b>	<b>58.934</b>	<b>59.873</b>	<b>79.163</b>	<b>70.682</b>	
			<b>kWh/ha</b>	<b>16.401</b>	<b>16.663</b>	<b>22.031</b>	<b>19.671</b>	
			<b>MJ</b>	<b>42.399.128</b>	<b>42.400.000</b>	<b>42.400.000</b>	<b>42.409.124</b>	
			<b>kWh</b>	<b>11.799.757</b>	<b>11.800.000</b>	<b>11.800.000</b>	<b>11.802.539</b>	
<b>Energieerzeugung</b>	<b>Strom</b>	Erzeugung	kWh	6.618.432	5.252.857	3.113.186	4.646.333	
		Verbrauch	kWh	1.144.622	2.110.939	1.489.779	1.488.067	
		- Verbrauch Biogas	kWh	879.642	619.374	925.170	1.114.662	
		- Verbrauch Ethanol	kWh	264.980	1.491.565	564.609	373.405	
		Überschuss	kWh	5.473.811	3.141.918	1.623.407	3.158.267	
			<i>Anteil Überschuss</i>	<i>0,83</i>	<i>0,60</i>	<i>0,52</i>	<i>0,68</i>	
	<b>Wärme HT<sup>1)</sup></b>	Erzeugung	kWh	4.389.066	4.858.839	3.545.574	4.297.833	
		Verbrauch Ethanol	kWh	3.039.314	4.156.510	3.501.186	3.468.683	
		Überschuss	kWh	1.349.760	702.328	44.388	829.150	
				<i>Anteil Überschuss</i>	<i>0,31</i>	<i>0,14</i>	<i>0,01</i>	<i>0,19</i>
		<b>Wärme NT<sub>2)</sub></b>	Erzeugung	kWh	2.926.036	2.757.735	1.816.026	2.439.333
	Verbrauch Ethanol		kWh	177.886	138.290	132.405	74.167	
	Überschuss		kWh	2.748.150	2.619.445	1.683.621	2.365.167	
				<i>Anteil Überschuss</i>	<i>0,94</i>	<i>0,95</i>	<i>0,93</i>	<i>0,97</i>
	<b>Gesamtenergie Biogas</b>		Erzeugung	kWh	13.933.534	12.869.432	8.474.787	11.383.500
		MJ	50.160.722	46.329.954	30.509.233	40.980.600		
		<b>kWh/ha</b>	<b>15.300</b>	<b>18.173</b>	<b>15.823</b>	<b>18.973</b>		
		<b>MJ/ha</b>	<b>55.081</b>	<b>65.422</b>	<b>56.963</b>	<b>68.301</b>		
<b>Gesamte Energieerzeugung</b>	<b>Erzeugung</b>	<b>MJ</b>	<b>92.559.850</b>	<b>88.729.954</b>	<b>72.909.233</b>	<b>83.389.724</b>		
		<b>kWh</b>	<b>25.733.291</b>	<b>24.669.432</b>	<b>20.274.787</b>	<b>23.186.039</b>		
	<b>Ethanol + Biogas</b>		<b>MJ/ha</b>	<b>101.638</b>	<b>125.295</b>	<b>136.126</b>	<b>138.983</b>	
			<b>kWh/ha</b>	<b>28.257</b>	<b>34.835</b>	<b>37.854</b>	<b>38.643</b>	
			<i>Anteil Ethanol</i>	<i>0,46</i>	<i>0,48</i>	<i>0,58</i>	<i>0,51</i>	
	<i>Anteil Biogas</i>	<i>0,54</i>	<i>0,52</i>	<i>0,42</i>	<i>0,49</i>			
<b>Gesamt-Energiebilanz</b>			<b>GJ</b>	<b>57.083</b>	<b>49.496</b>	<b>44.895</b>	<b>50.538</b>	
			<b>GJ/ha</b>	<b>62,7</b>	<b>69,9</b>	<b>83,8</b>	<b>84,2</b>	

<sup>1)</sup> Hochtemperatur, <sup>2)</sup> Niedertemperatur

QUELLE: EIGENE BERECHNUNGEN NACH BUCK UND SENN (2012)

In der Gesamtenergieerzeugung unterscheiden sich die Varianten aufgrund der rohstoffbedingt unterschiedlichen Biogaserzeugung. Diese ist bei V0 am größten und bei V2 am geringsten.

Aufgrund des höheren Energiebedarfes für den Aufschluss der lignocellulosehaltigen Rohstoffe in V1, V2 und V3 ist der Anteil des Strom- und Wärmeverbrauchs für die Ethanolherzeugung bei diesen Varianten deutlich höher als bei der reinen Triticaleanlage (V0). Insbesondere der Einsatz von Maissilage in der Brennerei erfordert einen hohen Energieeinsatz.

Die Gesamtenergiebilanz, in der die bereitgestellte Energie sowie der Energieverbrauch der gesamten Prozesskette berücksichtigt ist, fällt bei den beiden Strohvarianten (V2) und (V3) mit einem Energieüberschuss von rund 84 GJ/ha am höchsten aus. Hier schneidet die reine Triticaleanlage rund 63 GJ/ha deutlich schlechter ab als die Anlagen mit Einsatz lignocellulosehaltiger Rohstoffe (Tab. 3).

Hinsichtlich der Investitionskosten unterscheiden sich die Anlagen zum einen durch den unterschiedlichen Rohstoffeinsatz und zum anderen die unterschiedliche installierte elektrische Leistung (Tab. 4). Bei den Anlagen zur Bioethanolherzeugung ergeben sich beim Einsatz lignocellulosehaltiger Rohstoffe, insbesondere beim Einsatz von Maissilage durch den Bedarf einer zweiten Maischelinie, höhere Investitionskosten als bei einer reinen Stärkeanlage.

Tabelle 4: Investitionskosten der untersuchten Anlagevarianten

VARIANTE			V 0	V 1	V 2	V 3
Basis-Rohstoff Koferment (Lignocellulose)			Triticale -	Triticale Maissilage	Triticale Triticalestroh	Triticale Hanfstroh
<b>Brennerei</b>	Jahreskapazität	Mio. l	2,00	2,00	2,00	2,00
<b>BHKW</b>	installierte Leistung	kWhel.	827	657	389	581
	Bemessungsleistung	kWhel.	756	600	355	530
<b>Investitions- kosten</b>	<b>Ethanol</b>	<b>Mio. €</b>	<b>1,4</b>	<b>1,8</b>	<b>1,6</b>	<b>1,6</b>
		€/hl	70	90	80	80
	<b>Biogas</b>	<b>Mio. €</b>	<b>2,8</b>	<b>2,4</b>	<b>1,7</b>	<b>2,2</b>
		€/KW <sub>el</sub>	3384	3655	4369	3788
	<b>Gesamt</b>	<b>Mio. €</b>	<b>4,2</b>	<b>4,2</b>	<b>3,3</b>	<b>3,8</b>

QUELLE: EIGENE BERECHNUNGEN NACH BUCK UND SENN (2012), EMPL, M. (2013), EMPL, J.-B. (2013), LEL (2012A), ASUE (2011), MAAS-PEITZMEIER (2007)

Bei den angeschlossenen Biogasanlagen beruhen die Kostenunterschiede im wesentlichen auf dem Unterschied in der installierten elektrischen Leistung.

Die Vergütung für den überschüssigen Strom aus der Biogasanlage unterscheidet sich in der Grundvergütung durch die unterschiedliche Bemessungsleistung des BHKW und in der Zusatzvergütung durch den unterschiedlichen Substrateinsatz (Tab. 5). Eine Zusatzvergütung wird lediglich für Mais und Stroh gewährt, nicht jedoch für Schlempe. Die höchsten Stromerlöse ergeben sich in V0 durch den hohen Maisanteil in der Biogasanlage. Bei reiner Schlempevergärung ist die Stromvergütung am geringsten, d.h. hier liegt der Schwerpunkt auf der Energieerzeugung für den Eigenbedarf.

Tabelle 5: Stromvergütung<sup>1)</sup> bei den untersuchten Anlagevarianten

VARIANTE		V 0	V 1	V 2	V 3
<b>Basis-Rohstoff</b>		<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>
<b>Koferment (Lignocellulose)</b>		<b>-</b>	<b>Maissilage</b>	<b>Triticalestroh</b>	<b>Hanfstroh</b>
<b>Grundvergütung</b>	Cent/kWh	12,01	12,33	12,88	12,53
<b>Zusatzvergütung</b>					
- Vergütungsklasse I (Mais)	Cent/kWh	3,91	0,00	0,00	0,00
- Vergütungsklasse II (Stroh)	Cent/kWh	1,33	1,31	0,00	0,79
<b>Gesamtvergütung</b>	<b>Cent/kWh</b>	<b>17,25</b>	<b>13,64</b>	<b>12,88</b>	<b>13,32</b>

<sup>1)</sup> Jahr der Inbetriebnahme 2013

QUELLE: EIGENE BERECHNUNGEN NACH BUCK UND SENN (2012), EEG (2012), BIOMASSEV (2012), EMPL, J.-B. (2013),

### 3 Berechnungsgrundlagen

Die Berechnungsgrundlage für die Produktionskostenrechnung basiert hinsichtlich der Input- und Outputmengen im wesentlichen auf den Daten von BUCK UND SENN (2012). Die Annahmen bezüglich der verschiedenen Faktorpreise werden im Folgenden erläutert.

