

Beitrag zur technologischen Entwicklung der Bioethanolherstellung aus Rüben im Festbett

Dissertation
zur Erlangung des akademischen Grades
Doktor-Ingenieur (Dr.-Ing.)

vorgelegt dem
Zentrum für Ingenieurwissenschaften
der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg

von Herrn Michael Schlimbach,
geboren am 01.02.1979 in Cottbus

Gutachter: Prof. Hebecker (Halle)
Prof. Meyer-Pittroff (München)

Eingereicht: am 31.05.2009

Verteidigung: am 19.10.2009

meinem Vater und meiner Mutter

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand im Rahmen meines Promotionsstudiums am Lehrstuhl für Energietechnik des Fachbereichs Ingenieurwissenschaften der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg. An dieser Stelle möchte ich allen Personen und Institutionen danken, die zum Gelingen meiner Arbeit beigetragen haben.

Besonderer Dank gilt meinem betreuenden Hochschullehrer Herrn Prof. Dr.-Ing. Dietrich Hebecker. Bei ihm möchte ich mich für die Möglichkeit zur Promotion, den wertvollen Diskussionen und der wissenschaftlichen Betreuung bedanken.

Ebenso gilt mein Dank den Mitarbeitern und Kollegen des Lehrstuhls Energietechnik, die immer mit Rat und Tat zur Seite standen und für eine sehr angenehme und produktive Arbeitsatmosphäre sorgten. Dies gilt auch für Henri Scholz, der im Rahmen einer Studienarbeit an meiner Arbeit mitgewirkt hat.

Darüber hinaus möchte ich mich bei Prof. Dr. Markus Pietzsch sowie Dr. Thomas Hertel bedanken. Sie haben mir besonders beim praktischen Teil dieser Arbeit mit ihrer fachlichen Expertise zur Seite gestanden und mir die Möglichkeit eingeräumt, zeitweise an ihrem Lehrstuhl zu arbeiten.

Mein Dank gilt weiterhin der Friedrich-Ebert-Stiftung und dem Allgemeinen Stiftungsfond der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg. Durch die Gewährung von Stipendien ermöglichten mir diese Organisationen die Aufnahme bzw. Weiterführung des Promotionsstudiums.

Ganz herzlich bedanken möchte ich meinen großartigen Eltern und meiner lieben Schwester. Durch ihre Fürsorge und Förderung wurde ich auf den von mir eingeschlagenen Bildungsweg gelenkt. Sie haben mich jederzeit bedingungslos unterstützt und damit maßgeblichen Anteil am Gelingen dieser Arbeit.

Meinen ganz besonderen Dank erfährt meine Partnerin und zukünftige Frau Tabea Schlimbach. Mit ihrer Hilfe, ihrem entgegengebrachten Verständnis und ihrer seelischen Unterstützung hat sie zum erfolgreichen Abschluss meiner Arbeit beigetragen.

Halle, 31.05.2009

Symbolverzeichnis.....	IV
Abbildungs- und Tabellenverzeichnis	VIII
1. Einleitung – Bioethanol aus Rüben.....	1
1.1. Die Entwicklung des Bioethanolsektors.....	1
1.2. Gesetzliche Rahmenbedingungen	3
1.3. Die Zuckerrübe als Ethanolpflanze	4
1.4. Thermodynamische Analyse der Bioethanolherstellung.....	6
1.5. Zielstellung	8
2. Verfahrenskonzept der Ethanolherstellung auf Basis einer Festbettfermentation.....	12
2.1. Verfahrenskonzept der Festbettfermentation	12
2.1.1. Bisherige Erfahrungen mit der Feststofffermentation.....	13
2.1.2. <i>Saccharomyces cerevisiae</i> und <i>Zymomonas mobilis</i>	14
2.1.3. Bilanz der alkoholischen Gärung.....	16
2.1.3.1. Stoffbilanz	16
2.1.3.2. Energiebilanz.....	17
2.1.4. Festbettfermentation	17
2.1.5. Vakuumfermentation	21
2.1.5.1. Wärmeabfuhr durch Verdunstungskühlung.....	22
2.1.5.2. Thermodynamische Modellierung der Vakuumfermentation.....	24
2.2. Verfahrenskonzepte der Ethanolgewinnung.....	27
2.2.1. Ethanolgewinnung aus dem Fermentationsgas	28
2.2.2. Mechanische Ethanolgewinnung aus den fermentierten Schnitzeln	31
2.2.3. Thermische Ethanolgewinnung aus den fermentierten Schnitzeln	33
2.2.4. Rektifikation und Absolutierung.....	34
2.3. Konzepte der vor- und nachgelagerten Prozessschritte.....	35
2.3.1. Rohstoffaufbereitung	35
2.3.1.1. Rübenreinigung	35
2.3.1.2. Schnitzelbereitstellung.....	36
2.3.2. Reststoffverwertung.....	36
2.3.2.1. Energetische Nutzung durch Methanisierung.....	37
2.3.2.2. Stoffliche Verwertung der Reststoffe	38
2.4. Verfahrenskonzepte der Ethanolherstellung.....	39
3. Experimentelle Untersuchungen zur Festbettfermentation	42
3.1. Hydrodynamik einer Rübenschnitzelschüttung.....	43
3.1.1. Versuchsaufbau der Festbetтанlage.....	43
3.1.2. Eigenschaften der verwendeten Rübenschnitzel.....	44
3.1.3. Versuchsergebnisse.....	46
3.1.3.1. Porosität des Festbetts	46
3.1.3.2. Trockener Druckverlust	48
3.1.3.3. Flüssigkeits-Hold-Up ohne Gasgegenstrom	50
3.1.3.4. Nasser Druckverlust	53
3.1.3.5. Hold-Up und Druckverlust im Gegenstrombetrieb.....	55

3.2. Direkte Festbettfermentation von Rübenschnitzeln	58
3.2.1. Versuchsaufbau der Fermentationsanlage	58
3.2.2. Material und Analysemethoden	59
3.2.2.1. Bestimmung der Trockensubstanz	60
3.2.2.2. Bestimmung des Gehalts an Saccharose	60
3.2.2.3. Bestimmung des Gehalts an Ethanol	62
3.2.3. Bilanzierung der Fermentationsversuche	63
3.2.3.1. Stoffbilanz	63
3.2.3.2. Energiebilanz	66
3.2.4. Versuchsergebnisse	68
3.2.4.1. Stoffliche Bilanzierung der Versuche	68
3.2.4.2. Fermentationstemperatur und Energiebilanz	71
3.2.4.3. Rübenschüttung	75
3.2.4.4. Beobachtungen zur Hydrodynamik	78
3.2.4.5. Zuckerabbau	81
3.2.4.6. Ethanolausbeute	81
3.2.4.7. Fermentationszeit	84
3.2.4.8. Produktivität	89
4. Anlagenkonzept einer dezentralen Bioethanolproduktion	92
4.1. Konzeptentwicklung	92
4.1.1. Betrachtungen zur Rohstofflagerung	93
4.1.2. Anlagenkonzept	97
4.1.3. Anlagenkapazität	99
4.2. Auslegung der Produktionsanlage	100
4.2.1. Rohstoffaufbereitung	101
4.2.2. Festbettfermentation	102
4.2.2.1. Masse- und Energiebilanz	103
4.2.2.2. Dimensionierung der Apparate	106
4.2.3. Ethanoltrennung	107
4.2.3.1. Masse- und Energiebilanz	108
4.2.3.2. Dimensionierung der Apparate	110
4.2.4. Biogasanlage und BHKW	112
4.2.4.1. Masse- und Energiebilanz	112
4.2.4.2. Dimensionierung der Apparate	114
4.2.5. Lager	115
4.2.6. Gesamtanlage	116
4.3. Betriebswirtschaftliche Analyse	119
4.3.1. Kostenkalkulation	119
4.3.2. Sensitivitätsanalyse	122
5. Zusammenfassung	124
Anhang	127
Literaturverzeichnis	131
Lebenslauf	141

Symbolverzeichnis

Lateinische Buchstaben

Zeichen	Bedeutung	Einheit
a	spezifische Oberfläche	[m ² /m ³]
A	Fläche	[m ²]
B	Hefebeladung	[g/kg]
b	Breite	[m]
c _p	spezifische Wärmekapazität	[kJ/(kg·K)]
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	[kg]
d	Durchmesser, Dicke	[m]
H	Enthalpie	[J]
h	Hold-up, dimensionslos	[m ³ /m ³]
l	Länge	[m]
K	Kondensationsgrad	[kg/kg]
L	Schütthöhe	[m]
M	Masse	[kg]
M	Längenverhältnis	[m/m]
n	Stoffmenge	[mol]
p	Druck	[Pa]
PV	Produktverhältnis	[kg/kg]
q	spezifische Wärme	[J/kg]
Q	Wärme	[J]
S	Oberfläche	[m ²]
TS	Trockensubstanzgehalt	[kg/kg]
u	Berieselungsdichte	[m/s]
v	spezifisches Volumen	[m ³ /kg]
V	Volumen	[m ³]
w	Gasleerrohrgeschwindigkeit	[m/s]
w	spezifische Arbeit	[J/kg]
W	Arbeit	[J]
x	Massenanteil	[kg/kg]
Y	Raum-Zeit-Ausbeute (Produktivität)	[kg/(m ³ ·h)]

Griechische Buchstaben

Zeichen	Bedeutung	Einheit
α	Ausbeute	[kg/kg]
Δ	Differenz, Änderung	...
ε	Porosität	[m ³ /m ³]
η	Viskosität, dynamisch	[Pa·s]
η	Wirkungsgrad	[]
κ	Isentropenexponent	[]
ν	Viskosität, kinematisch	[m ² /s]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
σ	Oberflächenspannung	[N/m]
ψ	Sphärizität	[]
Φ	Formfaktor	[]

tiefgestellte Indices

Zeichen	Bedeutung
Abs	Absorbat
B	Bakterien
Bl	Blase
ber	berechnet
CO ₂	Kohlendioxid
D	Druckverlust, Dampf
E	Ethanol
el	Elektrisch
Fer	Fermentation
Ferm	Fermenter
Fl	Flüssigkeit
fRS	fermentierte Rübenschnitzel
G	Gas
Gl	Glas
gem	gemessen
H	Hefe
Hydro	Hydrolyse
Inoc	Inoculum
is	Isentrop
K	Kondensat
L	Flüssigkeit
lv	Phasenübergang flüssig-gasförmig
M	Motor
n	Nass
NZ	Nichtzuckerstoffe
O	Oberfläche
P	Partikel
R	Reaktion
RS	Rübenschnitzel
S	Saccharose
Sch	Schüttung
Seg	Segment
t	trocken
TS	Trockensubstanz
U	Umgebung
V	Volumen-spezifisch
Verd	Verdichtung
W	Wasser

hochgestellte Indices

Zeichen	Bedeutung
◦	Standardzustand, Beginn
E	Ende

Kennzahlen

Zeichen	Bedeutung
Bo	Bond-Zahl
Eu	Euler-Zahl
Fr	Froude-Zahl
Ga	Gallilei-Zahl
Re	Reynolds-Zahl

Abbildungs- und Tabellenverzeichnis

Abbildung 1: Exergiefluss (GJ/ha)	7
Abbildung 2: Verlustbeiträge der einzelnen Prozessstufen.....	7
Abbildung 3: Systematik und Charakteristika der Fermentationsverfahren	12
Abbildung 4: Schema der Festbettfermentation von Rübenschnitzeln	18
Abbildung 5: modellierter Temperaturverlauf einer Festbettfermentation	24
Abbildung 6: berechnete Ethanolverteilung in Abhängigkeit der Fermentationsparameter T_{Fer}° und p_{Fer} ...	26
Abbildung 7: Schema der zweistufigen mechanischen Ethanolgewinnung.....	32
Abbildung 8: Schema einer Schnitzeldestillation	33
Abbildung 9: Verfahrensfließbild von <i>Prozess 1</i>	40
Abbildung 10: Verfahrensfließbild von <i>Prozess 2</i>	41
Abbildung 11: Versuchsanlage zur Untersuchung der Hydrodynamik einer Rübenschnitzelschüttung.....	44
Abbildung 12: Fließschema der Festbetтанlage	44
Abbildung 13: Rübenschnitzel: einzeln, links; in einer Schüttung, rechts.....	46
Abbildung 14: Porosität einer Schüttung aus Rübenschnitzeln in Abhängigkeit der Schütthöhe.....	47
Abbildung 15: trockener Druckverlust einer Rübenschnitzelschüttung ($L=1,94\text{m}$; $\varepsilon=47\%$).....	48
Abbildung 16: Vergleich zwischen Messung und Berechnung des Hold-Up einer Schnitzelschüttung.....	53
Abbildung 17: nasser Druckverlust Δp_n und trockener Druckverlust Δp_t einer Schnitzelschüttung	54
Abbildung 18: Hold-Up mit Gasgegenstrom h_G in Abhängigkeit des spez. nassen Druckverlusts $\Delta p_n/L$	56
Abbildung 19: nasser Druckverlust Δp_n in Abhängigkeit der Gasleerrohrgeschwindigkeit w_{Gas}	57
Abbildung 20: Versuchsanlage zur Festbettfermentation	59
Abbildung 21: Schema und Messstellenplan der Fermentationsanlage	59
Abbildung 22: TS- und Saccharosegehalt von Zuckerrüben während der Kampagne 06/07.....	62
Abbildung 23: Bilanzraum der Fermentation	63
Abbildung 24: Aufteilung des nicht zu Ethanol umgesetzten Zuckers	70
Abbildung 25: Verlauf der gemessenen und berechneten Kondensatmasse	71
Abbildung 26: zeitliche Verläufe der gemessenen Schüttungstemperaturen	72
Abbildung 27: Verläufe der Temperaturen und kumulierten Größen der Energiebilanz.....	73
Abbildung 28: Porosität der Schnitzelschüttung zu Beginn und am Ende des Versuchs.....	75
Abbildung 29: Schnitzelschüttung am Ende des Versuchs	75
Abbildung 30: Vergleich der TS-Gehalte der Schnitzel vor und nach der Fermentation	77
Abbildung 31: Verlauf des spezifischen Gasvolumenstroms ausgewählter Festbettfermentationen	78

Abbildung 32:	Verlauf des gemessenen Druckverlusts ausgewählter Festbettfermentationen.....	80
Abbildung 33:	spezifischen Ethanolbildung und -ausbeute der eigenen Festbettfermentationen	83
Abbildung 34:	Einfluss des TS°-Gehalts auf die Fermentationszeit t_{Fer}	85
Abbildung 35:	nach Gleichung [55] berechnete vs. gemessene Fermentationszeiten t_{Fer}	88
Abbildung 36:	Lagerungskonzept einer 180-tägigen Rübenkampagne	96
Abbildung 37:	modellierter Zuckergehalt gelagerter Rüben über die Kampagne von 180 Tagen.....	96
Abbildung 38:	Anlagenkonzept zur Bioethanolherstellung aus Rüben	98
Abbildung 39:	Stoff- und Energieströme i der Teilanlage I.....	102
Abbildung 40:	vereinfachtes Fließbild der Festbettfermentation mit mechanischer Ethanolgewinnung.....	105
Abbildung 41:	Prinzipskizze des Festbettfermenters	107
Abbildung 42:	vereinfachtes Fließbild der thermischen Ethanoltrennung.....	109
Abbildung 43:	Stoff- und Energieströme in den Teilanlagen IV und V (Biogasanlage und BHKW)	113
Abbildung 44:	Massebilanz der Gesamtanlage (Kampagnebetrieb).....	117
Abbildung 45:	Energiebilanz der Gesamtanlage (Kampagnebetrieb).....	118
Abbildung 46:	jährliche Aufwendungen der gekoppelten Bioethanol- und Bioenergieproduktion	121
Abbildung 47:	jährliche Erträge der gekoppelten Bioethanol- und Bioenergieproduktion.....	122
Abbildung 48:	Auswirkungen diverser Kostenfaktoren auf den Ethanolpreis (Sensitivitätsanalyse).....	123
Tabelle 1:	Vergleich der jährlichen Erträge heimischer Rohstoffe der Bioethanolproduktion [SCH03]....	5
Tabelle 2:	charakteristische Größen des anaeroben stöchiometrischen Saccharoseabbaus	16
Tabelle 3:	Parameter und Ergebnisse bisheriger Festbettfermentationen von Zuckerrüben	20
Tabelle 4:	Ethanolgewinnung durch direkte Verdichtung und Kondensation des Gases.....	28
Tabelle 5:	Verdichtung nach Auskühlung und Teilkondensation des Fermentationsgases	31
Tabelle 6:	Parameter des "Standardschnittzels"	45
Tabelle 7:	Ergebnisse der Hold-Up-Versuche	51
Tabelle 8:	Startparameter der Fermentationsversuche mit Zuckerrübenschnittzeln	68
Tabelle 9:	Ergebnisse der TS-Bilanz	69
Tabelle 10:	Zuckerumsatz Δm_S und Verteilung des Restzuckers	81
Tabelle 11:	Ethanolausbeute α_E und deren Verteilung	82
Tabelle 12:	Produktivität Y_E und deren Faktoren	89
Tabelle 13:	Berechnete Wärmeübertragerflächen $A_{WÜ}$ der Wärmeübertrager im Teilsystem III.....	112
Tabelle 14:	Leistungsdaten und Kennzahlen des bilanzierten BHKW	114

1. Einleitung – Bioethanol aus Rüben

Ethanol ist eine Flüssigkeit hoher Energiedichte und daher als Kraftstoff für Verbrennungsmaschinen geeignet. Erfolgt die Gewinnung durch Vergärung zucker- bzw. stärkehaltiger Biomasse, so spricht man im Allgemeinen von *Bioethanol*. Die Nutzung kann durch direkte Beimischung von Ethanol zu Benzin zum Beispiel als E5, E10 oder E85 (E...Ethanol, 5/10/85...Ethanolanteil in Vol%) oder in Form des Kraftstoffzusatzes ETBE (Ethyltertiärbutylether) erfolgen.

Die aktuelle Klimapolitik der EU und Deutschlands bemüht sich um eine Reduktion der Kohlendioxid-Emissionen. Für den Verkehrssektor wird ein wesentliches Mittel zur Verringerung der CO₂-Emissionen in der Substitution von Benzin durch Bioethanol gesehen und entsprechend gefördert. Auf Grund des immensen Kraftstoffverbrauchs (2007 in Deutschland 28,9 Milliarden Liter Ottokraftstoff [SCH08]) und nur begrenzter Verfügbarkeit landwirtschaftlicher Flächen kann nur ein Teil des konventionellen Kraftstoffs durch Biokraftstoffe substituiert werden. Soll dieser Anteil möglichst hoch sein, sind große hektarbezogene Bioethanolerträge nötig. Hier hat die Zuckerrübe im Vergleich der heimischen Energiepflanzen einen deutlichen Vorteil. Die Ethanolerträge sind etwa doppelt bis dreimal so groß wie bei Mais und Getreide. Nachteilig bei der Zuckerrübe sind der vergleichsweise arbeitsintensive Anbau und die schlechte Lagerfähigkeit.

Bisherige Verfahren zur Bioethanolherstellung aus Zuckerrüben sind als Annex-Anlagen der Zuckerherstellung konzipiert. Sie beherbergen bei konsequenter Ausrichtung auf die Bioethanolherstellung Verbesserungspotenziale. Ein überarbeitetes Verfahrenskonzept könnte diese Verbesserungspotenziale ausschöpfen und zu einer effizienteren Bereitstellung von Bioethanol aus Rüben beitragen.

1.1. Die Entwicklung des Bioethanorsektors

Die Herstellung und die dienliche Verwendung von Ethanol sind den Menschen seit Jahrtausenden bekannt. Dabei stand lange Zeit die Verwendung als Genuss- und Nahrungsmittel im Vordergrund. Die Nutzung von ethanolhaltigen Getränken ist bereits für die Zeit um 3000 v. Chr. in ägyptischen Schriftrollen belegt [CRA82]. Auch in der Bibel werden natürlich vergorene Getränke explizit erwähnt, zum Beispiel vergärter Traubensaft im 1. Buch Mose (Gen. 9,18-29). Später eröffnete die Entwicklung der Destillation, vermutlich im Gebiet der heutigen Türkei um 1000 n. Chr. [WET04], zusätzliche Anwendungsbereiche. In verschieden stark aufkonzentrierter Form beseelt Ethanol seither als Genussmittel in Form von Branntwein und anderen Spirituosen unzählige Gemüter. In reiner Form kam es als Lösungsmittel in der Medizin und Alchemie zum Einsatz. Schließlich erschloss sich mit der

Industrialisierung und der Erfindung von Verbrennungsmaschinen ein ganz wesentlicher neuer Absatzmarkt – Ethanol als Kraftstoff.

Der Pionier der Verbrennungsmaschinen *Nikolaus August Otto* benutzte 1860 Ethanol in seinen Prototypen [PUT03]. Knapp 50 Jahre später konzipierte auch der Vorreiter des Automobilbaus *Henry Ford* seine Automobile für die Verwendung von Ethanol. Er sah 1906 die Zukunft der Kraftstoffbereitstellung im *Agraralkohol* [KOV96]:

„The fuel of the future is going to come from fruit like that sumach out by the road, or from apples, weeds, sawdust – almost anything. There is fuel in every bit of vegetable matter that can be fermented. There's enough alcohol in one year's yield of an acre of potatoes to drive the machinery necessary to cultivate the fields for a hundred years.”

Tatsächlich entwickelte sich in einigen Ländern der Welt zur Jahrhundertwende vom 19. ins 20. Jahrhundert eine florierende Ethanolwirtschaft, insbesondere in Deutschland und Frankreich. Beide Staaten verfügten über keine nennenswerten Erdölvorkommen und waren somit von steigenden Ölimporten und deren Qualitäts- und Preisschwankungen abhängig. Zudem ging in Frankreich der Zuckerelexport zurück und die Produktivitätssteigerungen der Landwirtschaft führten zu freien Kapazitäten.

Der Aufbau der Ethanolwirtschaft wurde mit staatlicher Hilfe angekurbelt, so zum Beispiel in Deutschland durch die zentrale Vermarktung von Ethanol durch die *Centrale für Spiritus Verwerthung*. Die Ethanolproduktion erhöhte sich in Deutschland von 40 Millionen Liter im Jahr 1887 auf etwa 250 Millionen Liter im Jahr 1914. Nachdem anfangs auch reines Ethanol vermarktet wurde, setzte sich seit den 20er Jahren die Beimischung zu Benzin auf Grund staatlicher Vorschriften bzw. Steuererleichterungen mit Ethanolanteilen von 10% bis 25% durch. Während in Deutschland der Anteil von Ethanol am gesamten Kraftstoffabsatz über 10% betrug [DIE53], wurden Schätzungen zufolge in Europa insgesamt höchstens fünf Prozent erreicht. (Eine ausführliche Aufbereitung der Entwicklung des Bioethanolmarkts liefert *Kovarik* [KOV96].)

Mit der Entwicklung der Kohlevergasung, dem Rückgang von Ernteüberschüssen und der Änderung der Produktionsausrichtung im Zuge des zweiten Weltkriegs verringerte sich die Ethanolproduktion. In der Nachkriegszeit spielte die Ethanolbeimischung durch die niedrigen Erdölpreise keine Rolle mehr.

Seither wird der Bioethanolmarkt durch Brasilien und die USA dominiert. In Brasilien gab es seit den 1930er Jahren Ethanolbeimischungen auf relativ niedrigem Niveau. Mit den Ölkrisen in den 1970er Jahren wurde die Ethanolproduktion durch staatliche Förderprogramme in Brasilien und den USA massiv ausgebaut. Seitdem werden in Brasilien im Rahmen des Proálcool-Programms abhängig von der Weltmarktsituation für Zucker und Öl Überkapazitäten durch die Ethanolproduktion aus Zuckerrohr gepuffert. Nachdem in den

späten 1980er Jahren die Produktion drastisch abnahm, stieg sie seit den 1990ern und liegt derzeit bei einem Anteil von mehr als 25% des Kraftstoffbedarfs (2007 etwa 19 Milliarden Liter). In den USA wird seit den 1970ern das 10%ige Ethanol-Benzin-Gemisch *Gasohol* angeboten. Seitdem wächst der vorwiegend auf Mais basierende Bioethanolmarkt und erreichte im Jahr 2007 eine Produktion von 24,6 Milliarden Liter. (Die einzelnen Zahlenwerte sind der aktuellen Literatur entnommen [SCH03, SCH06, BIO08].)

In Deutschland entstand erst nach der Schaffung staatlicher Anreize im Jahr 2004 wieder eine Bioethanolindustrie für den Kraftstoffsektor. Der noch junge Markt wird seitdem durch die Firmen *VERBIO Vereinigte BioEnergie AG* und *CropEnergies AG* dominiert. Die Produktion lag in 2006 und 2007 bei jeweils etwa 400 Millionen Litern [LAB08].

1.2. Gesetzliche Rahmenbedingungen

Durch die Nutzung fossiler Energieträger stieg die CO₂-Konzentration gegenüber der vorindustriellen Zeit von 280ppm auf derzeit etwa 380ppm rapide an und wird in den nächsten Jahren noch weiter ansteigen. Die damit einhergehenden weltweiten Klimaveränderungen verursachen ungeheure ökologische, soziale und wirtschaftliche Probleme. Um die Konsequenzen für die Zukunft abzuschwächen, müssen die CO₂-Emissionen deutlich gesenkt, zumindest aber stabilisiert werden [BMU07a].

In Europa und Deutschland, dem absolut sechstgrößten CO₂-Emittenten der Welt [MDG08], wird dies zum Beispiel durch die Förderung von regenerativen Energien und den Aufbau eines CO₂-Zertifikate-Handels politisch forciert. Im Verkehrssektor soll die zunehmende Nutzung von Biokraftstoffen für eine Reduktion der CO₂-Emissionen sorgen. Darüber hinaus möchte man die Abhängigkeit von Ölimporten verringern und verspricht sich durch den Energiepflanzenanbau die Förderung der Landwirtschaft und strukturschwacher Räume.

Grundlage der gegenwärtigen Markteinführungsförderung war eine EU-Richtlinie im Jahr 2003, welche die Gewährung von Steuererleichterungen für Biokraftstoffe auf nationaler Ebene ermöglichte. Darin wurde das verbindliche Ziel eines Biokraftstoffanteils von 2% in 2005 bzw. 5,75% in 2010 festgesetzt [EUV03]. Daraufhin wurde in Deutschland auch die anteilige Steuerbefreiung von Biokraftstoffen durch die Änderung des Mineralölsteuergesetzes zum 01. Januar 2004 realisiert [MIN03].

Seit 2007 gilt das *Biokraftstoffquotengesetz* (BioKraftQuG). Darin wurden Beimischungsquoten für Biokraftstoffe zulasten einer Mineralölsteuerbefreiung festgelegt. Die Mineralölsteuerbefreiung gilt nur noch für den Bioethanolanteil im Ethanolkraftstoff E85 bis 2015. Die verbindlichen Beimischungsquoten für Bioethanol betragen für 2008 3,0Vol%, für 2009 4,2Vol% und ab 2010 5,5Vol%. Darüber hinaus sind für den gesamten Kraftstoffsektor steigende energetische Biokraftstoffanteile von 6,25% für 2009 bis 8% für 2015 festgeschrieben [BIO06]. Die derzeitige Gesetzeslage erlaubt eine Beimischung von

Ethanol entsprechend den Regelungen der Kraftstoffnorm *DIN EN 228*. Darin sind die Höchstgrenzen von 5Vol% für reines Ethanol und 15Vol% für ETBE (Ethanolanteil 47%) angegeben.

Im Zusammenhang mit dem BioKraftQuG sind in der Öffentlichkeit Diskussionen zur Nachhaltigkeit der Bereitstellung von Biokraftstoffen aufgekommen. Da dieses Gesetz nicht explizit die heimische Produktion fördert, können die Vorgaben auch mit importierten Biokraftstoffen erfüllt werden. Mit diesem Prinzip wird aber nur das Produkt Biokraftstoff, nicht auch die nachhaltige Produktion gefördert. Um umweltbelastende, klimaschädliche Produktionsstandards in Zukunft zu unterbinden, wurde als Ergänzung zum BioKraftQuG Ende 2007 die *Biomasse-Nachhaltigkeitsverordnung* (BioNachV) auf den Weg gebracht. Diese Verordnung legt die Nachhaltigkeitskriterien fest, die als Voraussetzung für die steuerliche und ordnungsrechtliche Förderung von Biokraftstoffen gültig sein werden. Dies sind die „nachhaltige Bewirtschaftung landwirtschaftlicher Flächen“, der „Schutz natürlicher Lebensräume“ sowie die Einhaltung eines „Treibhausgas-Minderungspotenzials“ [BMU07b]. Nach der Erarbeitung eines Nachweissystems wird die Zertifizierung derzeit in einer zweijährigen Pilotphase getestet.

1.3. Die Zuckerrübe als Ethanolpflanze

Für die Produktion von Ethanol als Biokraftstoff der ersten Generation kommen alle zucker- und stärkehaltigen Pflanzen in Betracht. (Die Bezeichnung *Kraftstoff der ersten Generation* bezieht sich auf den Konversionsprozess und meint alle Verfahren, bei denen nur der zucker- bzw. stärkehaltige Pflanzenteil der Ganzpflanze zu Bioethanol umgewandelt wird.) Dies sind in Deutschland die Getreidesorten Weizen, Roggen, Triticale und Mais, die stärkehaltige Ackerfrucht Kartoffel sowie die zuckerhaltigen Rüben (Massen-, Gehalts-, Zuckerrüben). Auf Grund des deutlich niedrigeren Zuckergehalts der Massen- und Gehaltsrüben (3%-13%) wird im Allgemeinen nur die Zuckerrübe (16%-18%) als Rohstoff der Bioethanolherstellung betrachtet.

Ein Vorteil der Rüben gegenüber den stärkehaltigen Pflanzen ist die mikrobiologisch leichte Zugänglichkeit des Substrats. Im Gegensatz zu Stärke kann der in der Zuckerrübe enthaltene Zucker von Hefen (z.B. *Saccharomyces cerevisiae*) sowie von einigen Bakterienarten (z.B. *Zymomonas mobilis*) direkt verwertet werden. Dadurch entfällt bei der Ethanolgärung von Rüben das energieintensive Einmaischen — die enzymatische Verflüssigung und Verzuckerung der Stärke. Eine Zufuhr zusätzlicher technischer Enzyme neben der in allen Ethanolgärungen notwendigen Zugabe von Ethanolhefen (Bakterien) ist nicht nötig.

Bei Rüben ist der Hauptinhaltsstoff das Disaccharid Saccharose. Dieser zweiwertige Zucker besteht aus den Monosacchariden Fructose und Glucose. Die Saccharose wird in den Wurzeln der Rübe während des Wachstums als Speicherstoff eingelagert. Ihre Konzentration nimmt

vom Rand der Wurzel zur Mitte hin zu und kann im Kern von Zuckerrüben bis zu 20% betragen. Neben der Saccharose sind auch geringe Anteile Invertzucker (zu Monosacchariden hydrolysierte Saccharose) sowie andere Zucker enthalten. Dieser Anteil ist jedoch so gering, dass in dieser Arbeit bei Verwendung des Begriffs *Zucker* nur Saccharose betrachtet wird.

Die Zuckerrübe ist im Vergleich der genannten Ackerfrüchte besonders interessant, da sie eine der leistungsfähigsten Kulturpflanzen ist. Allgemein beträgt der Wirkungsgrad der Biomasseproduktion bei Kulturpflanzen während der Wachstumszeit zwischen 1%-3% [KAL01]. Die Zuckerrübe erreicht nach *Meliß und Kleemann* sogar 5,4% [MEL88]. *Kaltschmitt* beziffert den Wert mit etwa 4% [KAL03]. Bei Getreide sind die Wirkungsgrade etwas geringer. Zum Beispiel erreicht die effektivste Getreidesorte Mais „nur“ einen Wirkungsgrad von 3,2% [MEL88]. Dies bedeutet nichts anderes, als dass die Zuckerrübe die einstrahlende Sonnenenergie am effektivsten in Bioenergie umsetzt. Sie kann im Vergleich zu den anderen Kulturpflanzen mehr Sonnenenergie speichern und liefert höhere Erträge an organisch gebundener Energie.

Der relativ große Wirkungsgrad der Zuckerrübe äußert sich auch im möglichen Hektarertrag der Bioethanolproduktion. Abhängig von Zuckergehalt, Frischmasseertrag und der Güte der Konversion sind Ethanolausbeuten um 5800 bis 6600 Liter pro Hektar und Jahr möglich [SCH03, SCH05a]. Damit ist der hektarbezogene Ethanolertrag deutlich höher als für Kartoffeln und die verschiedenen Getreidearten. Entsprechend geeignete Böden vorausgesetzt, kann durch Zuckerrüben auf nur einem Drittel der Fläche die gleiche Ethanolmenge im Vergleich zum Getreideanbau erzeugt werden. Die Hektarerträge der einzelnen Rohstoffe sind in Tabelle 1 vergleichend aufgelistet.

Das große Potenzial der Zuckerrübe (und Futterrübe) für die Ethanolbereitstellung ist seit langem bekannt und bereits mehrfach Gegenstand einschlägiger Untersuchungen gewesen [DAM82, MIS82, THE87, KOS88, SCH03]. Durch die aus der klimapolitischen Diskussion resultierenden steuerrechtlichen Anreize für Biokraftstoffe, Reformen der Zuckermarktordnung der EU und die stetig steigenden Energiepreise ist die Herstellung von Bioethanol auf Rübenbasis wieder interessanter geworden.

Tabelle 1: Vergleich der jährlichen Erträge heimischer Rohstoffe der Bioethanolproduktion [SCH03]

Rohstoff	Frischmasse [t/ha]	Ethanol [l/ha]	Fläche [ha/10m ³]
Roggen	4,9	2030	4,9
Triticale	5,6	2230	4,5
Weizen	7,2	2760	3,6
Körnermais	9,2	3520	2,8
Kartoffel	43,0	3550	2,8
Zuckerrübe	61,7	6620	1,5

Dazu hat auch die Weiterentwicklung der Konversionstechnik beigetragen. Heute ist unbestritten, dass die Energiebilanz der Konversion als auch die Bilanz über den gesamten Lebensweg (Pflanzenanbau, Konversion, Transport, Verteilung) der Bioethanolherstellung aus Rüben positiv sind. Allerdings ist die Varianz der Ergebnisse einzelner Studien sehr groß [SCH03, SCH06].

Dies gilt in noch viel stärkerem Maß für die Treibhausgasbilanz. Das berechnete Einsparpotenzial ist entsprechend der Vielfalt der Prozessketten von einer ganzen Reihe von Annahmen gestützt. Insbesondere die Bewertung des Pflanzenanbaus und der Kuppelprodukte sowie das gewählte Vergleichsszenario beeinflussen die Bilanz stark. Einer Schweizer Studie zufolge wird das Einsparpotenzial an Treibhausgasen für Biokraftstoffe im Vergleich zu Benzin bei etwa 30% gesehen [ZAH07]. Weitere Einblicke in die Ökobilanzierung geben die neueren Arbeiten von *Schmitz* und von *Bernhardt* [SCH05b, BER06].