Einen wesentlichen Kostenblock in der Ethanolerzeugung stellen die Rohstoffkosten dar. Deshalb kommt den Annahmen bezüglich der Rohstoffpreise eine besondere Bedeutung zu. Da die Preise für landwirtschaftliche Produkte in den letzten Jahren und auch im Jahresverlauf jeweils großen Schwankungen unterlagen, werden zur Abbildung der aktuellen Marktsituation die mittleren Preise des letzten Jahres (Juni 2012 - Juni 2013) unterstellt (Tab. 6). Da die Marktpreise in diesem Zeitraum jedoch deutlich über dem Preisniveau der letzten drei Jahre lagen, ist es erforderlich eine Sensitivitätsanalyse auf der Basis alternativer Preisszenarien durchzuführen. Dabei wird in Preisszenario (S1-MIN) von günstigeren Rohstoffpreisen ausgegangen, wie sie über viele Jahre Realität waren und auch in Zukunft durchaus wieder möglich sein können. In Preisszenario (S2-MAX) wird von weiteren Preissteigerungen ausgegangen, die eine Art Preisobergrenze darstellen. Derartige Preissteigerungen sind zwar möglich, aus momentaner Sicht jedoch eher als unwahrscheinlich zu betrachten.

Tabelle 6: Rohstoffpreise und Transportkosten

	Rohstoffpreise			Transportkosten €t
	Markt- preise 2012/13 €t	Preisszenarien		
		Preis- untergrenze (S1-MIN) €/t	Preis- obergrenze (S2-MAX) €/t	
Triticale	220 <sup>1)</sup>	150	280	5
Maissilage	40 <sup>2)</sup>	30	50	10
Getreidestroh	100 <sup>2)</sup>	60	140	25
Hanfstroh	150 <sup>1)</sup>	100	200	25

<sup>1)</sup> frei Erfasser, <sup>2)</sup> ab Hof

QUELLE: NACH LEL (2012B), LEL (2013), PROPLANTA, CHIRON (2013), KTBL (2012), LFL (2007), BIOGASFORUM BAYERN (2010), TOEWS (2010)

Da für Triticale keine Preisnotierungen existieren, wird zur Ermittlung des Triticalepreises der Preis für Futterweizen herangezogen (Abb. 1). Daraus wird für den Zeitraum 2012/13 ein mittlerer Triticalepreis von 220 €/t frei Erfasser abgeleitet.

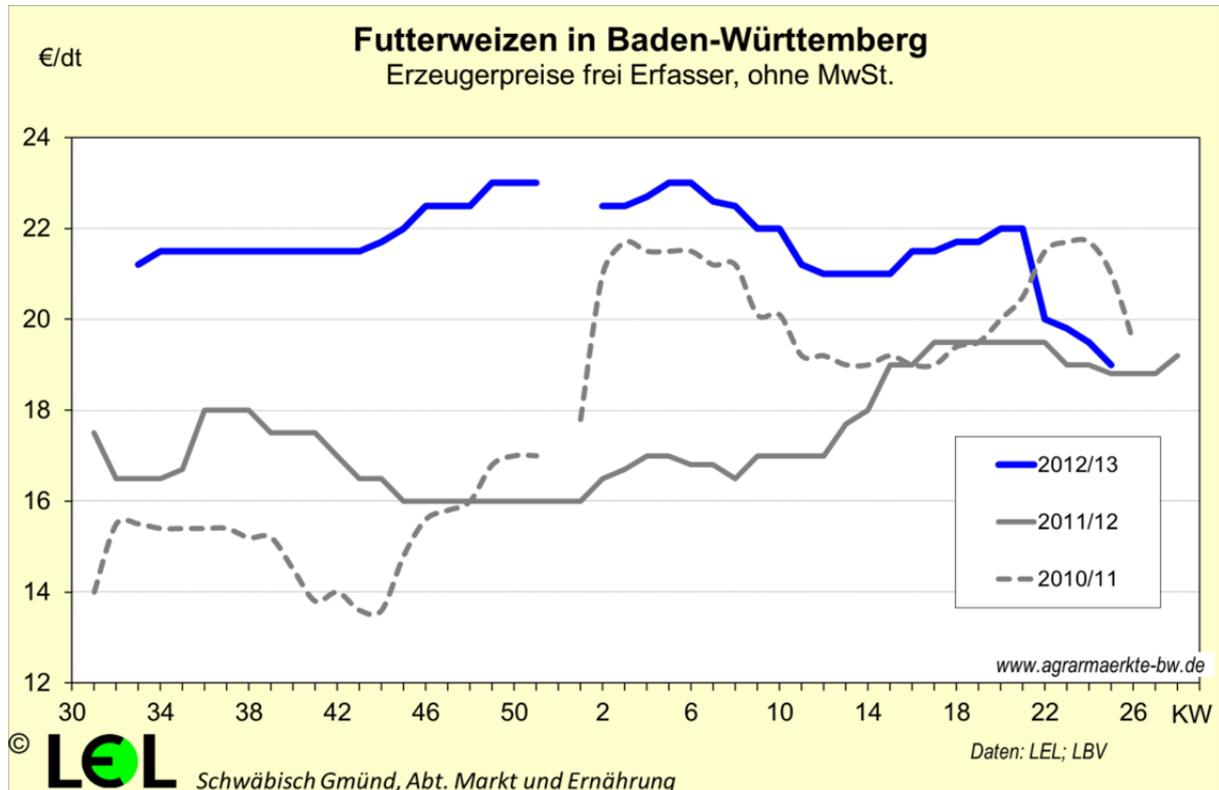


Abbildung 1: Erzeugerpreise für Futterweizen

Die Marktpreise für Maissilage orientieren sich zum einen an den Produktionskosten für Silomais und zum anderen an den Gleichgewichtspreisen für Silomais, die die Wettbewerbsfähigkeit der Konkurrenzfrüchte (Körnermais bzw. Weizen) widerspiegeln. Abb. 2 und Tab. 7 zeigen, dass die Produktionskosten für Silomais nach LEL (2012b) frei Silo bei einem durchschnittlichen Ertrag von 50 t FM/ha bei rund 35 €/t FM liegen. Durch den Wettbewerb mit den Konkurrenzfrüchten werden sich die Preise für Maissilage bei einem Weizen- bzw. Körnermaispreis von 220 €/t jedoch über dem kostendeckenden Preis auf dem Niveau des Gleichgewichtspreises für Silomais frei Silo von rund 40 €/t FM einpendeln (Tab. 8).