1.4. Thermodynamische Analyse der Bioethanolherstellung

Für die Bioethanolherstellung auf Basis von Zuckerrüben wurde eine exergetische Analyse durchgeführt. Auf Grundlage dieser Analyse konnten Hauptverlustquellen und Verbesserungspotenziale des Prozesses identifiziert werden. Da dieser Teil bereits ausführlich in einer eigenen Veröffentlichung dargestellt wurde [SCH05a], werden an dieser Stelle nur einzelne Aspekte aufgegriffen. Die Methodik der Bilanzierung ist der genannten Publikation zu entnehmen.

Grundlage ist die Modellierung eines konventionellen Bioethanolprozesses ohne Berücksichtigung der Pflanzenproduktion, des Transports und der Lagerung. Die Zuckerrüben werden gereinigt, zerkleinert und anschließend extrahiert. Der entstehende Zuckersaft wird durch Hefen fermentiert, der in der Maische enthaltene Ethanol aufkonzentriert und absolutiert. Die Prozessstufen Reinigung, Zerkleinerung, Extraktion, Fermentation und Destillation/Absolutierung werden im Teilsystem Konversion (KON) zusammengefasst. Die organischen Nebenprodukte der Konversion (Schwemmwasser, fermentierte Schnitzel, Schlempe) werden zu Biogas vergoren und das anfallende Abwasser in einer aeroben Stufe aufgereinigt. Diese Prozessstufen bilden das Teilsystem Reststoffverwertung (RSV). Das erzeugte Biogas wird im Teilsystem Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) zur Bereitstellung von Elektroenergie und Wärme für den Eigenbedarf genutzt.

Dieser Bioethanolprozess liefert bei einem zugrunde gelegten Rübenertrag von 60t/ha mit einem Zuckergehalt von 17,5% einen hektarbezogenen Ethanolertrag von 5783 Litern. Dies entspricht einer Exergie von 133,5GJ/ha (Abbildung 1). Durch die Verwertung der organischen Reststoffe und Nutzung von Kraft-Wärme-Kopplung wird ausreichend Prozessexergie (15,6GJ/ha) für den Eigenverbrauch sowie zusätzliche überschüssige Elektroenergie (8,5GJ/ha) bereitgestellt. Damit ergibt sich ein exergetischer Gesamtwirkungsgrad von reichlich 61%.

Hauptverlustquellen sind nach Abbildung 2 die KWK, die biologischen Wandlungsstufen und die Destillation. Die Unterteilung in theoretisch vermeidbare und technologisch unvermeidbare innere Verluste zeigt das Potenzial für Verbesserungen. Demnach ergeben sich insbesondere in der Destillation/Absolutierung durch den hohen Prozessenergiebedarf und bei der Fermentation Verbesserungspotenziale. Dabei wirken sich Ausbeutesteigerungen in der Fermentation besonders stark aus, weil durch die Menge der gebildeten Nebenprodukte die Quantität der Verluste der nachfolgenden Teilsysteme RSV und KWK bestimmt wird. Des Weiteren bietet sich ein Verbesserungspotenzial in der Extraktion. Die Überführung des Rübenzuckers in einen Saft ist mit Zuckerverlusten sowie einem Konzentrationsabfall des Zuckers verbunden. Das energetische Verbesserungspotential einer Vermeidung der Saftproduktion liegt sowohl in der direkten Einsparung von Prozessenergien als auch in den geringeren Aufwendungen für die Destillation als Folge einer höheren Ethanolkonzentration nach der Fermentation.

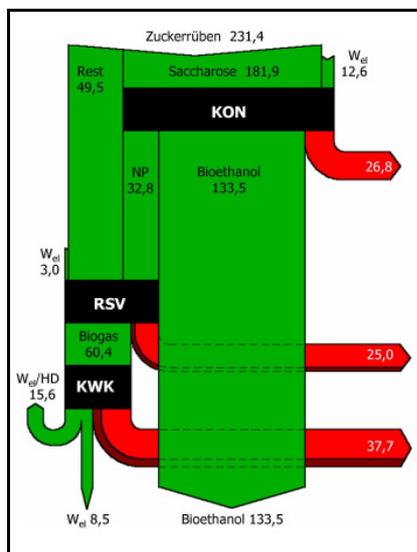


Abbildung 1: Exergiestromfluss (GJ/ha)

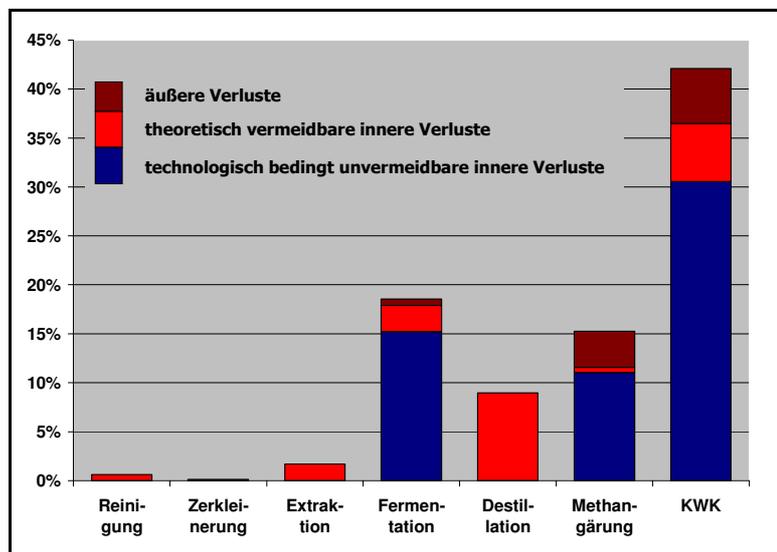


Abbildung 2: Verlustbeiträge der einzelnen Prozessstufen

Daraus abgeleitet ergeben sich folgende Alternativen, die in unterschiedlichem Umfang Veränderungen der bestehenden Technologie bedeuten. Eine Steigerung der Ethanolausbeute kann durch eine Lösungsfermentation mit Bakterien (*Zymomonas mobilis*) erzielt werden. Neben der höheren Ethanolproduktion gegenüber herkömmlich verwendeten Hefen und damit einer Konzentrationserhöhung an Zielprodukt werden durch Bakterien weniger Nebenprodukte gebildet [GUN99]. Es ergibt sich eine Steigerung der Ethanolausbeute auf etwa 5900 Liter pro Hektar.

Nachteilig bei einer Lösungsfermentation ist die geringe Produktkonzentration von etwa 8%. Durch die Vermeidung der Dünnsaftherstellung, bei der eine Substratverdünnung erfolgt, dass heißt durch Anwendung der direkten Vergärung von Rübenschnitteln kann nach der Fermentation eine Ethanolkonzentration von über 10% erreicht werden [MIT02, WEI90]. Eine

solche Fermentation ist als *Feststofffermentation* bzw. in Abgrenzung zur Fermentation einer Suspension besser als *Festbettfermentation* zu bezeichnen. Im englischen Sprachgebrauch werden vielfach auch die Bezeichnungen *solid state fermentation*, *solid substrate fermentation* oder *solid phase fermentation* verwendet.

Die Prozessbedingungen einer Festbettfermentation sind in Bezug auf die Substratfreisetzung günstiger als bei einer Lösungsfermentation. Für die Ethanolfermentation durch Bakterien wurde zum Beispiel von *Amin* eine Erhöhung der spezifischen Ethanolproduktion im Gegensatz zur Lösungsfermentation nachgewiesen [AMI87, AMI92b].

Neben der Steigerung der Ethanolausbeute und der energetischen Effizienz kann durch eine Festbettfermentation die apparatetechnisch aufwändige Extraktion eingespart werden. Die Diffusion des Zuckers aus den Rübenschnitzeln erfolgt dann simultan zur Fermentation im Fermenter. Diese Einsparung der Extraktionsstufe führt zur Verlagerung der Abtrennung der Reststoffe hinter die Prozessstufe Fermentation. Zudem ergibt sich die Notwendigkeit eines veränderten Wärmeabfuhrkonzepts in der Fermentation.

Die Abfuhr der Reaktionswärme gestaltet sich bei der Festbettfermentation schwieriger als bei der Lösungsfermentation. Die Möglichkeit des konvektiven Wärmetransports entfällt und in größeren Fermentern reicht die Wärmeleitung der Schüttung nicht aus, um die Reaktionswärme über die Behälterwand abzuführen. Eine elegante Möglichkeit der Wärmeabfuhr ist in diesem Fall eine Verdunstungskühlung. Durch Absenken des Systemdrucks wird entsprechend dem Gas-Flüssigkeits-Gleichgewicht Wasser- und Ethanoldampf zusammen mit dem gebildeten CO₂ abgeführt.

Die Berechnungen einer Festbettfermentation mit Bakterien auf Grundlage der Fachliteratur ergaben mögliche Ethanolerträge von knapp 6600 Litern pro Hektar und einen exergetischen Wirkungsgrad von etwa 67%. Dabei zeigte die Untersuchung verschiedener Verfahren der Destillation/Absolutierung keine signifikanten Unterschiede hinsichtlich ihrer energetischen Effektivität.

1.5. Zielstellung

Ziel dieser Arbeit war die Erarbeitung eines innovativen Anlagenkonzepts zur Bereitstellung von Bioethanol aus Rüben. Dafür sollte das konventionelle Verfahren auf Basis von Zuckersaft aus der Zuckerherstellung hinsichtlich einer Optimierung auf die Bioethanolproduktion analysiert werden. Durch eine solche Loslösung des Ethanol-Verfahrens von der Technologie der Zuckerherstellung können neue Prozesswege eingeschlagen werden. Auf Grundlage der eigenen Vorarbeiten sollte zunächst ein Verfahrenskonzept zur direkten Festbettfermentation der Rüben mit energetischer Verwertung der Reststoffe ausgearbeitet werden. Da zur Festbettfermentation in der Ethanolherstellung bisher kaum Erfahrungen vorliegen, sollte in einem Versuchsprogramm dieser Prozessschritt eingehend untersucht werden. Mit diesen Ergebnissen sollte schließlich ein Anlagenkonzept

erstellt werden. Auf Grund der Komplexität des gesamten Verfahrens musste sich die Ausarbeitung des Anlagenkonzepts auf die wesentlichen Prozessschritte beschränken. Dies sollte vor allem die Abschätzung der Hauptabmessungen der wichtigsten Apparate einschließen, um auch eine betriebswirtschaftliche Analyse durchführen zu können.

In diesem Sinne kann die vorliegende Arbeit einen Beitrag zur technologischen Entwicklung eines neuen Anlagenkonzepts liefern.

Die Entwicklung des Verfahrenskonzepts ist im Abschnitt 2 *Verfahrenskonzept der Ethanolherstellung* auf Basis einer Festbettfermentation ausgeführt. Vorteile dieses Konzepts wurden in der Verringerung der Zuckerverluste durch Verlagerung der Extraktion in die Fermentationsstufe und in der gleichzeitigen Erhöhung der Substratkonzentration gegenüber der Verarbeitung von Dünnsaft gesehen. Zudem versprach die allmähliche Freisetzung des Zuckers durch Diffusion simultan zur Fermentation günstige Gärbedingungen. Die über den gesamten Gärverlauf geringe verfügbare Zuckerkonzentration sollte zu weniger Nebenprodukten und damit einer effektiveren Umwandlung zu Bioethanol führen. Darüber hinaus bedeutet ein Verzicht auf die Extraktionsstufe eine erhebliche apparatetechnische Einsparung. Inwieweit diese Maßnahme Einfluss auf die nachfolgenden Prozessstufen ausübt, wurde im Rahmen der Erarbeitung des Verfahrenskonzeptes betrachtet.

In diesem Abschnitt werden die bisher verfügbaren relevanten Kenntnisse auf dem Gebiet der Feststofffermentation zusammengefasst. Ferner wird ein Abwärmekonzept zur Einhaltung der benötigten Fermentationstemperatur auf Basis der Verdunstungskühlung erarbeitet. Die Konsequenzen einer dann als Vakuumfermentation zu bezeichnenden Vergärung werden besprochen. Schließlich werden die Möglichkeiten der Gewinnung des Ethanols aus dem vergorenen Substrat theoretisch untersucht. Dabei wird der Schwerpunkt auf die Abtrennung einer ethanolhaltigen fluiden Phase von den festen Reststoffen sowie auf die weitere Verwendung der organischen Reststoffe gelegt. Die eigentliche Aufkonzentrierung zu reinem Ethanol, auch als Absolutierung bezeichnet, wird nur ansatzweise betrachtet.

Den Kern der vorliegenden Arbeit bildet der Abschnitt 3: *Experimentelle Untersuchungen zur Festbettfermentation*. Da zur Festbettfermentation insbesondere von Rüben kaum Kenntnisse vorliegen, wurde ein umfangreiches experimentelles Versuchsprogramm durchgeführt. Dieses gliederte sich in zwei Teile.

Zunächst sollten im ersten Teil die Eigenschaften eines Festbetts aus Rübenschnitzeln ohne Vergärung untersucht werden. In den als *Hydrodynamikversuche* bezeichneten Experimenten stand die Gewinnung von Erkenntnissen zum hydrodynamischen Verhalten von Schüttungen aus Rübenschnitzeln im Vordergrund. Es galt zu klären, ob Rübenschüttungen über den gesamten Fermentationsverlauf stabil sind und wie sie dabei gehandhabt werden müssen. Im Hinblick auf eine Dimensionierung der Prozessstufe im Rahmen eines Anlagenkonzepts beinhaltet dies insbesondere die Untersuchung folgender verfahrenstechnischer Größen:

- ♥ Porosität des Schnitzelbetts in Abhängigkeit der Schüttungshöhe
- ♥ trockener und nasser Druckverlust der gasdurchströmten Schüttung
- ♥ realisierbare Berieselungsdichte
- ♥ Flüssigkeits-Hold-Up

Anschließend wurden bei *Fermentationsversuchen* im zweiten Teil des Versuchsprogramms Rübenschnitzel unter verschiedenen Randbedingungen in einem Festbett anaerob fermentiert. Bei einer solchen Fermentation werden die Schnitzel mit einer Mikroorganismen-Suspension berieselt. Der an die Schnitzeloberfläche diffundierende Zucker wird biokatalytisch zu Ethanol umgesetzt. Dabei beeinflussen zahlreiche Faktoren den Verlauf der Fermentation. Dies sind zu allererst die Qualität des Substrats und die Art der Aufbereitung. Ferner sind es im Verlauf der Fermentation die Intensität der Beaufschlagung mit Mikroorganismen und Feuchtigkeit sowie die Prozessgrößen Temperatur und Druck. Diese sind über das Gas-Flüssigkeits-Gleichgewicht voneinander abhängig. Dementsprechend sollten folgende Parameter untersucht werden:

- ♥ thermische und chemische Vorbehandlung der Schnitzel
- ♥ Schnitzelgröße
- ♥ Substratfeuchte
- ♥ Fermentationstemperatur
- ♥ Druck (Vergleich Normaldruck und Vakuumfermentation)

Anhand der experimentell ermittelten Massen- und Energiebilanzen sollten die Einflüsse der verschiedenen Parameter auf die Güte der Fermentation untersucht werden. Die Güte der Fermentation wird durch die Ethanolausbeute quantifiziert. In der Raum-Zeit-Ausbeute (Produktivität) sind die folgenden einzeln auszuwertenden Größen zusammengefasst:

- ♥ Fermentationszeit
- ♥ Zuckerumsatz
- ♥ Ethanolausbeute

In der Folge sollte auf Grundlage der eigenen Versuchsergebnisse zur Festbettfermentation sowie der Auswertung verfügbarer Literaturangaben für alle anderen vor- und nachgelagerten Prozessschritte ein Anlagenkonzept entwickelt werden. Grundlage dieses Konzepts sollte die Einbettung der Anlage in eine dezentrale Versorgungsstruktur im ländlichen Raum sein. Dies sollte nach dem Vorbild bereits bestehender Biogasanlagen erfolgen. Solche Anlagen werden zum überwiegenden Teil von landwirtschaftlichen Produktionsunternehmen selbst betrieben und leisten mit ihren kleinen Stoffkreisläufen einen Beitrag zur nachhaltigen, ökologischen Wertschöpfung im ländlichen Raum. Gerade durch die gekoppelte Produktion von Bioethanol und Biogas in solchen dezentralen Strukturen können unter Umständen weitere Synergieeffekte genutzt werden. Die entsprechenden Ausarbeitungen zu diesem Konzept sind im Abschnitt 4 *Anlagenkonzept einer dezentralen Bioethanolproduktion* ausgeführt.

Dafür wurde untersucht, welche alternativen bzw. ergänzenden Substrate Verwendung finden könnten. Ein ganz wesentlicher Aspekt der Überlegungen musste dabei die Lagerfähigkeit der Substrate sein. Aus diesen Überlegungen abgeleitet ergäbe sich dann im Zusammenhang mit der logistisch möglichen und ökologisch sowie ökonomisch sinnvollen Versorgung eine anzustrebende Kampagnedauer für den Betrieb einer solchen Anlage.

Schließlich sollten mit der Erstellung der Massen- und Energiebilanz die Grundabmaße der Hauptapparate der einzelnen Prozessstufen abgeschätzt werden. Daraus abgeleitet ergäben sich dann die Investitionskosten sowie die variablen Kosten der Bioethanolbereitstellung. Auf dieser Grundlage sollte dann eine betriebswirtschaftliche Analyse des Anlagenkonzepts erfolgen.