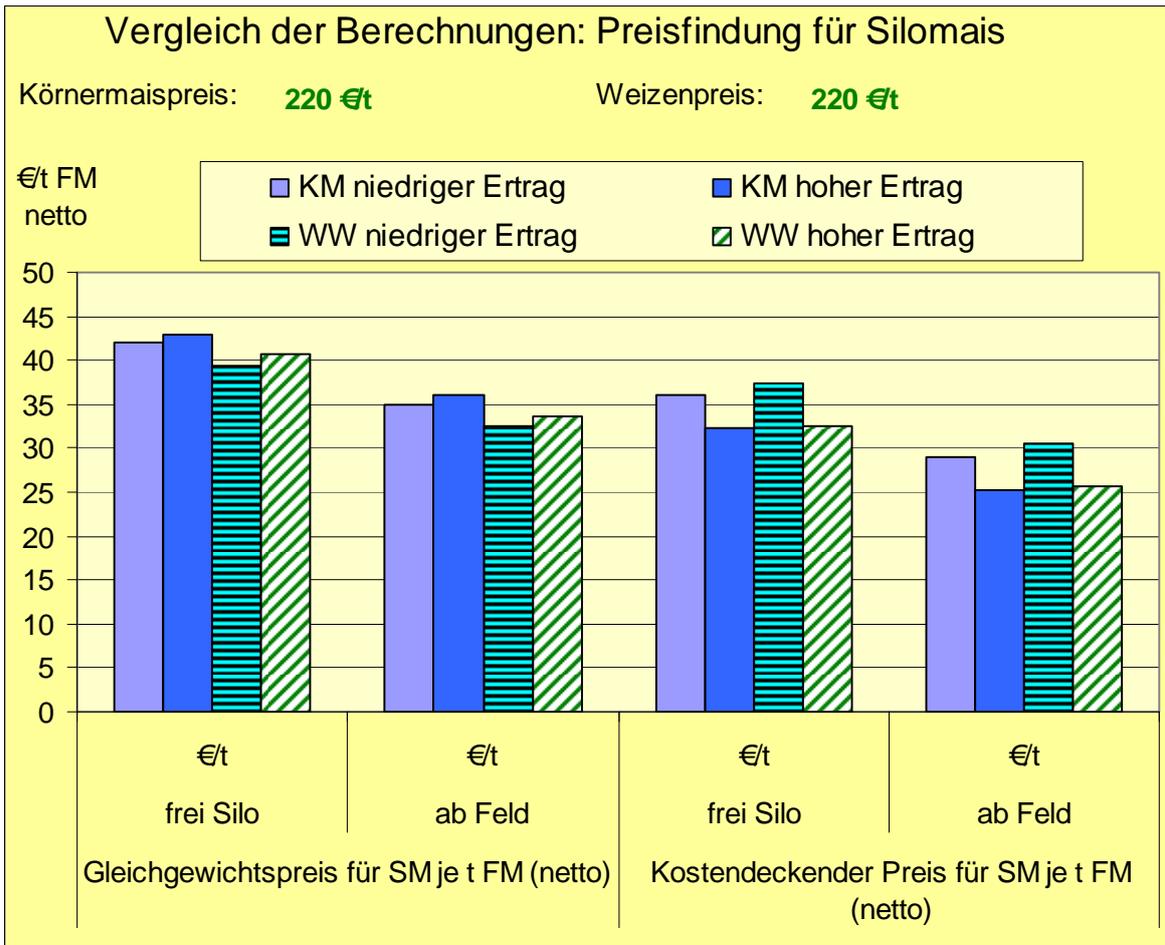


Abbildung 2: Gleichgewichtspreise und kostendeckende Preise für Silomais

QUELLE: LEL 2012B

Tabelle 7: Kostendeckende Preise für Silomais

Silomaisertrag	t FM/ha	35	40	45	50	55	60	65	70
frei Silo	€/t FM	43,83	40,39	37,73	35,58	33,83	32,37	31,14	30,08
ab Feld	€/t FM	37,38	33,94	31,27	29,13	27,38	25,92	24,69	23,63

QUELLE: LEL 2012B

Tabelle 8: Gleichgewichtspreise für Silomais (frei Silo) gegenüber Körnermais bzw. Weizen als Konkurrenzfrucht (hohes Ertragsniveau)

Körnermais- bzw. Weizenpreis	€/t FM	160	180	200	220	240	260	280	300
Bei Körnermais als Konkurrenzfrucht	€/t FM	32,39	36,13	39,97	43,81	47,64	51,48	55,32	59,15
Bei Weizen als Konkurrenzfrucht	€/t FM	31,86	35,05	38,25	41,45	44,65	47,95	51,04	54,24

QUELLE: LEL 2012B

Die Preise für Getreidestroh (Rechteckballen) bewegten sich nach PROPLANTA (2013) in der ersten Jahreshälfte 2012 um 140 €/t, von September 2012 bis März 2013 um 106 €/t und liegen seither bei rund 90 €/t. Daraus lässt sich für den Betrachtungszeitraum Juni 2012 – Juni 2013 ein mittlerer Preis für Triticalestroh von rund 100 €/t ab Lager ableiten (Tab. 6). In Regionen mit nicht existierenden Verkaufsmöglichkeiten für die potentielle Strohmenge orientiert sich der Wert des Strohs an den „Herstellungskosten“, die sich im wesentlichen aus dem Düngerwert und den Kosten für Strohwerbung, -lagerung und -transport zusammensetzen.

Die Bewertung von Hanfstroh mit Marktpreisen ist aufgrund der geringen Anbaufläche und der geringen Vermarktungsmenge relativ schwierig. Für die in diesem Projekt untersuchte Hanfanlage wurde das Hanfstroh von der Firma Chiron in Baltringen (LK Biberach) bezogen. Diese verarbeitet Hanfstroh zu Hanfbriketts, die als Brennstoff verkauft werden. Von Chiron erhalten die landwirtschaftlichen Hanfstrohlieferanten 150 €/t für Rechteckballen (CHIRON, 2013). Dieser Wert wurde für die folgenden Berechnungen als aktueller Preis für Hanfstroh übernommen. Da Hanf bzw. Hanföl ein Nischenprodukt darstellt, sind derzeit keine flächendeckenden Vermarktungsmöglichkeiten vorhanden. In Regionen ohne existierende Vermarktungsmöglichkeiten, sind die Produktionskosten des Hanfstrohs als relevanter Wert heranzuziehen.

Für die Ableitung der Preisszenarien wurde beim Getreidepreis von einer Preisschwankung um etwa 30 % ausgegangen (Tab. 6). Die Preisuntergrenze von rund 150 €/t, die sich für Triticale ergibt, spiegelt in etwa die Situation in der Vergangenheit (letzte 5 Jahre) wider. Für Silomais leitet sich daraus ein Gleichgewichtspreis von rund 30 €/t ab. Da dieser bei durchschnittlichen Erträgen unter dem kostendeckenden Preis von 35 €/t FM liegt, wird sich der Preis bei 35 €/t einpendeln müssen bzw. wird nur noch unter Hohertragsbedingungen Maissilage zu 30 €/t erzeugt werden können. Die Preisobergrenze für Triticale von 280 €/t ergibt sich bei einer Preissteigerung um rund 30 %. Als Gleichgewichtspreis für Maissilage ergibt sich daraus ein Wert von rund 50 - 55 €/t.

Bei Getreidestroh werden die in der Vergangenheit beobachteten Preisschwankungen zwischen rund 60 und 140 €/t als Preisober- bzw. -untergrenze angesetzt (Tab. 6). Da es für Hanfstroh kaum Anhaltspunkte für Marktpreise bzw. Preisentwicklungen gibt, wird wie beim Getreide eine Schwankung um 30 % angenommen.

Die Transportkosten für landwirtschaftliche Rohstoffe (Tab. 6) beruhen auf eigenen Berechnungen auf der Basis von KTBL (2013), Toews (2010), LfL (2007) bzw. BiogasForum Bayern (2010) und beziehen sich auf eine durchschnittliche Transportentfernung von 25 km.

Die bei der Ethanolerzeugung anfallende Schlempe stellt bei Einsatz in der Biogasanlage lediglich ein Zwischenprodukt dar. Bei isolierter Betrachtung der Ethanolerzeugungskosten ist jedoch eine Bewertung der Schlempe als Nebenprodukt erforderlich. Da aber keine vollständigen Analysewerte für die einzelnen Schlempen vorliegen, werden die Nebenprodukterlöse in Anlehnung an WISSENSCHAFTLICHER BEIRAT BEIM BMELV (2007) abgeschätzt. Dabei wird von einer Verwertung der Schlempe als DDGS (Dried Distillers Grains with Solubles) ausgegangen. Die anfallende DDGS-Menge entspricht etwa 30 % der eingesetzten Triticalemenge. Die DDGS-Preise liegen etwa im Bereich der Getreidepreise. Der Schlempeanteil aus den lignocellulosehaltigen Rohstoffen wird hier aufgrund des geringen Eiweißanteils vernachlässigt. Bei der Gesamtbetrachtung der Produktionskosten im geschlossenen System (Brennerei + Biogasanlage) ist die Bewertung der Schlempe jedoch nicht relevant, da sie nur einen durchlaufenden Posten darstellt.

Beim Gärrest wird davon ausgegangen, dass er auf den Rohstoffflächen im Umkreis von durchschnittlich 25 km wieder ausgebracht wird und damit der Nährstoffkreislauf annähernd geschlossen ist. Die Kosten für den Gärresttransport basieren auf Toews (2010) sowie BiogasForum Bayern (2010). Der Nährstoffwert des Gärrestes wird der Biogasanlage gutgeschrieben. Bezüglich der Anrechenbarkeit der Nährstoffe wird bei Stickstoff von 70 % der durch die Rohstoffe gelieferten Nährstoffe und bei Phosphor und Kali von 100 % ausgegangen.

Weitere Grundlagen der Berechnung sind in Tab. 9 aufgeführt.

Tabelle 9: Weitere ökonomische Kenndaten der Berechnung

Erträge		
- Triticalekorn	t/ha	7,2
- Triticalestroh	t/ha	7,2
- Silomais	t FM/ha	50
- Hanfstroh	t/ha	8,8
- Hanfsamen	t/ha	0,9
Betriebsstoffe Brennerei		
- Prozesswasser	€/m <sup>3</sup>	1,50
- Kühlwasser	€/m <sup>3</sup>	0
- Enzyme	€/kg	8,96
- Cellulase	€/kg	6,02
- Kalk	€/t	59
Strom (Zukauf)	€/kWh	0,18
Heizöl	€/l	0,70
Löhne	€/h	20
Arbeitsanspruch Brennerei		
- V0	h/hl	0,3
- V1	h/hl	0,4
- V2	h/hl	0,35
- V3	h/hl	0,35
Kapitalkosten Brennerei		
- Abschreibung	%	5
- Zinsansatz	%	4
- Unterhalt	% von Anschaffungskosten	3
- Versicherung	% von Anschaffungskosten	0,35
Schlempewert		
- DDGS-Menge	% vom Getreideeinsatz	30
- DDGS-Preis	entsprechend Getreide	
Arbeitsanspruch Biogas	h/kW <sub>el</sub> . (install. Leist. BHKW)	4
Kapitalkosten Biogas		
Abschreibung		
- BHKW	Jahre	7
- technische Anlagen	Jahre	10
- bauliche Anlagen	Jahre	20
Zinsansatz	%	4
Betriebskosten Biogas		
- Berat., Analyse, Prozessbetreuung	Ct/kWh	0,15
- Versicherung	% von Anschaffungskosten	0,35
- Wartung, Instandhalt. Technik	% von Anschaffungskosten	2
- Instandhaltung baul. Anlagen	% von Anschaffungskosten	2
- Instandhaltung BHKW	Ct/kWh	0,75
- Umweltgutachter	€/Jahr	1.800
- Buchführung, Steuerberater	€/Jahr	5.500
Gärrest		
- Transport	€/t	5
Gärrestwert		
- V0	€/t	10,02
- V1	€/t	7,97
- V2	€/t	8,37
- V3	€/t	5,13
- Nährstoffentzüge	nach Nährstoffvergleich Feld-Stall (LEL)	
- Nährstoffwerte		
- N-Preis	€/kg	1,1
- P-Preis	€/kg	1,1
- K-Preis	€/kg	0,8

## 4 Wirtschaftlichkeit der untersuchten Bioethanolanlagen

Für die untersuchten Anlagevarianten wurde neben der kombinierten Bioethanol- und Biogaserzeugung in Form eines geschlossenen Systems jeweils eine getrennte Wirtschaftlichkeitsrechnung für die beiden Bereiche als separate Einheiten durchgeführt. Dabei wird bei der getrennten Betrachtung davon ausgegangen, dass die für die Alkoholerzeugung erforderliche Energie (Strom bzw. Heizöl) zu Marktpreisen zugekauft und die Schlempe als DDGS verkauft wird. Der in der Biogasanlage erzeugte Strom wird nach dem Erneuerbare Energien Gesetz 2012 (EEG) verkauft und es erfolgt keine Nutzung der anfallenden Wärme. Als Zukaufspreis für Schlempe wird der DDGS-Verkaufspreis angesetzt. Beim geschlossenen System in der kombinierten Anlage wird dagegen der Energiebedarf der Ethanolherzeugung aus der Biogasanlage gedeckt, die bei der Alkoholerzeugung anfallende Schlempe in der Biogasanlage eingesetzt und der überschüssige Strom nach EEG 2012 verkauft. Die Bewertung von Strom, Wärme und Schlempe wird nur zur Darstellung der Wirtschaftlichkeit der beiden Bereiche Brennerei und Biogasanlage durchgeführt. Tatsächlich stellen diese Kostenpositionen jedoch lediglich durchlaufende Posten dar.

Für die kombinierten Anlagevarianten, die in diesem Projekt im Mittelpunkt stehen, wird neben der Wirtschaftlichkeit unter aktuellen Marktbedingungen die Situation unter veränderten Preisen dargestellt. Dies erfolgt über jeweils zwei Preisszenarien, die eine Preisuntergrenze (S1-MIN) bzw. eine Preisobergrenze (S2-MAX) darstellen.

Tab. 10 zeigt die Zusammensetzung der Produktionskosten der Bioethanolherzeugung für verschiedene Anlagenvarianten. Aus ihr geht hervor, dass unter aktuellen Marktbedingungen die Hanfstrohanlage (V3) im geschlossenen System mit Produktionskosten für Bioethanol von 0,66 €/l die günstigste Variante darstellt. An zweiter Stelle hinsichtlich der Wettbewerbsfähigkeit steht die reine Triticaleanlage (V0) als separate Brennerei ohne Schlempevergärung mit 0,69 €/l. Am höchsten sind die Produktionskosten beim Einsatz von Maissilage zur Alkoholerzeugung mit 0,94 €/l (V1). Diese basieren im wesentlichen auf dem hohen Energieaufwand, der zum Aufschluss der Maissilage erforderlich ist. Aber auch die Kosten für Betriebsstoffe fallen durch den hohen Bedarf an Cellulase, Wasser und Kalk stärker ins Gewicht. Darüber hinaus bestehen höhere Arbeits- und Kapitalkosten, die sich durch eine zweite Maischelinie ergeben. Schließlich sind die Rohstoffkosten bei dieser Anlagevariante mit 0,63 €/l die höchsten unter allen Anlagevarianten.

Im Gegensatz zur reinen Triticaleanlage führt das geschlossene System bei den Anlagevarianten mit Nutzung lignocellulosehaltiger Rohstoffe in der Alkoholerzeugung zu Vorteilen. Diese basieren zum einen auf dem geschlossenen Energiekreislauf, der bei höherem Energiebedarf für den Celluloseaufschluss (V1, V2 und V3) zu größeren Vorteilen führt als bei der reinen Triticaleanlage, die weniger Energie für den Aufschluss des stärkehaltigen Rohstoffs benötigt. Zum anderen ist das Ergebnis der Biogaserzeugung im geschlossenen System bei den „Cellulose-Verfahren“ durch die geringeren Substratkosten, die lediglich für Stroh anfallen, positiv. Dagegen lohnt sich die Biogaserzeugung auf Maisbasis bei der reinen Triticale-Ethanolanlage (V0) aufgrund hoher Substratkosten für Silomais und dem geringen Nutzen der betriebseigenen Energieerzeugung in der angeschlossenen Brennerei nicht.

Schließlich zeigt sich, dass sich die Biogaserzeugung auf der Basis von Schlempe in getrennten Anlagen, d.h. ohne Wärmenutzung, bei keiner Anlagevariante lohnt. Bei der Bioethanolherzeugung in getrennten Anlagen schneidet die reine Triticaleanlage (V0) mit Produktionskosten von 0,69 €/l am besten ab.

Hinsichtlich des Einsatzes von Maissilage wird aus dieser Untersuchung deutlich, dass er sowohl in der Biogasanlage (V0) als auch in der Ethanolanlage (V1) zu inferioreren Ergebnissen führt.

Unter günstigeren Marktpreisbedingungen für nachwachsende Rohstoffe, wie sie lange Zeit Realität waren (Preisszenario S1-MIN), könnte Bioethanol in der Hanfstrohanlage sogar zu rund 0,51 €/l und in der reinen Triticaleanlage zu 0,53 €/l erzeugt werden.

Im Fall deutlicher Preissteigerungen bei nachwachsenden Rohstoffen (Preisszenario S2-MAX), stiegen die Produktionskosten für Bioethanol auf 0,81 bis 1,13 €/l.

Insgesamt zeigt die Produktionskostenanalyse, dass die Hanfstrohanlage im geschlossenen System die günstigste der untersuchten Anlagevarianten darstellt, gefolgt von der reinen Triticaleanlage. Im Mittelfeld liegt die Getreidestrohanlage, die nur bei sehr günstigen Rohstoffpreisen zu wirtschaftlichen Ergebnissen führt. Die schlechteste Variante stellt die Nutzung von Silomais zur Bioethanolherzeugung dar, die bei allen Preisszenarien im Anlagenvergleich die höchsten Produktionskosten aufweist.