2. Verfahrenskonzept der Ethanolherstellung auf Basis einer Festbettfermentation

Bevor das Verfahrenskonzept der Ethanolherstellung im Ganzen erarbeitet wird, sollen die Kernprozesse Fermentation und Ethanoltrennung in den Abschnitten 2.1 respektive 2.2 näher betrachtet werden. Darüber hinaus sollen die vorgelagerten Prozessschritte der Substrataufbereitung und mögliche Prozesse zur Verwertung der Reststoffe im Abschnitt 2.3 untersucht werden. Die Zusammenführung dieser Ausarbeitungen zu einem ganzheitlichen Verfahrenskonzept der Bioethanolherstellung erfolgt im Abschnitt 2.4.

2.1. Verfahrenskonzept der Festbettfermentation

Bei einer Feststofffermentation wird ein festes, feuchtes Substrat direkt fermentiert, während bei einer Lösungsfermentation das Substrat in einer wässrigen Lösung vorliegt. Damit unterscheiden sich Feststofffermentation und Lösungsfermentation hauptsächlich in ihrem Gehalt an freiem Wasser. Bei der Feststofffermentation ist dieser deutlich geringer. Eine klare Grenze hinsichtlich der beiden Fermentationsarten existiert aber nicht [MIT02].

Der Feststoff kann bei der Feststofffermentation in wässriger Umgebung als Suspension oder in Form einer porösen, feuchten Schüttung vorliegen. Bei Fermentationen mit Gasbildung ist die Stapelfähigkeit des Substrats zu einer porösen Schüttung von Vorteil, da dadurch das entstehende Fermentationsgas gut entweichen kann. Für diese Fälle ist der Begriff *Festbettfermentation* angebracht. Hingegen sollte eine Feststofffermentation in wässriger Phase davon abgrenzend als *Suspensionsfermentation* bezeichnet werden. Eine Übersicht der hier verwendeten Nomenklatur und der Charakteristika der entsprechenden Fermentationsformen in Bezug auf die Ethanolfermentation von Rüben gibt Abbildung 3.

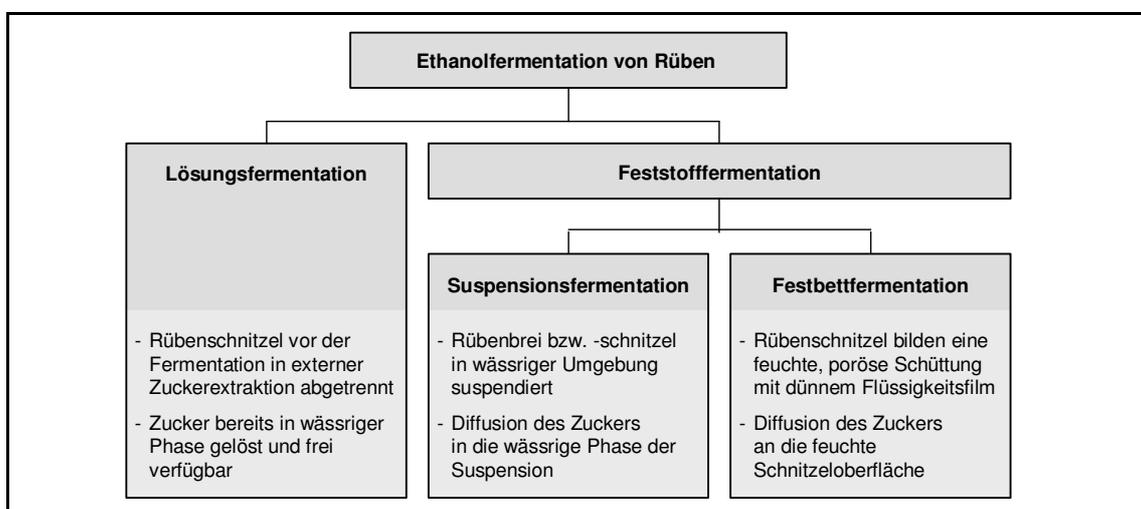


Abbildung 3: Systematik und Charakteristika der Fermentationsverfahren

Die Feststofffermentation beinhaltet zunächst die bekannten Prozessschritte einer Lösungsfermentation. Das Substrat wird für die Fermentation aufbereitet, dann mit einem Inoculum angeimpft und im Fermenter durch die Mikroorganismen verarbeitet. Schließlich folgt, zusammengefasst im *downstream-processing*, die Gewinnung des Produkts aus dem vergorenen Substrat.

Es gibt sowohl aerobe als auch anaerobe Feststofffermentationen mit ganz unterschiedlichen Zielstellungen. Manchmal steht der Abbau des Substrats (Kompostierung), ein anderes Mal die Umwandlung zu einem gewünschten Produkt (Methanfermentation) im Vordergrund. Von Bedeutung sind sowohl aerobe als auch anaerobe Feststofffermentationen unter Verwendung eines ganz bestimmten Mikroorganismus' (Monokultur) oder auch mit einer Vielzahl definierter oder undefinierter Mikroorganismen (Mixkultur). Dementsprechend vielfältig sind die Prozessbedingungen, die möglichen Vorteile gegenüber einer Lösungsfermentation und die zu bewältigenden Herausforderungen, so dass sich viele Forschungsaktivitäten nur mit einzelnen Aspekten der Feststofffermentation beschäftigen. Einen aktuellen Überblick über das Gebiet der Feststofffermentation geben die Arbeiten von *Raimbault* sowie *Mitchell et al.* [RAI98, MIT00, MIT02].

2.1.1. Bisherige Erfahrungen mit der Feststofffermentation

Zu den bekanntesten Feststofffermentationen gehört das Silieren landwirtschaftlicher Produkte. Auch das Kompostieren und die so genannte *Trockenfermentation* der Biogastechnik sind Feststofffermentationen. (Der Begriff Trockenfermentation hat sich in der Biogastechnik zur Abgrenzung gegen die herkömmlichen Verfahren und der Verwendung von flüssigen Substraten durchgesetzt. Gleichwohl beträgt der Feuchtegehalt bei der Trockenfermentation über 65% [FNR04].) Trockenfermentatoren werden sowohl als Suspensions- als auch Festbettfermentationen ausgeführt. Seit einigen Jahren werden derartige Biogasanlagen zum Beispiel in Weißenfels (*Kompogas-Verfahren*) und Bassum (*Dranco-Verfahren*) betrieben. Wegen der relativ kostenintensiven Technik werden dort primär organische Abfallstoffe verwertet [FNR04]. Eine weitere Anwendung im Bereich der Lebensmitteltechnik ist zum Beispiel die Herstellung von Blauschimmelkäse.

Die Feststofffermentation von Rüben ist in Ansätzen von verschiedenen Arbeitsgruppen untersucht wurden. Schon Ende der 1970er Jahre arbeiteten *Kirby* und *Mardon* an einem Ethanolverfahren, welches zur Vereinfachung des Prozesses und um die Produktionskosten zu senken, ohne Extraktion auskommen sollte. Unter anderem fermentierten sie erfolgreich Zuckerrübenpartikel ohne Zugabe zusätzlichen Wassers im Labormaßstab [KIR80, KIR84].

Eine ganze Reihe von Veröffentlichungen zur Ethanol-Fermentation von Futterrüben liegen von *Gibbons et al.* vor [GIB84, GIB86a, GIB86b, GIB87a, GIB87b, GIB88a, GIB88b]. In diesen konzeptionellen und experimentellen Arbeiten wurde die Möglichkeit einer Suspensionsfermentation von Futterrüben zur Herstellung von Kraftstoff-Ethanol und einem

proteinreichen Futtermittel untersucht. Auf Grund anhaltender Probleme mit Fremdkeimen sowie substrat- und verfahrensbedingter geringer Ethanolkonzentrationen und damit verbundenem hohen Energieaufwand in der Destillation hat sich das Verfahren nicht durchgesetzt.

In Deutschland gab es in den 1980er Jahren unter der Leitung der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL) Versuche zur Bioethanolproduktion auf Basis verschiedener einheimischer Rohstoffe [FAL92]. Diese Untersuchungen führten zu einem Anlagenkonzept auf breiter Rohstoffbasis, bei dem aus den verschiedenen Rohstoffen eine vergärbare, feststoffhaltige, aber pumpfähige Maische hergestellt wurde. In der Versuchsanlage in Ahausen/Eversen kam unter anderem auch Rübenbrei als Rohstoff erfolgreich zum Einsatz. Mit dem Rückgang der Energiepreise in den 1990er Jahren wurde das Projekt nicht weiter verfolgt.

Ebenfalls zu dieser Zeit ermittelte *Bürcky* vor dem Hintergrund eines Sortenvergleichs das Ethanolpotenzial verschiedener Betarübensorten durch Feststofffermentation [BÜR85a, BÜR85b]. In Laborversuchen wurde mit Wasser verdünnter Rübenbrei fermentiert. *Bürcky* wies allerdings darauf hin, dass in einem großtechnischen Prozess zur Ausbeutesteigerung mit Heferückführung gearbeitet werden sollte. Dies ist bei der Vergärung eines Rübenbreis auf Grund der Schwierigkeiten der Trennung von Hefen und restlicher Trockensubstanz nicht möglich.

Die Möglichkeit einer Festbettfermentation von größeren Zuckerrübenpartikeln wurde in unabhängigen Arbeiten von *Weiland und Scholz* mit Hefen [WEI90] und von *Amin* mit Bakterien [AMI92a, AMI92b] im Labormaßstab untersucht. In beiden Arbeiten konnte die Funktionalität dieses Ansatzes nachgewiesen werden. Die Mikroorganismen waren in der Lage, den nahezu restlos an die Partikeloberfläche diffundierenden Zucker vollständig zu Ethanol umzuwandeln. Während *Weiland und Scholz* auch Versuche zur Ethanolgewinnung aus den vergorenen Schnitzeln durchführten, beschränkten sich die Arbeiten von *Amin* allein auf die Fermentation. Ganzheitliche Verfahrenskonzepte einer Festbettfermentation von Zuckerrüben sind nicht bekannt.

2.1.2. *Saccharomyces cerevisiae* und *Zymomonas mobilis*

Hefen werden in den meisten Fällen zur Produktion von Ethanol eingesetzt. In der Regel wird ein Stamm von *Saccharomyces cerevisiae* verwendet. Dieser einzellige Pilz ist seit langem bekannt und relativ robust.

Saccharomyces cerevisiae vergärt die Hexosen Glucose, Fructose, Galactose und Mannose sowie das Disaccharid Saccharose [KOS02, MIS04]. Die Umwandlung der Saccharose in die Monosaccharide wird Hydrolyse genannt, da pro Molekül Saccharose ein Molekül Wasser gebunden wird. Der weitere Abbau erfolgt in der Glycolyse über den *Embden-Meyerhof-Parnas-Weg* [VOE02]. Die Glycolyse wandelt die Glucose in mehreren

Schritten in Pyruvat um. Ebenso wird Fructose nach der enzymatischen Umwandlung in Fructose-6-Phosphat der Glycolyse zugeführt und zu Pyruvat umgesetzt. Bei dieser Umwandlung eines C6-Zuckers in je zwei C3-Einheiten werden aus zwei Mol Adenosindiphosphat (ADP) durch Übertragung einer Phosphatgruppe (P_i) zwei Mol energiereiches Adenosintriphosphat (ATP) gebildet. Dabei wird aber auch ein Mol des Koenzyms Nicotinsäureamid-Adenin-Dinukleotid (NAD) zu NAD^+ oxidiert. Die eigentliche alkoholische Gärung liefert durch den Abbau von Pyruvat und die Reduktion von NAD^+ schließlich wieder den Ausgleich an NAD sowie als Nebenprodukte je zwei Mol Ethanol und Kohlendioxid.

Alternativ zur Hefe kann das Bakterium *Zymomonas mobilis* bei der Ethanolfermentation eingesetzt werden. Allerdings ist es nur in der Lage, Saccharose bzw. die darin enthaltenen Monosaccharide Glucose und Fructose zu verwerten [GUN99]. Die Fermentation folgt bei *Zymomonas mobilis* dem *Entner-Doudoroff-Weg*. Dabei werden die C6-Zucker über andere Zwischenprodukte zu Pyruvat umgesetzt. Dieser Weg führt im Gegensatz zur Hefefermentation zur Bildung nur eines ATP je umgesetztes C6-Zuckermolekül. Der weitere Abbau des Pyruvat erfolgt analog zur Hefefermentation.

Durch die in Relation zur Hefefermentation nur halb so große Bildung von ATP steht den Bakterien weniger chemische Energie zur Synthese von Biomasse zur Verfügung. Dies äußert sich unmittelbar in einer nur etwa halb so großen Zellneubildung und einer höheren Ethanolausbeute [KOS02]. Darüber hinaus besteht nach *Gunasekaran* ein Vorteil im Stoffwechsel des Bakteriums, welcher sich in der schnelleren Zuckerverwertung und der höheren Zucker- sowie Ethanoltoleranz bemerkbar macht [GUN99]. Die Gärrate von *Zymomonas mobilis* beträgt etwa das 4-fache von *Saccharomyces cerevisiae*.

Vorzüge von *Saccharomyces cerevisiae* sind die Zellgröße, der etwas geringere Anspruch an das Substrat sowie die größere Stabilität gegenüber Fremdkeimen. Da Hefen auch bei niedrigen pH-Werten gut arbeiten, können Fremdkeime durch die Einstellung eines niedrigen pH-Werts unterdrückt werden. Ein steriles Substrat ist nicht zwingend erforderlich [MIS04]. Die Größe der Hefezellen von 5-8 μ m gegenüber 0,5-5 μ m bei Bakterien [MUT93] erleichtert eine Abtrennung aus einer wässrigen Phase für eine Heferückführung.

Wegen der einfacheren Verfügbarkeit und Handhabung von Hefen wurden die vorliegenden praktischen Arbeiten mit handelsüblichen Bäckerhefen durchgeführt. Der Schwerpunkt der weiteren Betrachtungen wird daher auf die Hefefermentation gelegt. Wird nicht explizit auf *Zymomonas mobilis* verwiesen, beziehen sich die nun folgenden Angaben auf die Hefe *Saccharomyces cerevisiae*.

2.1.3. Bilanz der alkoholischen Gärung

Die in den Rüben enthaltene Saccharose wird unter anaeroben Bedingungen entsprechend der stöchiometrischen Gleichung [1] zu Kohlendioxid und Ethanol abgebaut. Diese Reaktion verläuft unter Abgabe von Reaktionswärme.



2.1.3.1. Stoffbilanz

Durch den anaeroben Abbau eines Mols Saccharose werden je vier Mol Ethanol und Kohlendioxid gebildet [1]. Aus einem Kilogramm Saccharose entstehen demnach etwa 0,68 Liter reiner Alkohol. Normiert auf die Masse der Saccharose ergibt sich nach Gleichung [2] die theoretische Ethanolausbeute von 0,538g/g. Einen Überblick der relevanten Größen gibt Tabelle 2.

$$\alpha_i = \frac{m_i}{m_S} \quad [2]$$

Im realen Prozess werden etwas niedrigere Ethanolausbeuten erzielt, da in geringem Umfang neue Biomasse und Nebenprodukte gebildet werden oder weil die Fermentation unvollkommen verläuft. Dabei verbraucht die Bildung neuer Biomasse etwa 1-5% des Zuckers. Zusätzliche 3-5% des Zuckers werden durch die Produktion von Nebenprodukten verzehrt [MIS04]. Wesentliche Nebenprodukte der Hefefermentation sind Glycerin, organische Säuren und höhere Alkohole (Fusel) [KOS02]. Nach *Misselhorn* wird deshalb in der Praxis für die Fermentation mit Hefen ein Wert von 90% des theoretisch Möglichen angesetzt [MIS04]. *Kosaric* zufolge kann eine Hefefermentation unter optimalen Bedingungen bis zu 95% des theoretischen Werts erreichen [KOS83, KOS02].

Für die Fermentation von Saccharose-Substraten mit *Zymomonas mobilis* sind höhere Werte angegeben. *Amin* und *Doelle* beziffern die Ausbeute von Laborversuchen mit 91% bzw. 90-93% des theoretischen Werts [AMI87, BEI]. Für die Fermentation von Glucose wurden mit diesem Bakterium sogar Ausbeuten von 97-98% erreicht [ROG79, CRO82].

Tabelle 2: charakteristische Größen des anaeroben stöchiometrischen Saccharoseabbaus

Ausbeuten	α_E	0,538
	α_{CO_2}	0,514
Umsatz	ω_W	0,053
Reaktionsenthalpie	Δ_{RH}°	-202kJ/mol
	Δ_{RH}°	-590J/g

2.1.3.2. Energiebilanz

Die alkoholische Gärung ist ein schwach exothermer Prozess. Bei der Hydrolyse der Saccharose werden nach *Goldberg* etwa 15kJ/mol bzw. 44kJ/kg freigesetzt [GOL89]. Der anaerobe Abbau von Glucose und Fructose liefert etwa 94kJ/mol bzw. 520kJ/kg [KAL01]. Damit ergibt sich für den stöchiometrischen anaeroben Umsatz der Saccharose eine Wärmeentwicklung von insgesamt 202kJ/mol bzw. 590kJ/kg. Dieser Betrag entspricht nur etwa 3% der chemischen Energie der Saccharose. Die Wärmeentwicklung unter realen Bedingungen ist etwas größer. Sie beträgt nach Angaben von *Misselhorn* umgerechnet auf Saccharose 632kJ/kg [MIS04].

Die Wärmeentwicklung des anaeroben stöchiometrischen Umsatzes würde bei adiabater Prozessführung zu einem deutlichen Temperaturanstieg führen. Für die Fermentation soll eine adiabate Prozessführung bedeuten, dass das Substrat in keinerlei Wärmeaustausch mit der Umgebung tritt. Lediglich durch das entstehende Gas, welches laufend den Apparat verlässt, kann mit der Enthalpie der kondensierbaren Bestandteile Energie abgeführt werden. Dieser Anteil flüchtiger Komponenten im austretenden Fermentationsgas ist dabei von den Prozessparametern Druck und Temperatur sowie der Konzentration abhängig. Die Differenz zwischen der Endtemperatur einer solchen adiabaten Fermentation und ihrer Starttemperatur ist die adiabaten Temperaturerhöhung ΔT_{ad} .