Tabelle 10: Produktionskosten für Bioethanol bei den untersuchten Anlagevarianten

Anlagevarianten	V0 Triticale-Anlage				V1 Cellulose-Maissilage				V2 Cellulose-Stroh				V3 Cellulose-Hanfstroh			
	Sep. Anl. <sup>1)</sup>		Kombinierte Anlage <sup>2)</sup>		Sep. Anl. <sup>1)</sup>		Kombinierte Anlage <sup>2)</sup>		Sep. Anl. <sup>1)</sup>		Kombinierte Anlage <sup>2)</sup>		Sep. Anl. <sup>1)</sup>		Kombinierte Anlage <sup>2)</sup>	
Preisszenarien	Markt- preise €/l	Markt- preise €/l	Min €/l	Max €/l	Markt- preise €/l	Markt- preise €/l	Min €/l	Max €/l	Markt- preise €/l	Markt- preise €/l	Min €/l	Max €/l	Markt- preise €/l	Markt- preise €/l	Min €/l	Max €/l
Rohstoffe	0,55	0,55	0,38	0,71	0,63	0,63	0,45	0,78	0,60	0,60	0,41	0,77	0,43	0,43	0,29	0,56
Energie	0,14	0,14	0,14	0,14	0,28	0,25	0,25	0,25	0,18	0,16	0,16	0,16	0,16	0,15	0,15	0,15
Arbeit	0,06	0,06	0,06	0,06	0,08	0,08	0,08	0,08	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
Kapital	0,05	0,05	0,05	0,05	0,07	0,07	0,07	0,07	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
Betriebskosten	0,03	0,03	0,03	0,03	0,08	0,08	0,08	0,08	0,04	0,04	0,04	0,04	0,03	0,03	0,03	0,03
Unterhalt/Versich.	0,02	0,02	0,02	0,02	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
<b>Summe Kosten</b>	<b>0,85</b>	<b>0,85</b>	<b>0,68</b>	<b>1,00</b>	<b>1,17</b>	<b>1,13</b>	<b>0,96</b>	<b>1,29</b>	<b>0,97</b>	<b>0,96</b>	<b>0,77</b>	<b>1,13</b>	<b>0,78</b>	<b>0,77</b>	<b>0,63</b>	<b>0,90</b>
Nebenprodukte	0,16	0,16	0,11	0,21	0,13	0,13	0,09	0,17	0,12	0,12	0,08	0,16	0,07	0,07	0,05	<b>0,09</b>
<b>Produktionskosten Brennerei</b>	<b>0,69</b>	<b>0,69</b>	<b>0,57</b>	<b>0,80</b>	<b>1,04</b>	<b>1,00</b>	<b>0,87</b>	<b>1,13</b>	<b>0,85</b>	<b>0,83</b>	<b>0,68</b>	<b>0,97</b>	<b>0,71</b>	<b>0,70</b>	<b>0,58</b>	<b>0,81</b>
Ergebnis Biogas	-0,20	-0,09	0,04	-0,21	-0,09	0,06	0,13	0,00	-0,11	0,02	0,06	-0,01	-0,09	0,04	0,07	0,00
<b>Gesamte Produktionskosten</b>	<b>0,89</b>	<b>0,78</b>	<b>0,53</b>	<b>1,01</b>	<b>1,13</b>	<b>0,94</b>	<b>0,74</b>	<b>1,13</b>	<b>0,95</b>	<b>0,81</b>	<b>0,62</b>	<b>0,98</b>	<b>0,80</b>	<b>0,66</b>	<b>0,51</b>	<b>0,81</b>

<sup>1)</sup> Brennerei und Biogasanlage sind separate Einheiten (keine Wärmenutzung),

<sup>2)</sup> Brennerei und Biogasanlage wirtschaften als eine Einheit (geschlossenes, energieautarkes System)

Hinsichtlich der Energiebilanz schneiden die beiden Strohanlagen mit einem Überschuss von rund 84 GJ/ha am besten ab (Tab. 11). Die schlechteste Energiebilanz weist das reine Triticaleszenario auf.

Ein ähnliches Bild zeigt sich in Bezug auf die Klimabilanz. Die Bioethanolerzeugung auf der Basis der Hanfstrohanlage führt zu den höchsten CO<sub>2</sub>-Einsparungen. Im gesamten System ergibt sich eine Vermeidung von CO<sub>2</sub>-Emissionen in Höhe von rund 8,6 t/ha. Bezogen auf die gesamte Energiebereitstellung ergibt sich daraus eine CO<sub>2</sub>-Vermeidung in Höhe von 346 g CO<sub>2-äq</sub>/kWh. Bezieht man die Emissionsvermeidung des gesamten Systems auf die Ethanolenergie als Hauptprodukt des Prozesses, ergeben sich sogar Einsparungen in Höhe von 437 g CO<sub>2-äq</sub>/kWh. Ohne Berücksichtigung der CO<sub>2</sub>-Vermeidung, die sich durch die Stromüberschüsse ergibt, liegen die CO<sub>2</sub>-Einsparungen allein des Ethanols bei 258 g CO<sub>2-äq</sub>/kWh Ethanol.

Tabelle 11: Energie- und Klimabilanz der untersuchten Anlagevarianten (geschlossenes System)

VARIANTE		V 0	V 1	V 2	V 3
<b>Basis-Rohstoff</b>		<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>	<b>Triticale</b>
<b>Koferment (Lignocellulose)</b>		-	<b>Maissilage</b>	<b>Triticalestroh</b>	<b>Hanfstroh</b>
Energie Ethanol	GJ/ha	46,6	60,0	79,3	70,8
	kWh/ha	12.944	16.663	22.031	19.671
Ges. bereitgestellte Energie	GJ/ha	68,1	75,8	90,0	89,5
	kWh/ha	18.903	21.053	24.989	24.858
<b>Energiegewinn<sup>1)</sup></b>	<b>GJ/ha</b>	<b>62,7</b>	<b>69,9</b>	<b>83,8</b>	<b>84,2</b>
	<b>kWh/ha</b>	<b>17.406</b>	<b>19.419</b>	<b>23.267</b>	<b>23.397</b>
<b>Klimabilanz (Gesamtanlage)</b>					
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidung<sup>2)</sup></b>					
	<b>kg CO<sub>2-äq</sub>/ha</b>	<b>5.980</b>	<b>5.876</b>	<b>7.471</b>	<b>8.593</b>
	kg CO <sub>2-äq</sub> /kWh bereitgest. Energie	0,316	0,279	0,299	0,346
	kg CO <sub>2-äq</sub> /kWh Ethanol	0,462	0,353	0,339	0,437
<b>Klimabilanz (Ethanol)</b>					
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidung<sup>3)</sup></b>					
	<b>kg CO<sub>2-äq</sub>/ha</b>	<b>2.491</b>	<b>3.276</b>	<b>4.929</b>	<b>5.068</b>
	kg CO <sub>2-äq</sub> /kWh Ethanol	0,192	0,197	0,224	0,258

<sup>1)</sup> bereitgestellte Energie abzüglich Energieverbrauch; <sup>2)</sup> durch Ethanol und Stromüberschuss,

<sup>3)</sup> durch Ethanol

QUELLE: EIGENE BERECHNUNGEN NACH BUCK UND SENN (2012)

## 5 Wettbewerbsfähigkeit von Bioethanol

Zur Beurteilung der Wettbewerbsfähigkeit von Ethanol wird Superbenzin als Substitut herangezogen. Als Preis für Ethanol ist für die Mineralölindustrie der Produktpreis für Superbenzin relevant. Dieser setzt sich aus dem Rohölpreis (Brent Crude, Nordseeöl) und den Raffineriekosten zusammen. Ein Beispiel für die Zusammensetzung des Kraftstoffpreises ist in Tab. 12 dargestellt.

Tabelle 12: Beispiel für die Zusammensetzung des Kraftstoffpreises (im Juni 2012)

	<b>Super</b> ct/L	
Rohölpreis <sup>1)</sup>	45,0	Notierung Rotterdam (Brent Crude, Nordseeöl)
<b>Produktpreis</b>	<b>54,9</b>	Notierung Rotterdam und Raffineriekosten Beinhaltet die Kosten für Transport, Lagerhaltung, Vertrieb, Verwaltung, Beimischung,...
Deckungsbeitrag	14,59	
Nettopreis	69,49	Nettopreis der Mineralölgesellschaft
Mineralölsteuer	65,45	enthält 15,4 Ct/l Ökosteuer
Vor(MWSt)-Steuer	134,94	Nettopreis entspr. Energiesteuergesetz
Mehrwertsteuer	25,64	19 %
<b>Verbraucherpreis</b>	<b>160,58</b>	
<i>davon Steuern</i>	91,09	

<sup>1)</sup> HEIZÖL24 (2013)

QUELLE: NACH MINERALÖLWIRTSCHAFTSVERBAND E.V. 2013

Aus dem Rohölpreis und dem Produktpreis für Superbenzin lassen sich Raffineriekosten von ca. 0,10 €/l ableiten.

In den vergangenen drei Jahren (Juni 2010 – Juni 2013) bewegten sich die Rohölpreise zwischen rund 57 und 97 €/Barrel (Abb. 3), d.h. zwischen 0,36 und 0,61 €/l (Tab. 13). Seit 2011 reicht die Schwankungsbreite lediglich von rund 70 bis 95 €/Barrel (d.h. 0,45 - 0,60 €/l). Die gegenwärtigen Preise entsprechen mit rund 80 €/Barrel bzw. 0,50 €/l ungefähr dem dreijährigen Mittel. Einschließlich Raffineriekosten ergibt sich daraus ein Produktpreis für die Mineralölwirtschaft in Höhe von rund 0,60 €/l. Dies bestätigen auch die Veröffentlichungen des Mineralölwirtschaftsverbandes hinsichtlich der Importpreise der Mineralölwirtschaft für Superbenzin (MINERALÖLWIRTSCHAFTSVERBAND E.V. (2013).

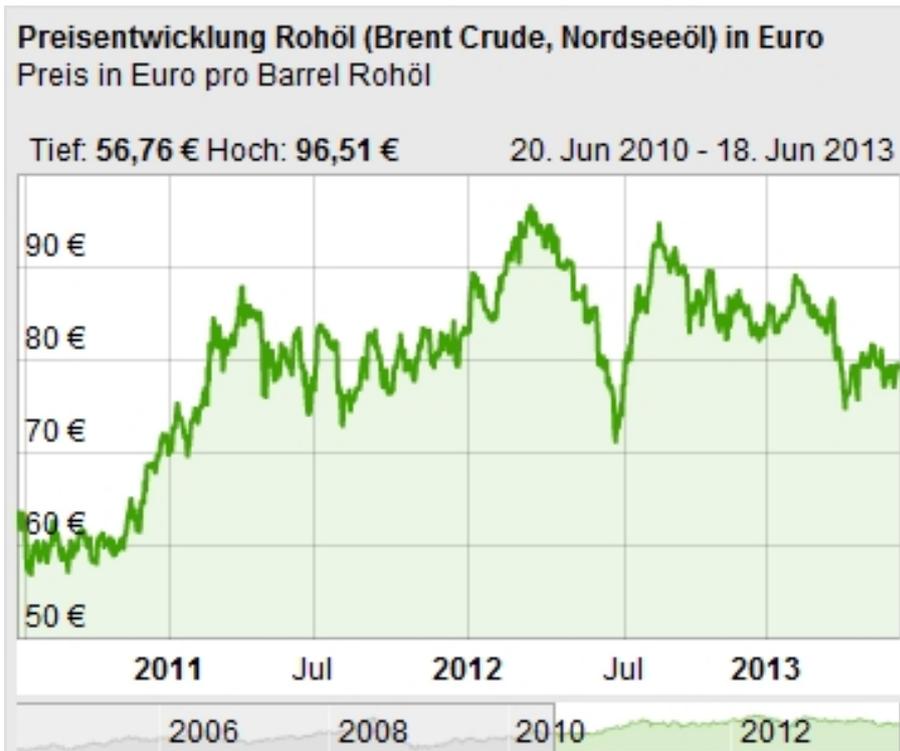


Abbildung 3: Entwicklung der Rohölpreise (Brent Crude, Nordseeöl) von 2010-2013

QUELLE: HEIZOEL24 (2013)

Tabelle 13: Rohölpreise und Produktpreise incl. Raffineriekosten

Juni 2010- Juni 2013	Rohölpreise (Brent Crude)		Rohölpreise incl. Raffinerie- kosten <sup>2)</sup>
	€/Barrel <sup>1)</sup>	€/l	€/l
Min	56,76	0,36	0,46
Max	96,51	0,61	0,71
<b>Mittelwert</b>	<b>80,00</b>	<b>0,50</b>	<b>0,60</b>

<sup>1)</sup> 1 Barrel = 159 l; <sup>2)</sup> ca. 0,10 €/l

Quelle: HEIZOEL24 (2013) UND MINERALÖLWIRTSCHAFTSVERBAND E.V. (2013)

Aufgrund des unterschiedlichen Energiegehaltes von Benzin (8,6 kWh/l) und Ethanol (5,9 kWh/l) muss dieser beim Vergleich der Produktpreise berücksichtigt werden. Wie Tab. 14 zeigt, übersteigen die Produktionskosten für Bioethanol bei V0 und V3 unter aktuellen Marktbedingungen (Tab. 14) die Produktionskosten für Benzin nur geringfügig. Bei günstigeren Rohstoffpreisen wie in S1-MIN liegen die Kosten für Bioethanol je Liter zum Teil sogar unter den Kosten für Benzin, nicht jedoch bei Bezug auf die Energie in kWh.

Tabelle 14: Kostendifferenz von Ethanol<sup>1)</sup> und Benzin

			Benzin	Ethanol			
				V 0	V 1	V 2	V 3
				Triticale -	Triticale Maissilage	Triticale Trit.stroh	Triticale Hanfstroh
Aktuelle Marktsituation	Kosten	€/l	<b>0,6</b>	0,78	0,94	0,81	0,66
		€/kWh		<b>0,07</b>	0,13	0,16	0,14
	Kostendifferenz zu Benzin	€/l		0,18	0,34	0,21	0,06
		€/kWh		0,06	0,09	0,07	0,04
Preisszenario S1 (MIN)	Kosten	€/l	<b>0,6</b>	0,53	0,74	0,62	0,51
		€/kWh		<b>0,07</b>	0,09	0,13	0,11
	Kostendifferenz zu Benzin	€/l		-0,07	0,14	0,02	-0,09
		€/kWh		0,02	0,06	0,04	0,02
Preisszenario S2 (MAX)	Kosten	€/l	<b>0,6</b>	1,01	1,13	0,98	0,81
		€/kWh		<b>0,07</b>	0,17	0,19	0,17
	Kostendifferenz zu Benzin	€/l		0,41	0,53	0,38	0,21
		€/kWh		0,10	0,12	0,10	0,07

<sup>1)</sup> Anlagevarianten mit geschlossenem System

Da der reine Kostenvergleich fossiler mit biogenen Kraftstoffen deren externe Effekte unberücksichtigt lässt, werden im folgenden die jeweiligen Klimawirkungen in die Betrachtung miteinbezogen. Während die Verwendung von Benzin als Kraftstoff zu CO<sub>2</sub>-Emissionen von rund 300 g/kWh führt, werden beim Einsatz von Bioethanol je nach Anlagenvariante lediglich zwischen 45 und 110 g/kWh emittiert (Tab. 15). Die Substitution von Benzin durch Bioethanol führt demzufolge zu CO<sub>2</sub>-Einsparungen zwischen 192 und 258 g/kWh (Tab. 11 und 15).

Tabelle 15: CO<sub>2</sub>-Emissionen von Benzin und Ethanol<sup>1)</sup>

		Benzin	Bioethanol			
			V0	V1	V2	V3
Energiegehalt	MJ/l	<b>31</b>	<b>21,2</b>	<b>21,2</b>	<b>21,2</b>	<b>21,2</b>
	kWh/l	<b>8,6</b>	<b>5,9</b>	<b>5,9</b>	<b>5,9</b>	<b>5,9</b>
CO <sub>2</sub> -Emissionen	g/MJ	84,0	30,7	29,6	22,0	12,6
	kg/l	2,604	0,651	0,626	0,466	0,266
	kg/kWh	0,303	0,110	0,106	0,079	0,045
CO <sub>2</sub> -Emissionen - Differenz zu Benzin	g/MJ		-53,3	-54,5	-62,0	-71,4
	kg/l		-1,953	-1,978	-2,138	-2,338
	kg/kWh		<b>-0,192</b>	<b>-0,197</b>	<b>-0,224</b>	<b>-0,258</b>

<sup>1)</sup> Anlagevarianten mit geschlossenem System

QUELLE: EIGENE BERECHNUNGEN NACH BUCK UND SENN (2012)

Betrachtet man das gesamte CO<sub>2</sub>-Vermeidungspotential, das sich im geschlossenen System ergibt, so zeigt sich, dass dieses mit 339 – 462 g/kWh Ethanol fast doppelt so hoch ist (Tab. 11 und 16).

Was die Realisierung dieser CO<sub>2</sub>-Einsparungen bei Substitution von Benzin durch Bioethanol kostet, kommt in den CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten zum Ausdruck (Tab. 16). Bei der günstigsten Anlagenvariante für Bioethanol, liegen diese unter aktuellen Marktbedingungen bei 167 €/t CO<sub>2</sub>-äq. (Tab. 16). Im Fall sinkender Rohstoffpreise (S1-MIN) betragen sie sogar nur 64 €/t CO<sub>2</sub>-äq. (Tab. 17). Betrachtet man die gesamte CO<sub>2</sub>-Vermeidung des geschlossenen Systems sind die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten bei der günstigsten Anlagenvariante (V3) mit 98 €/t CO<sub>2</sub>-äq. unter aktuellen Bedingungen (Tab. 16) bzw. 38 €/t CO<sub>2</sub>-äq. bei niedrigeren Rohstoffpreisen (Tab. 17) noch wesentlich geringer.