Für eine atmosphärische Feststofffermentation von Rübenschnitzeln mit der im Anhang aufgeführten Zusammensetzung (Anhang 1) ergäbe sich bei einer Starttemperatur von 30°C eine adiabate Temperaturerhöhung von 25,8K. Eine solche Temperaturerhöhung ist für die Mikroorganismen nicht tolerierbar und würde zu ihrem Absterben führen. Daher ist eine Kühlung zur Einhaltung bestmöglicher Fermentationsbedingungen zwingend erforderlich.

Zum optimalen Temperaturbereich der Hefefermentation gibt *Kosaric* einige Richtwerte [KOS02]. Demnach liegt das Optimum zur vollständigen Vergärung des Zuckers für mesophile Brauereihefen bei etwa 28-35°C. Die maximale Wachstumstemperatur liegt bei 39-40°C. Allerdings ist bei höheren Temperaturen die Inhibierung durch Ethanol stärker. Einige thermophile Hefestämme können noch bei Temperaturen bis 50°C arbeiten. Diese sind allerdings nicht so robust wie mesophile Stämme und haben höhere Ansprüche an das Substrat.

2.1.4. Festbettfermentation

Wesentliche Gründe für die beabsichtigte Realisierung einer Festbettfermentation von Rüben sind die Einsparung der Extraktion sowie die mögliche Erhöhung der Substratkonzentration. Bei der Dünnsaftherstellung sinkt der Zuckergehalt technologiebedingt gegenüber dem der frischen Rübe. Er verringert sich unter der Zufuhr von Extraktionswasser gemäß eigenen Berechnungen von 17,5% in der Rübe auf 16,8% im Saft. Zur Herstellung eines solchen Dünnsafts müssen 20% Extraktionswasser bezogen auf die Rübenfrischmasse

zugeführt und ebenso wie die Schnitzel auf über 80°C erwärmt werden. Neben diesem stofflichen und energetischen Aufwand ist ein nicht geringer apparativer Aufwand für die Extraktion nötig.

Dagegen kann bei der direkten Fermentation der Extraktionsturm eingespart und auf die Zuführung von Extraktionswasser verzichtet werden. Die Zuckerrübe beinhaltet mit einem Wasseranteil von etwa 77% eine ausreichende Feuchte für das Wachstum der Hefen [KIR80]. Dies führt nicht nur zur Erhöhung des Zuckergehalts gegenüber dem Dünnsaft, sondern auch zu höheren Ethanolkonzentrationen des fermentierten Substrats.

Ein weiterer positiver Aspekt ergibt sich in der Art und Weise der Verfügbarkeit des Zuckers im Fermentationsprozess. Bei der Lösungsfermentation steht der gelöste Zucker den Mikroorganismen schon beim Start der Fermentation in Gänze zur Verfügung. Dieses Überangebot kann dazu führen, dass zunächst der einfach abzubauen Zucker zu Zwischenprodukten umgesetzt wird, die weitere Verwertung zu Ethanol aber nicht Schritt hält. Dadurch kann es zu erhöhter Nebenproduktbildung kommen. Demgegenüber wird bei der Feststofffermentation, bedingt durch die relativ langsame Diffusion, der Zucker nur allmählich freigesetzt und an der Substratoberfläche direkt umgewandelt. Eine deutlich geringere Bildung von Nebenprodukten hat Amin für die Feststofffermentation von Rübenschnitzeln durch das Bakterium *Zymomonas mobilis* nachgewiesen [AMI92b].

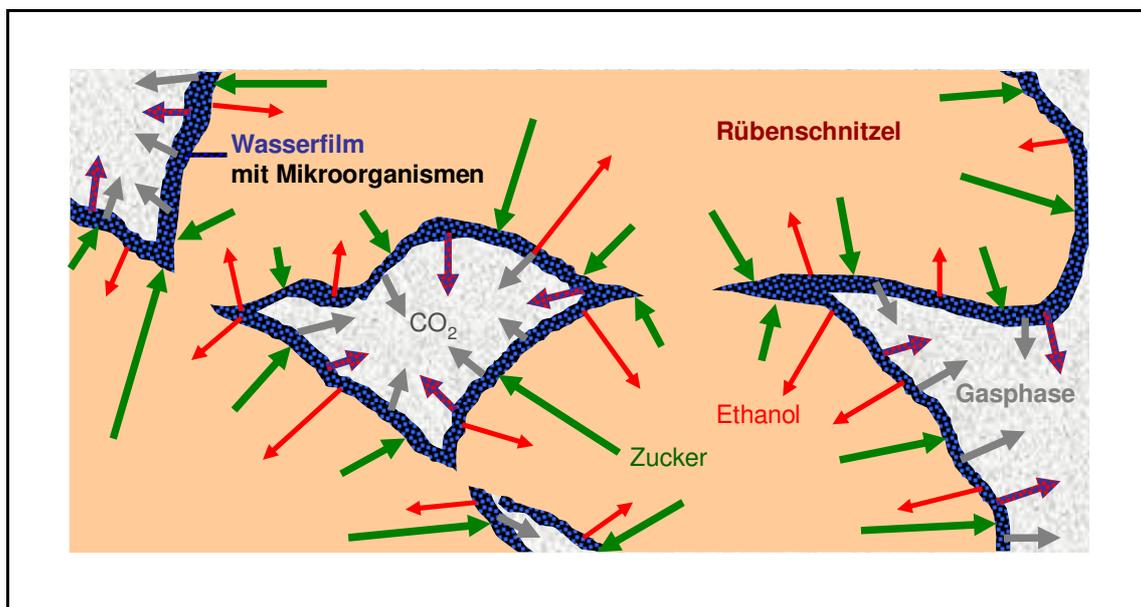


Abbildung 4: Schema der Festbettfermentation von Rübenschnitzeln

In Abbildung 4 ist das Schema einer Festbettfermentation dargestellt. Die Rübenschnitzel, mit ähnlicher Größe wie bei der Zuckerextraktion (einige Millimeter dick und mehrere Zentimeter lang), bilden im Fermenter eine poröse Schüttung. Diese Schnitzelschüttung wird zu Beginn der Fermentation mit einem Inoculum besprüht, welches einen Biofilm auf der Oberfläche der Schnitzel bildet. Der in den Schnitzeln enthaltene Zucker diffundiert auf Grund des Konzentrationsgradienten an die feuchte Schnitzeloberfläche. Schließlich steht er

im Biofilm gelöst den Mikroorganismen zur Verfügung. Diese nehmen den Zucker auf und wandeln ihn in Ethanol und Kohlendioxid. Beide Produkte werden aus den Zellen ausgeschleust und wieder an den Biofilm abgegeben. Von dort entweicht das Kohlendioxid durch die Poren aus der Schüttung und schließlich aus dem Fermenter. Dabei wird Ethanol- und Wasserdampf entsprechend der sich einstellenden Partialdrücke ausgetragen. Der überwiegende Teil des Ethanol verbleibt in flüssiger Phase und reichert sich im Biofilm an. Von dort diffundiert das Ethanol entsprechend des Konzentrationsunterschieds gegensätzlich zum Zucker in die Schnitzel. Am Ende der Fermentation ist entweder der Zucker verbraucht oder aber auf Grund des nur noch geringen Konzentrationsgradienten nicht mehr in der Lage, den Diffusionswiderstand bis zur Schnitzeloberfläche in angemessener Zeit zu überwinden.

Die optimale Menge des Inoculums bzw. der darin suspendierten Hefe ist nach *Weiland und Scholz* von den jeweiligen ökonomischen Randbedingungen abhängig [WEI89]. Seinen Versuchen zufolge konnte durch eine Hefebeladung von 10g Hefe-TS pro kg Rübenschnitzel eine Fermentationszeit von ca. 24 Stunden erreicht werden. Die maximale Hefe-TS im Inoculum kann nach *Kirby und Mardon* bis zu 200g pro Liter betragen. Allerdings lässt sich die doppelte Menge Suspension mit einer halbierten Konzentration von nur 100g/l besser und gleichmäßiger verteilen [KIR80].

Die Beaufschlagung der Schüttung mit dem Inoculum führt zu einer Absenkung des absoluten Zuckergehalts im Fermenter. Im ungünstigsten Fall sinkt der Zuckergehalt für eine Hefebeladung von 10g/kg auf 91% des ursprünglichen Gehalts und damit zum Beispiel von 17,5% auf 15,9%. Berücksichtigt man die im Substrat enthaltenen Rübenreststoffe von etwa 5,5% der Rübenmasse, so ergibt sich bezogen auf das System Saccharose-Wasser ein Ethanolgehalt von etwa 16,8% im Substrat. Dieser Wert wird auch bei einer konventionellen Dünnsaftherstellung erreicht, allerdings vor der Zuführung eines Inoculums.

Möglichkeiten zur Verringerung einer Verdünnung bei der Beaufschlagung mit einem Inoculum sind der Einsatz eines absolut geringeren Inoculums bzw. die Verwendung eines höher konzentrierten Inoculums. Entsprechend würde für eine Beaufschlagung mit 200g pro Liter und mit der Zielgröße 5g pro kg Rübenschnitzel die Zuckerkonzentration nur auf knapp 17,1% absinken. Durch die Rückführung ethanolhaltiger Flüssigkeit als Basis des Inoculums kann eine Verdünnung im Hinblick auf das Zielprodukt Ethanol auch gänzlich vermieden werden.

Der Einfluss der Größe der Rübenschnitzel auf die Fermentation wurde bisher von drei Arbeitsgruppen in Laborexperimenten mit Fermentationsansätzen von 0,1-1kg untersucht. *Morgan et al.* stellten fest, dass die Vergärung eines Rübenbreis gegenüber der Fermentation von geschnitzelten Rüben nur marginal effektiver verlief, ohne weitere Details anzugeben [MOR89]. *Weiland und Scholz* untersuchten Rübenpartikel mit 2-10mm Größe. Sie konnten keinen Einfluss der Partikelgröße auf die Ausbeute erkennen. Offensichtlich stellt die Zuckerdiffusion bei diesen Partikelgrößen noch keinen limitierenden Faktor dar. Die Fermentationszeit wurde mit abnehmender Partikelgröße geringfügig kürzer [WEI89].

Die Restzuckerkonzentration vergorener Schnitzel bei einer Fermentation mit *Zymomonas mobilis* hat Amin gemessen. Er konnte für die Partikelgröße 4mm keinen Restzucker nachweisen [AMI92b]. Für Partikel mit 8mm Größe betrug der Restzuckergehalt umgerechnet etwa 0,3% des Anfangszuckergehalts. Seinen Ergebnissen zufolge wird der Diffusionswiderstand ab dieser Größe relevant. Um dieses Hemmnis auszuschließen, sollten die Rübenschnitzel nicht dicker als 4mm sein.

Untersuchungen zur Fermentationstemperatur und zum pH-Wert einer Festbettfermentation brachten in den vorliegenden Forschungsarbeiten keine Abweichungen zur Lösungsfermentation. Für eine gute Fermentation werden Temperaturen um 30°C vorgeschlagen. Der pH-Wert kann auf 4,0-4,5 eingestellt werden, um bakterielle Fremdkeime zu unterdrücken. Bei frischen Rüben ist die Einstellung des pH-Werts nur von untergeordneter Bedeutung, während für gelagerte Rüben die Absenkung des pH-Werts empfohlen wird [WEI89].

Die bisher erzielten Ethanolausbeuten für die Festbettfermentation von Rüben liegen im Bereich der konventionellen Lösungsfermentation. Die einzige Arbeit im Technikumsmaßstab von Weiland und Scholz lieferte mit etwa 86% des theoretisch Möglichen einen relativ schlechten Wert [WEI90]. Ethanolausbeuten über 90% des theoretischen Werts sind von Kirby und Mardon sowie von Amin erreicht worden. Amin verwendete abweichend von den anderen Forschungsarbeiten das Bakterium *Zymomonas mobilis*. Einen Überblick der bisher durchgeführten und verfügbaren Forschungsarbeiten zur Festbettfermentation von Zuckerrüben gibt Tabelle 3.

Tabelle 3: Parameter und Ergebnisse bisheriger Festbettfermentationen von Zuckerrüben

	<i>Kirby, Mardon</i> [KIR80]	<i>Morgan et al.</i> [MOR89]	<i>Weiland, Scholz</i> [WEI90]	<i>Amin*</i> [AMI92A, AMI92B]
Fermentervolumen [l]	k.A.	2	20	0,5
Substratmasse [kg]	≤1	0,3	10	0,1
Partikelgröße [mm]	3-5	Brei o. kl. Partikel	6	2-12
Hefe-TS (zu Beginn)	9g/l	k.A.	10g/kg	0,02-1g/kg*
pH-Wert []	4,5	3,6-4,0	nicht eingestellt	4,0
Temperatur [°C]	25-30	30	30	30-35
Fermentationszeit [h]	≈16	≈48	24	20-30
Ethanolausbeute [%]	≤92	„nahe an theoretischer Ausbeute“	≈86	≤95

*Versuche wurden mit *Zymomonas mobilis* durchgeführt

Darüber hinaus wurde koordiniert von der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL) Ende der 1980er Jahre unter anderem auch die direkte Vergärung von Rüben untersucht. An der Versuchsanlage *Ahausen-Eversen* wurden Versuche im technischen Maßstab durchgeführt [FAL92]. Die Rüben wurden als Teil einer breiten Rohstoffpalette in Fermentern á 100m³ vergoren. Aus den unscharfen Angaben des Abschlussberichts ist zu folgern, dass die Rüben wahrscheinlich in Form einer breiigen Suspension und nicht in einem

Festbett fermentiert wurden. Die Fermentationszeit variierte in einem breiten Bereich von 24 bis 60 Stunden. Dem Abschlussbericht dieses Forschungsvorhabens entsprechend betrug die Ethanolausbeute für den gesamten Prozess nur knapp 80% des theoretisch aus dem Rübenzucker möglichen Ertrags. Einzelheiten zur Qualität der Fermentation sind in diesem Bericht nicht enthalten.

Die genannten Arbeiten konnten das prinzipielle Potenzial der Festbettfermentation in praktischen Versuchen zwar bestätigen, bleiben aber den Nachweis der Möglichkeit in technischem Maßstab schuldig. Die Eigenschaften der Schnitzelschüttung und deren Einfluss auf die Fermentation sind bisher nicht untersucht worden. Durch den Hohlraumanteil in der Schüttung kann der Fermenter nicht voll ausgenutzt werden. Aus dieser Sicht ist ein geringes Lückenvolumen wünschenswert. Andererseits wird für das Entweichen des Gases ein gewisses Lückenvolumen benötigt. Einen Anhaltspunkt dafür, wie groß die Porosität einer Rübenschüttung tatsächlich ist, kann man nur aus den Angaben der Versuchsanordnung bei *Weiland und Scholz* erhalten. Sie fermentierten in einem 20l-Fermenter etwa 10kg Rüben [WEI90]. Damit ergibt sich näherungsweise eine Porosität von 50%. Inwieweit dies tatsächlich zutrifft und ob diese Porosität auch für größere Schütthöhen gilt, bleibt offen.

Ein weiterer und vor allem kritischer Punkt bei der Festbettfermentation ist die Realisierung der Wärmeabfuhr. Bisherige Untersuchungen wurden lediglich in so kleinem Maßstab durchgeführt, dass die „Wandeffekte“ für eine hinreichende Temperierung des Substrats ausreichten. *Weiland und Scholz* haben zwar auf die Probleme der schlechten Wärmeabfuhr aus der Schüttung hingewiesen [WEI89] und deshalb Fermentationstemperaturen von höchstens 30°C (Temperatur im Mantelraum) vorgeschlagen. Die Ausarbeitung eines Konzepts für die Fermentation von Rüben in größeren Festbetten steht aber noch aus.

2.1.5. Vakuumfermentation

Auf Grund der schlechten thermischen Leitfähigkeit eines Festbetts kann eine ausreichende Abfuhr der Fermentationswärme nicht durch konduktives Kühlen oder erzwungene Konvektion erreicht werden [RAI98]. Infolgedessen bilden sich bei Beibehaltung konventioneller Kühlpraktiken innerhalb eines Festbetts in Abhängigkeit von seiner Größe Temperaturgradienten aus. Dies kann zu lokalen Übertretungen der maximal zulässigen Fermentationstemperatur führen [MIT02].

Eine Möglichkeit zur Wärmeabfuhr aus dem Festbett und der Einhaltung enger Temperaturbereiche ist die Realisierung einer Verdunstungskühlung [RAI98]. Entsprechend des jeweiligen Partialdrucks gehen dabei auch signifikante Anteile flüchtiger Komponenten in die Gasphase über. Die dafür benötigte Energie wird dem Substrat entzogen. Vornehmlich wird bei der Verdunstungskühlung die relativ große Verdampfungsenthalpie von Wasser ausgenutzt. Bei der Ethanolfermentation geht zusätzlich auch ein Teil des leicht flüchtigen Ethanols in die Gasphase über.