Tabelle 16: CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten bei den untersuchten Anlagevarianten<sup>1)</sup> (aktuelle Marktsituation)

Aktuelle Marktsituation		Benzin	Ethanol			
			V 0	V 1	V 2	V 3
			Triticale -	Triticale Maissilage	Triticale Trit.stroh	Triticale Hanfstroh
<b>Kosten</b>	€/l	<b>0,6</b>	0,78	0,94	0,81	0,66
	€/kWh		<b>0,07</b>	0,13	0,16	0,14
<b>Kostendifferenz zu Benzin</b>	€/l		0,18	0,34	0,21	0,06
	€/kWh		0,06	0,09	0,07	0,04
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidung</b>						
- Ethanol	kg CO <sub>2</sub> -äq./kWh <sub>EtOH</sub>		<b>0,192</b>	<b>0,197</b>	<b>0,224</b>	<b>0,258</b>
- Gesamtanlage	kg CO <sub>2</sub> -äq./kWh <sub>EtOH</sub>		0,462	0,353	0,339	0,437
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten</b>						
- Ethanol	€/t CO <sub>2</sub> -äq.		<b>326</b>	<b>459</b>	<b>304</b>	<b>167</b>
- Gesamtanlage	€/t CO <sub>2</sub> -äq.		136	256	200	98

<sup>1)</sup> geschlossenes System

Tabelle 17: CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten bei den untersuchten Anlagevarianten<sup>1)</sup>  
(Preisszenario S1-MIN)

S1 (MIN)		Benzin	Ethanol			
			V 0	V 1	V 2	V 3
			Triticale -	Triticale Maissilage	Triticale Trit.stroh	Triticale Hanfstroh
<b>Kosten</b>	€/l €/kWh	<b>0,6</b> <b>0,07</b>	0,53 0,09	0,74 0,13	0,62 0,11	0,51 0,09
<b>Kostendifferenz zu Benzin</b>	€/l €/kWh		-0,07 0,02	0,14 0,06	0,02 0,04	-0,09 0,02
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidung</b>						
- Ethanol	kg CO <sub>2</sub> -äq./kWh <sub>EtOH</sub>		<b>0,192</b>	<b>0,197</b>	<b>0,224</b>	<b>0,258</b>
- Gesamtanlage	kg CO <sub>2</sub> -äq./kWh <sub>EtOH</sub>		0,462	0,353	0,339	0,437
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten</b>						
- Ethanol	€/t CO <sub>2</sub> -äq.		<b>101</b>	<b>283</b>	<b>159</b>	<b>64</b>
- Gesamtanlage	€/t CO <sub>2</sub> -äq.		42	158	105	38

<sup>1)</sup> geschlossenes SystemTabelle 18: CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten bei den untersuchten Anlagevarianten<sup>1)</sup>  
(Preisszenario: S2-MAX)

S2 (MAX)		Benzin	Ethanol			
			V 0	V 1	V 2	V 3
			Triticale -	Triticale Maissilage	Triticale Trit.stroh	Triticale Hanfstroh
<b>Kosten</b>	€/l €/kWh	<b>0,6</b> <b>0,07</b>	1,01 0,17	1,13 0,19	0,98 0,17	0,81 0,14
<b>Kostendifferenz zu Benzin</b>	€/l €/kWh		0,41 0,10	0,53 0,12	0,38 0,10	0,21 0,07
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidung</b>						
- Ethanol	kg CO <sub>2</sub> -äq./kWh <sub>EtOH</sub>		<b>0,192</b>	<b>0,197</b>	<b>0,224</b>	<b>0,258</b>
- Gesamtanlage	kg CO <sub>2</sub> -äq./kWh <sub>EtOH</sub>		0,462	0,353	0,339	0,437
<b>CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten</b>						
- Ethanol	€/t CO <sub>2</sub> -äq.		<b>528</b>	<b>617</b>	<b>434</b>	<b>262</b>
- Gesamtanlage	€/t CO <sub>2</sub> -äq.		220	344	286	154

<sup>1)</sup> geschlossenes System

Insgesamt zeigen diese Betrachtungen, dass sich auf der Basis optimierter, dezentraler, geschlossener Anlagenkonzepte Bioethanol erzeugen lässt, das mit deutlich geringeren CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten verbunden ist als die Bioethanolerzeugung in Großanlagen ohne geschlossene Kreisläufe. Für derartige Anlagen berechnet der WISSENSCHAFTLICHE BEIRAT (2007) Vermeidungskosten von 459 €/t CO<sub>2</sub>-äq. bei einer CO<sub>2</sub>-Vermeidung von 108 g CO<sub>2</sub>-äq./kWh Ethanol und einer Kostendifferenz von Ethanol und Benzin von 0,049 €/kWh (Nettokosten für Ethanol: 0,101 €/kWh bei mit 180 €/t günstigeren Getreidepreisen als im vorliegenden Projekt (220 €/t)). Dieser Unterschied in den CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten basiert im wesentlichen auf dem mit 192 – 258 g CO<sub>2</sub>-äq./kWh mehr als doppelt so hohen CO<sub>2</sub>-Vermeidungspotential der im vorliegenden Projekt entwickelten Anlagenkonzepte.

Eine andere Methode zur Berücksichtigung der Klimawirkungen stellt die Internalisierung externer Effekte dar. Zur Schätzung von Klimafolgeschäden empfiehlt das UMWELTBUNDESAMT (2007) einen Wert von 70 €/t CO<sub>2</sub>-äq. als besten Schätzwert zu verwenden. Darüber hinaus sollten Sensitivitätsrechnungen mit den Werten 20 €/t CO<sub>2</sub>-äq. und 280 €/t CO<sub>2</sub>-äq. durchgeführt werden.

Tabelle 19: Externe Kosten für Klimafolgeschäden

Schätzwert		Externe Kosten
<b>min</b>	€/t CO <sub>2</sub> -äq.	20
<b>mittel</b>	€/t CO <sub>2</sub> -äq.	<b>70</b>
<b>max</b>	€/t CO <sub>2</sub> -äq.	280

QUELLE: UMWELTBUNDESAMT 2007: ÖKONOMISCHE BEWERTUNG VON UMWELTSCHÄDEN

Werden diese externen Kosten für Klimafolgeschäden in die Kosten von Benzin und Bioethanol einbezogen (Tab. 20), ergeben sich im Mittel Kostensteigerungen in Höhe von 0,18 €/l Benzin und 0,02 – 0,05 €/l Ethanol (bzw. 0,021 €/kWh Benzin und 0,003 – 0,008 €/kWh Ethanol)

Tabelle 20: Externe Kosten von Benzin und Ethanol<sup>1)</sup>

		Benzin	Bioethanol			
			V0	V1	V2	V3
<b>CO<sub>2</sub>-Emissionen</b>	kg/l	2,604	0,651	0,626	0,466	0,266
	kg/kWh	0,303	0,110	0,106	0,079	0,045
<b>Externe Kosten*)</b>						
min	€/l	0,05	0,01	0,01	0,01	0,01
<b>mittel</b>	<b>€/l</b>	<b>0,18</b>	<b>0,05</b>	<b>0,04</b>	<b>0,03</b>	<b>0,02</b>
max	€/l	0,73	0,18	0,18	0,13	0,07
min	€/kWh	0,006	0,002	0,002	0,002	0,001
<b>mittel</b>	<b>€/kWh</b>	<b>0,021</b>	<b>0,008</b>	<b>0,007</b>	<b>0,006</b>	<b>0,003</b>
max	€/kWh	0,085	0,031	0,030	0,022	0,013
<b>Differenz zu Benzin</b>						
min	€/l		0,04	0,04	0,04	0,05
<b>mittel</b>	<b>€/l</b>		<b>0,14</b>	<b>0,14</b>	<b>0,15</b>	<b>0,16</b>
max	€/l		0,55	0,55	0,60	0,65
min	€/kWh		0,004	0,004	0,004	0,005
<b>mittel</b>	<b>€/kWh</b>		<b>0,013</b>	<b>0,014</b>	<b>0,016</b>	<b>0,018</b>
max	€/kWh		0,054	0,055	0,063	0,072

<sup>1)</sup> Anlagevarianten mit geschlossenem System

\*) Werte des UBA (2007) für Klimafolgeschäden (vgl. Tab. 19)

QUELLE: EIGENE BERECHNUNGEN NACH UMWELTBUNDESAMT 2007

Wie Tab. 14 zeigt, übersteigen die höheren externen Kosten des Benzins im Vergleich zu Ethanol (Tab. 20) die Kostenunterschiede zwischen Ethanol und Benzin in einigen Fällen. Bezogen auf den Energiegehalt, kommt es jedoch lediglich unter günstigen Rohstoffpreisen (S1-MIN) bei V3, annähernd zu Kostengleichheit.

Insgesamt zeigt sich, dass die Wettbewerbsfähigkeit von Bioethanol unter Berücksichtigung externer Kosten durch Klimafolgeschäden bei optimalen Anlagenkonzepten bereits unter den aktuellen Marktbedingungen annähernd gegeben ist.

Darüber hinaus führen folgende Aspekte zu einer weiteren Verbesserung der Wettbewerbsfähigkeit von Bioethanol gegenüber Benzin:

Hinsichtlich der Entwicklung der Rohölpreise ist künftig eher mit einer weiteren Erhöhung des Preisniveaus zu rechnen, durch die sich die Wettbewerbsfähigkeit von Bioethanol weiter verbessern wird.