2.1.5.1. Wärmeabfuhr durch Verdunstungskühlung

Prinzipiell gibt es für die Verdunstungskühlung zwei Möglichkeiten. Zum einen kann ein ungesättigtes Gas durch das Festbett geleitet werden, um durch die Aufnahme von Wasser (und Ethanol) eine Kühlwirkung zu erzielen. Dabei wird das Gas beim Durchströmen der Schüttung gesättigt. Durch Kühlung des ausgetretenen Gases, Abscheidung der kondensierbaren Bestandteile außerhalb des Fermenters und darauf folgende Temperaturerhöhung kann das Gas wieder in den ungesättigten Bereich gebracht und erneut im Kreislauf durch das Festbett geleitet werden. Diese Methode hat allerdings den Nachteil eines abnehmenden Konzentrationsgradienten längs in Strömungsrichtung. Unmittelbar am Eintritt in den Fermenter ergibt sich eine große Triebkraft mit entsprechend hoher Kühlwirkung. Bei weiterer Durchströmung des Festbetts wird diese Triebkraft abgebaut und die Kühlwirkung lässt nach. Dadurch wird ein Temperaturgradient in Strömungsrichtung erzeugt.

Die zweite Möglichkeit der Verdunstungskühlung vermeidet diesen Temperaturgradienten. Durch Absenken des Systemdrucks kann der Partialdruck der flüchtigen Komponenten relativ zum Partialdruck des Gases erhöht werden. Dadurch steigt die Kapazität der Feuchtigkeitsaufnahme des Gases. Für diese Kühlmethode hat sich die Bezeichnung *Vakuumermentation* etabliert. Tatsächlich wird aber kein Vakuum realisiert, sondern lediglich der Systemdruck im Fermenter gegenüber dem sonst üblichen Normaldruck abgesenkt.

Ein wesentlicher Vorteil dieses Konzepts besteht in der Selbstregulierung der Kühlwirkung. Herrschen lokal höhere Temperaturen, so ist an diesen Stellen auch der Partialdruck der flüchtigen Komponenten größer. Dadurch wird lokal mehr Flüssigkeit verdampft und die Kühlung ist im Vergleich zur kälteren Umgebung intensiver. Nachteilig ist bei der Vakuumermentation die notwendige Verdichtung des austretenden Gasstroms auf Umgebungsdruck, da sie einen zusätzlichen Energieaufwand darstellt. Zwar kann der Verdichtungsaufwand durch Kühlung des Gasstroms und partielles Auskondensieren des Wassers und Ethanols vor der Verdichtung verringert werden. Da der austretende Gasstrom mit etwa 35°C nur unwesentlich über der Umgebungstemperatur liegt, ist für eine Abkühlung die Erzeugung von Kälte und damit auch ein Energieaufwand nötig.

Das Konzept der Vakuumermentation ist für die Lösungsfermentation von Ethanol unter dem Begriff *Vacuferm-Process* bekannt geworden [RAM77, CYS77]. Dort besteht das Ziel aber nicht in der Wärmeabfuhr, sondern im Austragen des Produkts Ethanol während der Fermentation. Durch die Entfernung des Ethanols soll dessen Konzentration abgesenkt und damit seine inhibierende Wirkung verringert werden. Bei der Festbettfermentation wird dieser Effekt ebenfalls wirksam.

Für den vorliegenden Fall der Ethanolgärung muss der Systemdruck soweit abgesenkt werden, dass die Verdampfungsenthalpie des mit dem Kohlendioxid austretenden Wasser- und Ethanoldampfs gerade der freigesetzten Fermentationswärme entspricht. Eine erste

Abschätzung des erforderlichen Systemdrucks kann entsprechend den Startbedingungen der Fermentation mit der Annahme reinen Wassers in der flüssigen Phase erfolgen.

Aus der Bilanz der Fermentationsreaktion ist die pro Mol Saccharose entstehende Menge Kohlendioxid sowie die Reaktionsenthalpie bekannt. Aus der Energiebilanz und der Randbedingung der Gleichheit von Reaktionsenthalpie und Verdampfungsenthalpie des Wassers kann die Menge Wasser pro Mol Saccharose berechnet werden, die verdampft werden muss, um gerade diese Reaktionsenthalpie aufzunehmen und abzutransportieren. Diese Stoffmenge Wasser berechnet sich nach Gleichung [3].

$$n_{G_W} = \frac{-\Delta_R \bar{H} \cdot n_S}{\Delta_v h_W} \quad [3]$$

Mit dem Verhältnis der Stoffmengen von Wasser und Kohlendioxid in der Gasphase und dem Gesetz von *Raoult-Dalton* kann daraus der erforderliche Systemdruck der Fermentation p_{Fer} für eine bestimmte Fermentationstemperatur T_{Fer} nach Gleichung [4] ermittelt werden.

$$p_{\text{Fer}} = p_{D_W} \cdot \frac{n_{G_W} + n_{\text{CO}_2}}{n_{G_W}} \quad [4]$$

Für eine Fermentationstemperatur von 30°C müssen pro Mol umgesetzter Saccharose 4,6mol Wasser verdampft werden. Im Zusammenhang mit den für diesen Saccharoseumsatz gebildeten 4mol Kohlendioxid ergibt sich ein erforderlicher Systemdruck p_{Fer} von 9,2kPa.

Durch das bei der Fermentation gebildete Ethanol liegt in der flüssigen Phase nur am Anfang (und bei gleichzeitiger Vernachlässigung aller anderen Stoffe der flüssigen Phase) reines Wasser vor. Im Verlauf der Fermentation steigt die Ethanolkonzentration und beeinflusst damit auch das Flüssigkeits-Gas-Gleichgewicht. Auf Grund der relativ zu Wasser höheren Flüchtigkeit des Ethanols steigt der Stoffübergang in die Gasphase an, so dass bei sonst gleichen Bedingungen im Vergleich zu reinem Wasser mehr Wärme durch die Verdampfung abgeführt wird. Dies würde zur Abkühlung des Substrats führen. Eine Druckerhöhung und damit eine Verschiebung des Phasengleichgewichts hin zur Flüssigphase wirken dem entgegen. Somit stellt der berechnete Druck von 9,2kPa ein Minimum für die Feststofffermentation mit Verdunstungskühlung dar.

Aus anderer Sicht bedeutet die Änderung der Konzentration in der flüssigen Phase, dass es nicht möglich ist, Druck und Temperatur gleichzeitig über die Fermentation konstant zu halten. Allerdings kann die Fermentationstemperatur bei konstantem Druck in einem relativ engen Bereich gehalten werden. Dies zeigen die durchgeführten Modellrechnungen im folgenden Abschnitt 2.1.5.2.

2.1.5.2. Thermodynamische Modellierung der Vakuumfermentation

Für die thermodynamische Modellierung einer diskontinuierlichen Festbettfermentation von Zuckerrüben wird von einer mittleren Zusammensetzung ausgegangen (Anhang 1). Das Inoculum wird mit 5% der Rübenmasse und vereinfachend als reines Wasser angesetzt. Neben den Komponenten Wasser, Ethanol, Saccharose und Kohlendioxid werden alle anderen organischen und anorganischen Bestandteile als Nichtzuckerstoffe (NZ) zusammengefasst bilanziert.

Da das feuchte Substrat mit einem Flüssigkeitsfilm überzogen ist, genügt eine Berechnung des Flüssigkeits-Gas-Gleichgewichts unter Vernachlässigung der festen Bestandteile. Auch der Einfluss der Saccharose bleibt unberücksichtigt. Die Modellierung der Flüssigkeit erfolgt als homogenes reales Zweistoffgemisch der Komponenten Wasser und Ethanol. Dadurch wird die wahrscheinlich höhere Ethanolkonzentration im Flüssigkeitsfilm vernachlässigt. Die jeweiligen Aktivitätskoeffizienten werden nach *van Laar* berechnet. Die Gasphase wird als ideales Gas modelliert. Dies ist bei dem hier betrachteten geringen Systemdruck von deutlich unter 100kPa zulässig.

Der Prozess wird als adiabate Fermentation modelliert. Es findet also keine Wärmeübertragung an die Umgebung statt. Ebenso bleibt der Fermentationsbehälter unberücksichtigt. Eine Energieabfuhr aus dem System erfolgt lediglich über den stoffgebundenen Austrag mit dem Fermentationsgas. Die verwendeten mittleren Wärmekapazitäten sind dem Anhang zu entnehmen (Anhang 2).

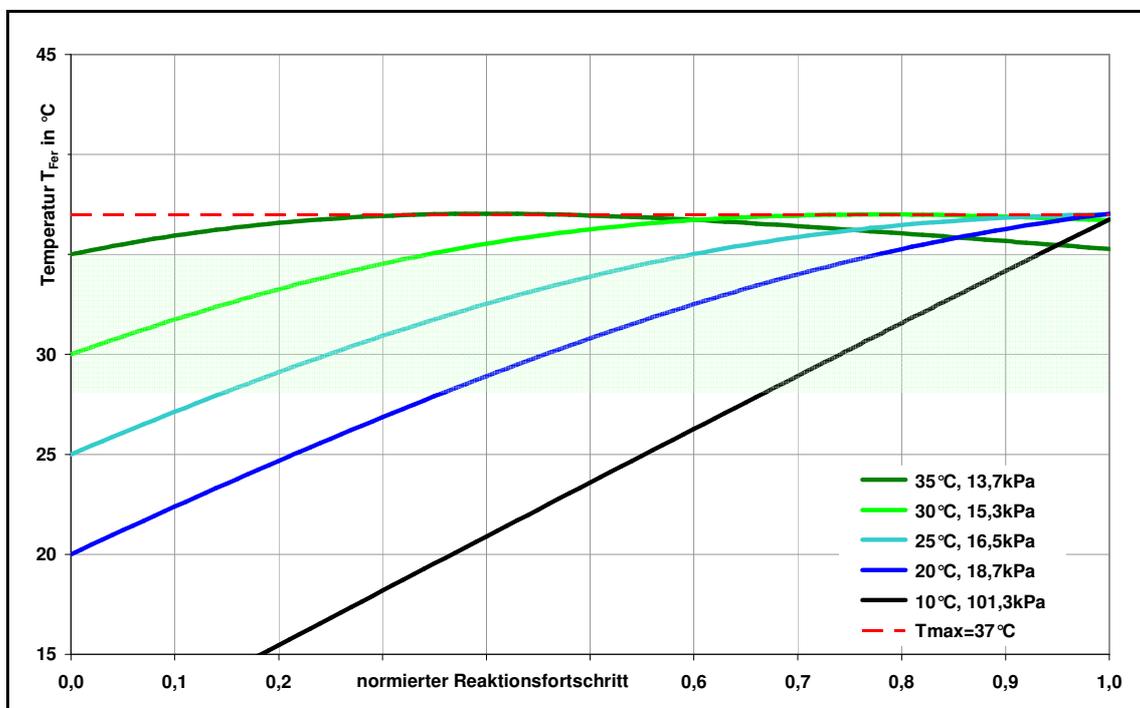


Abbildung 5: modellierter Temperaturverlauf einer Festbettfermentation in Relation zu den abhängigen Parametern T_{Fer}° und p_{Fer}

Unter Vorgabe der Starttemperatur T_{Fer}° und eines konstanten Systemdrucks p_{Fer} kann unter den angegebenen Randbedingungen der Temperaturverlauf berechnet werden. Für eine Fermentation bei Normaldruck mit der Starttemperatur 30°C ergibt sich eine Temperaturerhöhung auf $54,6^{\circ}\text{C}$. Dies ist bei weitem zu viel für das Überleben der Mikroorganismen. Unter der Restriktion einer maximalen Temperatur von 37°C im Fermenter müsste die Starttemperatur auf 10°C verringert werden (Abbildung 5). Dies hat aber zur Folge, dass erst nach knapp 70% des Zuckerumsatzes der optimale Temperaturbereich der Ethanolfermentation ($28\text{-}35^{\circ}\text{C}$) erreicht wird. Eine solche Fermentation würde sehr langsam verlaufen.

Durch eine Vakuumfermentation kann die Temperatur der Fermentation abhängig von der Starttemperatur überwiegend im optimalen Bereich gehalten werden. Die Ergebnisse der Modellierung des Temperaturverlaufs sind in Abbildung 5 dargestellt. Nach Vorgabe der Starttemperatur der Fermentation im Bereich von 10°C bis 35°C wurde der notwendige Systemdruck berechnet. Dabei galten für alle Rechnungen die Randbedingungen eines konstanten Systemdrucks während der Fermentation sowie einer maximalen Temperatur von $T_{\text{max}}=37^{\circ}\text{C}$.

Bei höheren Starttemperaturen T_{Fer}° sinkt der erforderliche Systemdruck p_{Fer} bedingt durch die notwendigerweise größere Wärmeabfuhr durch Verdunstung (Abbildung 5). Während die Fermentation bei einer Starttemperatur von 10°C noch gerade bei Normaldruck ablaufen kann, muss bei einer Starttemperatur von 35°C ein Systemdruck von nur $13,7\text{kPa}$ eingehalten werden.

Die notwendige Absenkung des Systemdrucks bei höheren Starttemperaturen führt dazu, dass die maximale Fermentationstemperatur nicht erst am Ende der Fermentation erreicht wird. Durch den Anstieg der Ethanolkonzentration im Fermenter steigt die Flüchtigkeit und bei konstantem Druck schließlich auch die Wärmeabfuhr, so dass es wieder zum Absinken der Temperatur kommt.

Besonders deutlich wird dies bei der Modellrechnung für $T_{\text{Fer}}^{\circ}=35^{\circ}\text{C}$. Dort erreicht die Temperatur nach etwa 40% des Umsatzes ihr Maximum von 37°C und fällt dann bedingt durch die größere Wärmeabfuhr bis zum vollständigen Umsatz wieder auf reichlich 35°C ab. Bei dieser isobaren Fermentation variiert die Temperatur in einem Bereich von zwei Kelvin.

Ebenso ist eine isotherme Vakuumfermentation mit variablem Systemdruck denkbar. Für eine konstante Temperatur von $T_{\text{Fer}}=35^{\circ}\text{C}$ muss den Berechnungen zufolge der Systemdruck zu Beginn $10,5\text{kPa}$ betragen. Im Verlauf der Fermentation und der fortschreitenden Bildung sowie Akkumulation von Ethanol muss der Druck stetig bis auf $14,3\text{kPa}$ erhöht werden. Im Hinblick auf eine kontinuierliche Fermentation scheint die Realisierung eines ortsabhängigen Systemdrucks innerhalb des Festbetts als schwierig. Andererseits könnte eventuell der Druckverlust der durchströmten Schüttung für die notwendigen lokalen Drücke sorgen. Da bisher keine Daten zur Hydrodynamik von Schnitzelschüttungen verfügbar sind, kann dazu keine genaue Aussage gemacht werden.

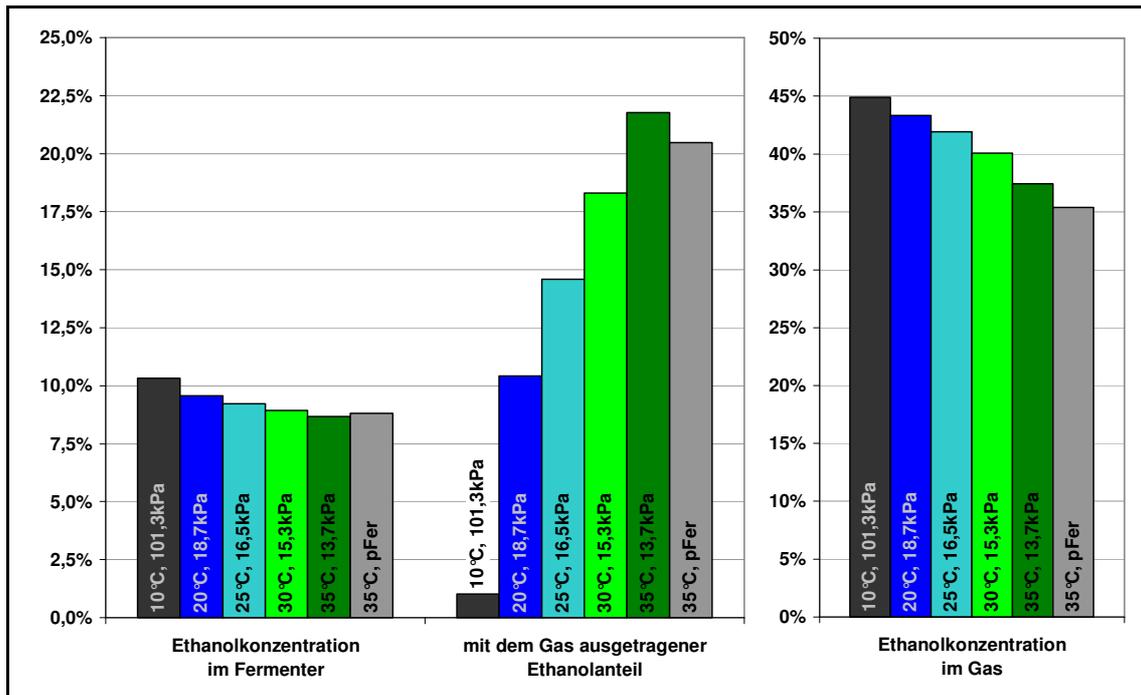


Abbildung 6: berechnete Ethanolverteilung in Abhängigkeit der Fermentationsparameter

T_{Fer}° und p_{Fer}

Ethanolkonzentration des Ethanol-Wasser-Gemischs im Fermenter am Ende (links) und gemittelt über den Verlauf im Gas (rechts); Anteil des über die Gasphase ausgetragenen Ethanols am gebildeten Ethanol (Mitte)

Durch die Verdunstungskühlung wird ein Teil des gebildeten Ethanols mit dem Fermentationsgas ausgetragen. Dieser Anteil beträgt bei einer Fermentation mit $p_{\text{Fer}}=p_{\text{N}}$ nur etwa 1%. Bei der Vakuumfermentation steigt dieser Anteil deutlich an. Wie man in Abbildung 6 (Mitte) erkennen kann, haben die Prozessparameter erheblichen Einfluss auf den Anteil ausgetragenen Ethanols. Hohe Fermentationstemperatur und niedriger Systemdruck fördern den Übergang in die Gasphase. Während bei 20°C Starttemperatur nur etwa 10% des gebildeten Ethanols mit dem Kohlendioxid entweichen, beträgt dieser Anteil für $T_{\text{Fer}}^{\circ}=35^{\circ}\text{C}$ knapp 22%.

Der ausgetragene Teil Ethanol muss kondensiert werden und liegt dann wieder in einem Zweistoffgemisch zusammen mit dem verdampften Wasser vor. Dabei bildet die Verdampfung und Kondensation eine theoretische Trennstufe. Bei vollständiger Kondensation aus dem Gas ergeben sich die in Abbildung 6 rechts dargestellten Konzentrationen. Diese Werte repräsentieren die über das gesamte Kondensat gemittelte Ethanolkonzentration. Sie liegen im Bereich von 35-45%. Für niedrige Starttemperaturen T_{Fer}° sind die Ethanolkonzentrationen im Kondensat $x_{\text{K,E}}$ größer, da die Verdampfung bei kleinen Ethanolkonzentrationen zu Beginn der Fermentation sehr gering ist.

Die Ethanolkonzentration des Ethanol-Wasser-Gemischs im Fermenter am Ende der Fermentation liegt im Bereich von 8,7-10,3% (Abbildung 6, links). Sie wird durch die unterschiedlich intensive Ethanolverdampfung beeinflusst. Dabei überwiegt der quantitative

Einfluss in Folge einer hohen Starttemperatur gegenüber einer höheren Ethanolkonzentration bei geringer Starttemperatur. Entsprechend werden bei niedrigen Starttemperaturen und hohen Drücken größere Ethanolgehalte im Fermenter erreicht.

Für den zeitlichen Verlauf der Fermentation sind hohe Starttemperaturen von Vorteil. Dadurch befindet sich die Temperatur im Fermenter über einen sehr langen Zeitraum bzw. die gesamte Fermentationszeit im optimalen Bereich. Gleichzeitig wirkt die Verringerung der Ethanolkonzentration im Fermenter positiv auf die Vitalität der Hefen, da die inhibierende Wirkung hoher Ethanolkonzentrationen abgeschwächt wird.

Dem gegenüber ergibt sich bei hohen Starttemperaturen durch den geringeren erforderlichen Systemdruck und die absolut größere Menge Fermentationsgas ein größerer Verdichtungsaufwand. Zudem sinkt die Ethanolkonzentration im Fermenter und erhöht den erforderlichen Trennaufwand. Inwieweit dies durch die höhere Ethanolausbeute mit dem Gas ausgeglichen wird, kann nur eine ganzheitliche Betrachtung der Ethanolgewinnung verdeutlichen. Da die Trennung in der Fermentation durch Verdichtung und damit durch Elektroenergie erreicht wird, ist anzunehmen, dass eine spätere thermische Trennung aus exergetischer Sicht effektiver wäre.

Der erforderliche Energieaufwand zur Erzeugung des Vakuums hängt von der Art und Weise der Verdichtung und dem Konzept zur Ethanolgewinnung aus diesem Gas ab. Im Abschnitt 2.2.1 wird darauf Bezug genommen. Außerdem wird im Zusammenhang mit den konzeptionellen Überlegungen zur Ethanolgewinnung auch der Energiebedarf der Verdichtung behandelt.

2.2. Verfahrenskonzepte der Ethanolgewinnung

Das bei der Fermentation gebildete Ethanol liegt in zwei Stoffströmen vor. Zum einen im während der Fermentation austretenden Gas. Zum anderen im vergorenen Substrat, welches je nach Fahrweise der Fermentation ebenfalls kontinuierlich oder erst nach Vollendung der Fermentation anfällt.

Die Ethanolfraktion im vergorenen Substrat befindet sich in einer wässrigen, den Schnitzeln anhaftenden Phase und in den vergorenen Schnitzeln selbst. Demzufolge besteht die Trennaufgabe zunächst in der Abtrennung einer fluiden Phase, welche nach Möglichkeit das gesamte Ethanol beinhalten sollte.

Darüber hinaus sollten die in der flüssigen Phase enthaltenen Hefezellen abgetrennt und zur ökonomischen Realisierung einer hohen Hefekonzentration im Fermenter zurückgeführt werden. Die beabsichtigte Heferückführung beeinflusst aber auch die Ethanolgewinnung. Solange die Hefen noch im zu behandelnden Substrat enthalten sind, darf die Temperatur nicht über 40°C steigen. Andernfalls würden die Hefezellen absterben und eine Rückführung wäre unnütz.

2.2.1. Ethanolgewinnung aus dem Fermentationsgas

Das gebildete Fermentationsgas besteht primär aus Kohlendioxid. Es enthält jedoch abhängig von Systemdruck, Fermentationstemperatur und Ethanolkonzentration auch Wasser- und Ethanoldampf in nicht zu vernachlässigenden Mengen (siehe Abschnitt 2.1.5.2). Für den theoretischen Fall einer isothermen Fermentation bei 30°C und Normaldruck würden bezogen auf die Stoffmenge Kohlendioxid zusätzlich 4% Wasser und 1% Ethanol entweichen. Demgegenüber steigt bei einer Vakuumfermentation mit den Parametern $T_{\text{Fer}}^{\circ}=25^{\circ}\text{C}$ und $p_{\text{Fer}}=16,5\text{kPa}$ dieses Molverhältnis auf 52% für Wasser und 15% für Ethanol an. Zusätzlich zum Kohlendioxid müssen demnach weitere 67% Gas vom Systemdruck auf Umgebungsniveau verdichtet werden. In Tabelle 4 (Spalte „Gasbildung“) sind diese Verhältnisse für weitere Fermentationsparameter anhand der angegebenen spezifischen Gasvolumina ersichtlich.

Tabelle 4: Ethanolgewinnung durch direkte Verdichtung und Kondensation des Gases (isentropie Verdichtung auf 101,3kPa, Kondensation und Abscheidung bei 20°C)

Parameter		Gasbildung		Energiebedarf der Verdichtung		Wärmeabfuhr der Abkühlung/Kond.		Kond.-grad
T_{Fer}°	p_{Fer}	v_{Gas}	v_{CO_2}	$w_{\text{el_Verd}}$		q_{ab}		K
[°C]	[kPa]	[l/kg] ¹	[l/kg] ¹	[kJ/kg] ¹	[kJ/kg] ²	[kJ/kg] ¹	[kJ/kg] ²	[kg/kg]
10	101,3	48	46	0,0	0,0	-	-	-
20	18,7	374	257	21,7	231	58	611	75%
25	16,5	489	294	27,4	290	82	869	82%
30	15,3	601	319	32,8	348	107	1136	86%
35	13,7	768	358	40,2	427	138	1467	88%
$T_{\text{Fer}}=35^{\circ}\text{C}$	10,5...14,3	847	392	42,7	453	142	1503	88%

¹ bezogen auf 1kg Rübenschnitzel ² bezogen auf 1kg Ethanol

Der für die Verdichtung notwendige Energieaufwand kann auf Basis der isentropen Verdichtungsarbeit W_{is} nach Gleichung [5] berechnet werden. Das Gasvolumen ist über die ideale Gasgleichung hinreichend genau berechenbar. Der Isentropenexponent wird auf Grund der vorwiegend dreiatomigen Gase mit $\kappa=1,3$ angesetzt. Unter Berücksichtigung eines isentropen Kupplungswirkungsgrads $\eta_{\text{is}}=0,7$ und eines Wirkungsgrads des Motors von $\eta_{\text{M}}=0,95$ ergibt sich der erforderliche Elektroenergiebedarf nach Gleichung [6]. Die Austrittstemperatur des verdichteten Gases berechnet sich nach Gleichung [7].

$$W_{\text{is}} = v_{\text{Gas}} \cdot p_{\text{Fer}} \cdot \frac{\kappa}{\kappa - 1} \cdot \left(\left(\frac{p_{\text{U}}}{p_{\text{Fer}}} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} - 1 \right) \quad [5]$$

$$w_{\text{el_Verd}} = \frac{W_{\text{is}}}{\eta_{\text{M}} \cdot \eta_{\text{is}}} \quad [6]$$

$$T_{\text{Verd}} = T_{\text{Fer}} \cdot \left(\frac{p_{\text{U}}}{p_{\text{Fer}}} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} \quad [7]$$

Für eine direkte einstufige Verdichtung des Fermentationsgases ergibt sich der in Tabelle 4 angegebene Energiebedarf. Er ist als spezifischer Elektroenergiebedarf sowohl für die eingesetzte Masse Rübenschnitzel als auch für die Masse insgesamt gebildeten Ethanol aufgeführt.

Der bei einer Vakuumfermentation notwendige geringe Systemdruck führt zu einem hohen spezifischen Elektroenergiebedarf der Verdichtung. Für eine Fermentation mit $T_{\text{Fer}}^{\circ}=25^{\circ}\text{C}$ werden 290kJ pro Kilogramm gebildeten Ethanol benötigt. Bei höheren Starttemperaturen steigt dieser Wert deutlich. Der Energiebedarf der Festbettfermentation ist damit erheblich höher als für eine Lösungsfermentation.

Die bei der Verdichtung zugeführte mechanische Energie wird in eine Enthalpieerhöhung des Gases umgewandelt. Dieses erwärmt sich deutlich. Die Austrittstemperatur T_{Verd} kann nach Gleichung [7] für die isentrope Verdichtung berechnet werden. Sie ist von der Eintrittstemperatur und dem Druckverhältnis abhängig. Für die hier betrachteten Fälle liegt sie in einem Bereich von 160°C bis 210°C .

Da durch die Druckerhöhung des Gases auch der Taupunkt angehoben wird, handelt es sich aus Sicht der Wärmetransformation bei der Verdichtung des Fermentationsgases um eine offene Wärmepumpe. Die Erhöhung des Taupunkts hängt dabei von der Gaszusammensetzung und dem Druckverhältnis der Verdichtung ab.

Für die hier betrachteten Vakuumfermentationen werden Taupunkterhöhungen von etwa 35°C auf 50°C bis 78°C erreicht. Für den konkreten Fall einer Vakuumfermentation bei $T_{\text{Fer}}^{\circ}=25^{\circ}\text{C}$ und $p_{\text{Fer}}=16,5\text{kPa}$ steigt der Taupunkt des auf Umgebungsdruck verdichteten Fermentationsgases von $T_{\text{Tau}}^{\circ}=59,1^{\circ}\text{C}$ über den Fermentationsverlauf auf $T_{\text{Tau}}^{\text{E}}=73,8^{\circ}\text{C}$ (im Mittel über diese Fermentation $68,8^{\circ}\text{C}$). Die Leistungszahl ε einer solchen Wärmepumpe ist auf Grund des Phasengleichgewichts des 3-Stoff-Gemischs vom Temperaturniveau der Wärmeauskopplung abhängig. Sie liegt bei einer Auskühlung des Gasstroms bis auf 50°C zwischen 3 und 4. Kann im Verfahren selbst bzw. extern eine Nutzung von Wärme auf diesem Niveau erfolgen, ist die direkte Verdichtung des Fermentationsgases eine gute Möglichkeit, um die Kondensationsenthalpie nutzbar zu machen.

Unabhängig von der Wärmenutzung ist das verdichtete Gas möglichst weit abzukühlen, um das enthaltene Ethanol auskondensieren und abtrennen zu können. Zur Abschätzung der abzuführenden Wärmen wurde die Abscheidung für die in Abschnitt 2.1.5.2 betrachteten Parameter modelliert. Die Abscheidung wird für die mittlere Gaszusammensetzung und eine Kondensationstemperatur von 20°C betrachtet. Diese Temperatur ist bei Bedarf mit konventioneller Nasskühlung gut zu erreichen. Am Austritt des Abscheiders sollen sich das abgeschiedene Kondensat und das Gas im thermodynamischen Gleichgewicht befinden. Die abzuführenden Wärmen sind ebenfalls in Tabelle 4 dargestellt.

Bei der Abscheidung sind je nach betrachtetem Fall 600-1500kJ pro Kilogramm fermentativ gebildeten Ethanol abzuführen. Die abzuführende Wärmemenge hat ihren

Ursprung zu etwa 30-38% aus der zuvor aufgebrauchten Verdichtungsarbeit. Die restliche Wärmemenge entspricht im Wesentlichen der Verdampfungsenthalpie des Kondensats.

Durch die Abscheidung bei 20°C werden zwischen 75-88% des im Fermentationsgas enthaltenen Ethanol im Kondensat gewonnen. Die Konzentration des Kondensats beträgt zwischen 17-19%. Das nicht auskondensierte Ethanol entweicht zunächst mit dem Kohlendioxid. Dieser Anteil beträgt relativ unabhängig von den Fermentationsbedingungen ca. 2,6% des insgesamt gebildeten Ethanol.

Dieser nicht kondensierte Anteil sollte im Hinblick auf die Ethanolausbeute ebenfalls gewonnen werden. Eine Verringerung dieses Anteils durch weitere Auskühlung des Gases ist nur mit Kältetechnik möglich und daher sehr aufwendig. Im Hinblick auf eine CO₂-Abscheidung zur Verringerung des Treibhauspotenzials könnte aber eine Verflüssigung und Einlagerung (Sequestrierung) des Kohlendioxids interessant sein. Dies gilt besonders deshalb, weil in kaum einem anderen Prozess Gasströme mit solch hoher Kohlendioxidkonzentration zur Verfügung stehen und entsprechend gut für eine Verflüssigung geeignet sind. In diesem Fall würde im Laufe der Verflüssigung das Ethanol vollständig gewonnen werden.

Wird das CO₂ an die Atmosphäre abgegeben, sollte das noch enthaltene Ethanol in einer vorherigen Gaswäsche zurück gewonnen werden. Dies bedeutet zwar eine Rückverdünnung des Ethanol, ermöglicht aber die Abscheidung nahezu des gesamten Ethanol. Die Gaswäsche könnte zum Beispiel mit Wasser erfolgen, das nach der Wäsche in die Ethanoltrennung oder mit Hefe versetzt als Inoculum dem Fermentationsprozess zugeführt wird.

Wesentliche Möglichkeiten zur Verringerung des Energieaufwands der Verdichtung und damit auch der anschließenden Kühlung leiten sich aus der Gleichung [5] ab. Diese sind einerseits die Verringerung des Gasvolumenstroms sowie des Druckverhältnisses andererseits.

Der Gasvolumenstrom kann durch eine Abkühlung vor der Verdichtung deutlich verringert werden. Zum einen geschieht dies durch die Verringerung des spezifischen Volumens bei niedrigen Temperaturen. Darüber hinaus wird durch die partielle Kondensation von Wasser und Ethanol der Gasstrom reduziert. Je nach Prozessbedingungen sind bis zu 57% des Fermentationsgases kondensierbare Komponenten und können teilweise vor der Verdichtung durch Absenken der Temperatur abgeschieden werden.

Für eine Berechnung des erforderlichen Verdichtungsaufwands nach Abkühlung des Fermentationsgases wurde wiederum eine Auskühlung bis auf 20°C zu Grunde gelegt. Der Elektroenergiebedarf der Verdichtung beträgt dann nur noch zwischen 20-25kJ pro kg Rübenschnitzel (Tabelle 5). Bezogen auf das Ethanol sind dies etwa 190-280kJ und damit deutlich mehr als der Elektroenergiebedarf konventioneller Lösungsfermentationen. Für Letztere sind nur etwa 92kJ pro Kilogramm Ethanol zu veranschlagen [KAL97]. Durch mehrstufige Verdichtung mit Zwischenkühlung könnte der Energiebedarf zu Lasten eines höheren apparativen Aufwands noch etwas reduziert werden.

Tabelle 5: Verdichtung nach Auskühlung und Teilkondensation des Fermentationsgases

Parameter		kondensiertes Gas		Energiebedarf	
T_{Fer}°	p_{Fer}	V_{Gas}	V_{CO_2}	$W_{\text{el, Verd}}$	
[°C]	[kPa]	[l/kg] ¹	[l/kg] ¹	[kJ/kg] ¹	[kJ/kg] ²
20	18,7	306	248	17,8	189
25	16,5	363	281	20,3	215
30	15,3	404	303	22,1	234
35	13,7	471	339	24,7	262
$T_{\text{Fer}}=35^{\circ}\text{C}$	10,5...14,3	524	371	26,5	281

¹ bezogen auf 1kg Rübenschnitzel ² bezogen auf 1kg Ethanol

Auf Grund des geringen Drucks wird bei der Abkühlung auf 20°C nur ein Teil des Ethanols bzw. Wassers auskondensiert. Dies ist abhängig von der Gaszusammensetzung und dem Gas-Flüssigkeits-Gleichgewicht im Kühler/Kondensator etwa 20% des Ethanolmassenstroms und ungefähr 65% des im Fermentationsgas enthaltenen Wassers. Daraus ergibt sich ein Ethanolgehalt des Kondensats von circa 17% seiner Masse. Das gekühlte und teilkondensierte Gas besitzt einen Ethanolgehalt von etwa 60% bezogen auf die Masse der flüchtigen Komponenten.

Eine Möglichkeit zur Verringerung des Druckverhältnisses der Verdichtung ist eine partielle Vakuumfermentation. Die Fermentation erfolgt zunächst atmosphärisch, bis die maximal zulässige Temperatur im Fermenter erreicht ist. Dabei entweicht das entstehende Gas ohne Verdichtungsaufwand. Erst bei erforderlicher Kühlung wird die Erzeugung eines Vakuums gestartet. Für eine solche Fermentation mit $T_{\text{Fer}}^{\circ}=25^{\circ}\text{C}$ verringert sich der spezifische Verdichtungsaufwand auf etwa 207kJ pro Kilogramm Ethanol, wenn die Temperatur nach Erreichen von 37°C durch Verdunstungskühlung jeweils wieder auf 33°C abgesenkt wird. Neben der Verringerung des Energieaufwands von knapp 30% wird damit auch der optimale Temperaturbereich schneller erreicht. Bei höheren Starttemperaturen lässt dieser Einspareffekt durch die Temperaturrestriktionen zunehmend nach.