Bei der Bewertung externer Kosten mit dem oberen Schätzwert für Klimafolgeschäden in Höhe von 280 €/t CO<sub>2</sub>-äq. (UMWELTBUNDESAMT, 2012) ist die Bioethanolerzeugung gegenüber Benzin mit rund 0,55 – 0,65 €/l im Vorteil (Tab. 20). Unter diesen Bedingungen ist die Bioethanolerzeugung sogar bei steigenden Rohstoffpreisen (S2-MAX) dem Benzin wirtschaftlich überlegen (Tab. 18).

Ein weiterer Aspekt ist die Verbesserung der Verbrennungseigenschaften des Kraftstoffes durch die Beimischung von Bioethanol (KLENK UND KUNZ, 2008). Dies bedeutet, dass Bioethanol entsprechend seinem geringeren Energiegehalt Benzin nicht nur zu rund 66 % ersetzt, sondern zu bis zu 83 %. Dieser sogenannte Tank-to-Wheel Effekt trägt zu einer weiteren erheblichen Verbesserung der Wettbewerbsfähigkeit von Bioethanol bei.

## 6 Schlussfolgerungen

Insgesamt zeigen die Berechnungen, dass die Erzeugung von Bioethanol energieeffizient und mit hohen CO<sub>2</sub>-Einsparungen darstellbar ist, die Wettbewerbsfähigkeit am Markt unter den gegenwärtigen Marktbedingungen ohne die Berücksichtigung verschiedener externer Effekte jedoch nur bedingt gegeben ist.

Die Perspektiven für Bioethanolerzeuger lassen sich folgendermaßen charakterisieren: Bei dem gegenwärtig vergleichsweise hohen Preisniveau auf den Agrarmärkten, Unsicherheit bezüglich der künftigen Vermarktungsmöglichkeiten für Bioethanol und einem relativ hohen Investitionsbedarf für Bioethanolanlagen stellen Investitionen in die Bioethanolerzeugung derzeit ein relativ großes Risiko dar.

Andererseits ist durch die Beimischungsquote und den gegenwärtig hohen Importanteil von rund 50 % des Inlandsbedarfes durchaus ein beträchtliches Nachfragpotential nach Bioethanol vorhanden. Des weiteren bestehen bereits an vielen Orten Produktionskapazitäten, die nach Wegfall des Branntweinmonopols weiter genutzt werden können. Weitere Perspektiven ergeben sich bei günstigen Rohstoffbeschaffungsmöglichkeiten für biogene Abfälle und Reststoffe.

Schließlich stellt sich die Frage, inwiefern es sinnvoll wäre, bestimmte optimierte und energieeffiziente Konzepte der Bioethanolerzeugung, wie sie in diesem Projekt erarbeitet wurden, aufgrund ihres Beitrages zur Nachhaltigkeit und zum Klimaschutz im Kraftstoffbereich mit politischen Maßnahmen, vergleichbar dem EEG, zu unterstützen. Ein Schwerpunkt der Förderung könnte dabei auf der Bioenergie der 2. Generation liegen, d.h. der Nutzung biogener Abfall- und Reststoffe.

## 7 Literaturverzeichnis

- ASUE (ARBEITSGEMEINSCHAFT FÜR SPARSAMEN UND UMWELTFREUNDLICHEN ENERGIEVERBRAUCH) (2011): BHKW-Kenndaten 2011. Essen.
- BUCK, M. UND SENN, T. (2012): Ergebnisse aus dem Forschungsprojekt Re<sub>2</sub>Alko
- CHIRON (2013): Preise für Hanfstroh. Mündliche Mitteilung Februar 2013.  
<http://www.chiron-ul.de/index.html>
- EEG (ERNEUERBARE ENERGIEN GESETZ) (2012): "Gesetz für den Vorrang Erneuerbare Energien", [http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/eeg\\_2012.pdf](http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/eeg_2012.pdf)
- BIOMASSEV (BIOMASSEVERORDNUNG) (2012): "Verordnung über die Erzeugung von Strom aus Biomasse", [http://www.erneuerbare-energien.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/biomasseverordnung\\_kon\\_bf.pdf](http://www.erneuerbare-energien.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/biomasseverordnung_kon_bf.pdf)
- EMPL, M. (2013): Anlagekosten von Biogasanlagen. Mündliche Mitteilung, Januar 2013.
- EMPL, J.-B. (2013): Anlagekosten und laufende Betriebskosten in Biogasanlagen. Mündliche Mitteilung, Januar 2013.
- KTBL (2012): Datensammlung für die Betriebsplanung 2012/13.
- KLENK UND KUNZ (2008): Sugar Industry, Band 133, 2008.
- LFL (BAYERISCHE LANDESANSTALT FÜR LANDWIRTSCHAFT) (2007): NawaRo-Transport. Konzepte zur Reduzierung der Kosten beim Transport von nachwachsenden Rohstoffen für Biogasanlagen.
- BIOGASFORUM BAYERN (2010): Verfahren zum Transport von Biomasse. Nr. II - 6/2012. ([http://www.biogas-forum-bayern.de/publikationen/Verfahren\\_zum\\_Transport\\_von\\_Biomasse.pdf](http://www.biogas-forum-bayern.de/publikationen/Verfahren_zum_Transport_von_Biomasse.pdf)). 20.Juni 2013.
- LEL (LANDESANSTALT FÜR DIE ENTWICKLUNG DER LANDWIRTSCHAFT UND DER LÄNDLICHEN RÄUME) (2012a). Biogas-Invest 2012. Vers. 2.1, 08/2012. Programm zur Ermittlung der Wirtschaftlichkeit von Biogasanlagen nach dem neuen EEG 2012 und der produzierten Biogasmenge. Schwäbisch Gmünd.  
<http://www.lel-bw.de/pb/,Lde/647899>
- LEL (LANDESANSTALT FÜR DIE ENTWICKLUNG DER LANDWIRTSCHAFT UND DER LÄNDLICHEN RÄUME) (2012b). Ermittlung eines angemessenen Verkaufspreises für Silomais. 21.8.2012. Schwäbisch Gmünd.  
<http://www.lel-bw.de/pb/,Lde/647899>
- LEL (LANDESANSTALT FÜR DIE ENTWICKLUNG DER LANDWIRTSCHAFT UND DER LÄNDLICHEN RÄUME) (2013). Futtergetreide – Preisgrafiken. 24.5.2013. Schwäbisch Gmünd.  
<http://www.lel-bw.de/pb/,Lde/Startseite/Markt+und+Ernaehrung+mit+Landesstelle/Futtergetreide>

- HEIZOEL24 (2013): Was kostet Rohöl? Aktuelle Ölpreise. Interaid GmbH, Berlin.  
<http://www.heizoel24.de/charts/rohoel>. 18. Juni 2013.
- MAAS-PEITZMEIER, PH. (2007): Möglichkeiten der Energieerzeugung und Schlempeverwertung über eine angepasste Biogasanlage. FH Soest.  
[www.duesse.de/znr/pdfs/2007/2007-12-13-brenner-03.pdf](http://www.duesse.de/znr/pdfs/2007/2007-12-13-brenner-03.pdf). Februar 2013
- MINERALÖLWIRTSCHAFTSVERBAND E.V. (2013): Zusammensetzung des Verbraucherpreises für Superbenzin (95 Oktan, E5).  
<http://www.mwv.de/index.php/daten/statistikenpreise/?loc=1&jahr=2012>. 20. Juni 2013.
- PROPLANTA (2013): Stroh- und Heupreise 2012/13. <http://www.proplanta.de/Markt-und-Preis/News/Aktuelle-Strohpreise>. Juni 2013.
- TOEWS, T. (2010): Bestimmung der Erntekosten von Silomais und deren Relevanz für die Wirtschaftlichkeit von Biogasanlagen. Vortrag 8.6.2010. FH Bingen.  
[http://bioenergie.fnr.de/fileadmin/bioenergie-beratung/rheinland-pfalz-saarland/dateien/Toews\\_ErntekostenSilomais-Biomassetransport.pdf](http://bioenergie.fnr.de/fileadmin/bioenergie-beratung/rheinland-pfalz-saarland/dateien/Toews_ErntekostenSilomais-Biomassetransport.pdf)
- UBA (UMWELTBUNDESAMT) 2007: Ökonomische Bewertung von Umweltschäden.  
<http://www.umweltdaten.de/publikationen/fpdf-l/3193.pdf>
- WISSENSCHAFTLICHER BEIRAT BEIM BMELV (2007): Nutzung von Biomasse zur Energiegewinnung – Empfehlungen an die Politik.  
[http://www.bmelv.de/SharedDocs/Downloads/Ministerium/Beiraete/Agrarpolitik/GutachtenWBA.pdf?\\_\\_blob=publicationFile](http://www.bmelv.de/SharedDocs/Downloads/Ministerium/Beiraete/Agrarpolitik/GutachtenWBA.pdf?__blob=publicationFile)