2.2.2. Mechanische Ethanolgewinnung aus den fermentierten Schnitzeln

Durch die im Folgenden betrachtete mechanische Trennung lässt sich zunächst nur eine ethanolhaltige Flüssigkeit aus dem vergorenen Substrat gewinnen. Die Erzeugung des reinen Ethanols aus dieser Flüssigkeit muss mit thermischen Trennverfahren erfolgen.

Angaben zur Effizienz der mechanischen Ethanolgewinnung aus vergorenen Rübenpartikeln machen Kirby und Mardon [KIR80]. Sie benutzten nicht näher definierte Laborwalzen zum Auspressen der Schnitzel. Damit konnten 67% des in den vergorenen Schnitzeln enthaltenen Ethanols nach einmaligem Pressen in flüssiger Phase erhalten werden. Durch Tränkung mit Wasser im Umfang von 15% der fermentierten Schnitzelmasse und erneutes Auspressen wurden insgesamt 95% des Ethanols gewonnen. Zudem enthielt die in

beiden Stufen abgepresste Flüssigkeit mit etwa 85% den überwiegenden Teil der Hefe sowie feine Faserbestandteile.

Weiland und Scholz verwendeten in ihren Experimenten eine Schneckenförderpresse. Sie konnten mit nur einem Durchgang mehr als 84% des in den fermentierten Schnitzeln enthaltenen Ethanol abtrennen [WEI90]. Die fermentierten Schnitzel wurden dabei auf einen Trockensubstanzgehalt von 35,1% gebracht. Durch Zentrifugieren der flüssigen Phase wurde der Hauptteil der Hefe in einer Suspension mit etwa 6% Trockensubstanzgehalt abgetrennt.

Offensichtlicher Nachteil der mechanischen Ethanolgewinnung ist die relativ geringe Ausbeute bzw. die Notwendigkeit der Wasserzugabe und damit verbundene Verdünnung der gewonnenen Flüssigkeit. Die Wasserzugabe von 15% der fermentierten Schnitzel entspricht in etwa der in einer Rübenextraktion benötigten Wassermenge. Damit wäre der Konzentrationsvorteil der Feststoff- gegenüber der Lösungsfermentation nicht mehr existent.

Der Einsatz von heißem Wasser in der zweiten Stufe könnte die benötigte Wassermenge unter Umständen reduzieren. Möglicherweise kann die Ethanolausbeute mit einem bei *Weiland und Scholz* beschriebenen Apparat und einem zweistufig ausgeführten Abpressen nach *Kirby und Mardon* auf über 95% gesteigert werden. Mit welchem Energieeinsatz dies verbunden wäre, konnte den Literaturstellen nicht entnommen werden. Eine Abschätzung kann aus dem Elektroenergiebedarf einer Schnitzelpresse der Extraktion erfolgen. Dieser beträgt 6,12kJ/kg [KAL97]. Für das zweistufige Abpressen wäre bezogen auf die Masse der fermentierten Schnitzel ein Elektroenergiebedarf von etwa 8kJ/kg nötig.

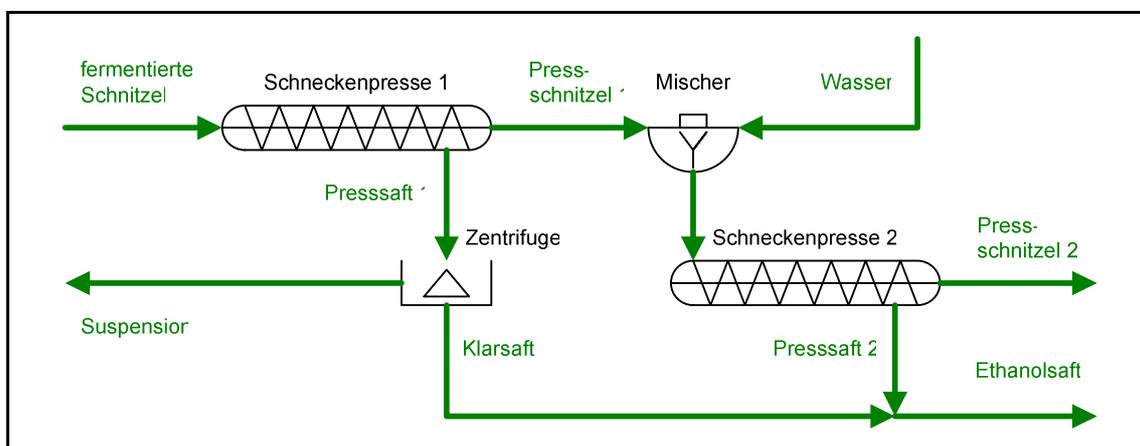


Abbildung 7: Schema der zweistufigen mechanischen Ethanolgewinnung

Ein wesentlicher Vorteil der mechanischen Trennung ist die Einhaltung niedriger Temperaturen und die mögliche Hefeabtrennung und Rückführung durch Zentrifugation. Die dabei in einer Suspension gewonnene Hefe genügt, um die beabsichtigte Konzentration in der Fermentation aufrecht zu erhalten. Bei einer gewünschten Eingangskonzentration von 10g pro kg Rübenschnitzel bzw. 57g pro kg Saccharose sind demnach etwa zwei Drittel der am Ende verfügbaren Hefemasse zurückzuführen, da mit einer Hefeneubildung von etwa 30g pro Kilogramm Saccharose zu rechnen ist [MIS04]. Dies kann entsprechend den oben

dargestellten Ergebnissen von *Kirby und Mardon* durch eine Aufarbeitung des abgepressten Safts der ersten Stufe gewährleistet werden. Eine solche mechanische Ethanolgewinnung mit Hefeabtrennung ist in Abbildung 7 schematisch dargestellt.

2.2.3. Thermische Ethanolgewinnung aus den fermentierten Schnitzeln

Auf Grund der Flüchtigkeit des Ethanols bietet sich als Alternative zur mechanischen Ethanolgewinnung das thermische Austreiben an. Dafür müssen die Schnitzel direkt erwärmt werden. Eine indirekte Erwärmung größerer Mengen ist durch den schlechten Wärmetransport der Schnitzel nicht möglich. Dies haben *Jaleel et al.* durch Experimente mit Maniok (einer der Rübe ähnlichen Wurzelknolle) bestätigt [JAL91].

Für das Austreiben des Ethanols ist eine direkte Destillation der fermentierten Schnitzel vorstellbar. In diesem als *Schnitzeldestillation* zu bezeichnenden Prozess wird das Ethanol durch Diffusion an und Verdampfung von der Schnitzeloberfläche in einer Kolonne gewonnen. Die Schnitzelschüttung bildet dabei ein Bett im unteren Teil des Apparats, vergleichbar der im Auftriebsteil befindlichen Füllkörperschüttung. An der Oberfläche der Schnitzel muss die Flüssigkeit im Gegenstrom zum ausgetriebenen Gas derart abfließen können, dass diese Phasen in einen kontinuierlichen direkten Stoffaustausch treten. Die ethanolfreien Schnitzel werden im Sumpf der Kolonne aus einer wässrigen Suspension abgeführt. Wie bei einer herkömmlichen Kolonne muss dort die Prozesswärme zugeführt werden. Ein Schema einer solchen Schnitzeldestillation zeigt Abbildung 8.

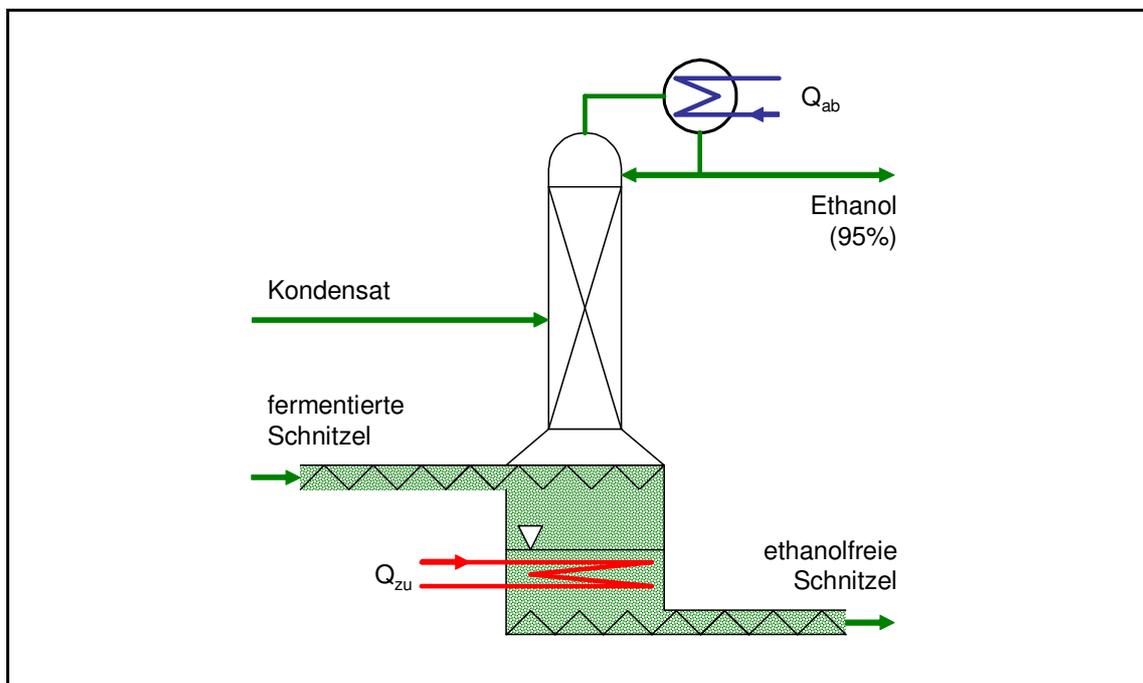


Abbildung 8: Schema einer Schnitzeldestillation

Voraussetzung für die Schnitzeldestillation ist eine hinreichende Stabilität der vergorenen Schnitzel und die Ausbildung einer porösen Schüttung. Zu den mechanischen Eigenschaften frischer als auch fermentierter Rübenschnitzel liegen jedoch keine Daten vor.

Die Rübe ist, vergleichbar mit der Kartoffel, eine feste Wurzelknolle mit gewisser Festigkeit. Da sie während der Fermentation nur moderaten Temperaturen ausgesetzt ist und dabei das cellulosehaltige Stützgerüst nicht aufgeschlossen wird, kann man zunächst von einer ausreichenden mechanischen Stabilität ausgehen. Ob dies auch in der Realität der Fall ist, muss durch experimentelle Untersuchungen geklärt werden.

Die Porosität der Schnitzelschüttung liegt auf Grund der gedrungenen Schnitzelform definitiv unterhalb der Porosität konventioneller Füllkörperschüttungen der Destillation (etwa 90%). Dies bedeutet, dass die Gas- und Flüssigkeitsbelastung geringer als in herkömmlichen Ethanol Kolonnen sein muss. Aus diesem Grund wäre in der Schnitzelkolonne ein hoher Druck von Vorteil, da dadurch die Gasvolumina klein sind. Eine Destillation im Vakuum scheint aus diesem Gesichtspunkt nachteilig bis unmöglich. Damit liegen die Temperaturen eines solchen Prozesses oberhalb von 40°C, so dass eine Heferückführung gegebenenfalls vor der Destillation installiert werden muss.

Eine solche Heferückführung ist durch Teilentsaftung der Schnitzel in der Förderschnecke realisierbar. Aus diesem Saft werden durch Zentrifugation die Hefen in einer Suspension gewonnen und zur Fermentation zurückgeführt. Der Klarlauf der Zentrifuge wird erhitzt und mit den teilentsafteten Schnitzeln vermischt, um eine Erwärmung der Schnitzel vor dem Eintritt in die Schnitzeldestillation zu gewährleisten.

Die am Sumpf abgezogenen ethanolfreien Schnitzel enthalten in noch stärkerem Maß als die Schlempe einer konventionellen Destillation organische Reststoffe. Sie haben nahezu den gleichen Trockensubstanzgehalt wie am Eintritt von 8-10% und enthalten alle nichtflüchtigen organischen Bestandteile. Daher bietet sich die weitere stofflich-energetische Verwertung in einer Biogasanlage an (siehe Abschnitt 2.3.2).

2.2.4. Rektifikation und Absolutierung

Für eine anteilige Kraftstoffnutzung ist eine nahezu vollständige Entwässerung des Ethanol erforderlich. Bei höheren Wassergehalten käme es nach der Beimischung zum Benzin zu einer Trennung zwischen einer wässrigen Phase und dem hydrophoben Benzin.

Das Aufkonzentrieren des Ethanol aus dem flüssigen Ethanol-Wasser-Gemisch erfolgt zunächst durch Rektifikation. Diese mehrstufige Destillation des Ethanol erfolgt in kompliziert verschalteten, teilweise druckgestuften Kolonnenzügen. Dadurch bzw. durch Brüdenverdichtung kann die eingesetzte Prozessenergie mehrfach abgearbeitet werden. Neben dem Ethanol-Wasser-Gemisch werden bei der Ethanolrektifikation einige in der Fermentation gebildete Nebenprodukte (zum Beispiel Fusel und organische Säuren) separat abgezogen. Die Konzentration des Ethanol erreicht mit einem Ethanolanteil von 92,5% (bzw. 95vol%) nahezu den azeotropen Punkt.

Die weitere Entwässerung (Absolutierung) erfolgt nach derzeitigem Stand der Technik durch Druckwechseladsorption an Molekularsieben. Durch diesen Prozess wird das Ethanol bis zu einer Reinheit von 99,8% aufkonzentriert [GOE02]. Die Molekularsiebe werden bei etwa 2bar vom gasförmigen Ethanol-Wasser-Gemisch durchströmt. Das Wasser wird in den Poren des Molekularsiebs zurückgehalten (Adsorption), während das Ethanol passieren kann. Ist die Grenzbeladung erreicht, erfolgt die Regeneration des Apparats (Desorption) bei etwa 0,2-0,4bar. Ein Teil des Produktstroms wird für die Desorption des Wassers benutzt und muss zurück in die Rektifikation geführt werden. Durch das Zusammenspiel mehrerer Apparate kann ein quasikontinuierlicher Betrieb realisiert werden.

Im Rahmen dieser Arbeit wird die Rektifikation und Absolutierung vereinfacht als Gesamtsystem *Ethanoltrennung* behandelt. Es werden nur die aus diesem System ein- und austretenden Stoff- und Energieströme entsprechend den Angaben einschlägiger Literatur betrachtet. Als weitere Vereinfachung wird das fermentierte Substrat lediglich in zwei Ströme aufgetrennt. Dies ist zum einen der entwässerte Alkohol mit einer Reinheit von 99,8%. Alle anderen Stoffe werden der Schlempe bzw. der entalkoholisierten Fraktion zugeordnet, welche mit einer Restethanolkonzentration von 0,02% das System verlässt [GOE02]. Nach den Angaben von *Kaltschmitt* wird der spezifische Energiebedarf der Ethanoltrennung mit 5MJ Wärme bei 6bar und 144kJ Elektroenergie pro Kilogramm reinem Alkohol angesetzt [KAL97, KAL03].

2.3. Konzepte der vor- und nachgelagerten Prozessschritte

Bisher standen die Kernprozesse Fermentation und Ethanolgewinnung auf Basis einer Festbettfermentation im Fokus. In diesem Abschnitt werden Konzepte für die Aufbereitung der Rüben für die Fermentation sowie für die Verwertung der im gesamten Prozess anfallenden Reststoffe erarbeitet.

2.3.1. Rohstoffaufbereitung

Die Rüben werden nach der Ernte und eventueller Zwischenlagerung am Feldrand als ganze Wurzelknolle angeliefert. Sie sind mit einem Anhang von etwa 11% der Frischmasse behaftet [THU03] und müssen vor der Verarbeitung gereinigt werden. Zudem muss eine Zerkleinerung erfolgen, um den hinreichenden Aufschluss und die Zuckerdiffusion während der Fermentation zu ermöglichen.

2.3.1.1. Rübenreinigung

Die Rübenreinigung kann analog zur Zuckerproduktion erfolgen, da die Anforderungen und Ziele für diese Prozessstufe bei der Zucker- und Ethanolproduktion identisch sind.

Die Reinigung der Rüben erfolgt in Wäschern und Abscheidern, so dass der Anhang nahezu vollständig beseitigt wird. Neben dem Bedarf an Waschwasser werden auch der

innerbetriebliche Transport und die Förderung der Rüben durch so genannte Mammutpumpen mit Wasser realisiert. Dafür wird in dieser Prozessstufe etwa das 9-fache der Rübenmasse an Wasser benötigt. Dieses wird entsprechend seiner Aufgabe auch Schwemmwasser genannt. Nach einer mechanischen Reinigung steht das Schwemmwasser zu einem großen Teil erneut für den Reinigungsprozess zur Verfügung, so dass bezogen auf die Frischmasse der Rüben nur 25% an frischem Reinigungswasser zugeführt werden müssen [SCH02]. In etwa gleicher Menge wird das Schwemmwasser zusammen mit dem Anhang aus dem Reinigungsprozess abgeführt.

Während des Reinigungsprozesses kommt es durch die vorhandenen Schnittkanten und Verletzungen des Rübenkörpers zur Diffusion von Zucker in das Schwemmwasser. Die Größe des Zuckerverlusts hängt von der Qualität der Rüben ab. Bezogen auf die Frischmasse beträgt er zwischen 0,05-0,5% [SCH02].

Der Elektroenergiebedarf der Rübenreinigung wird von *Kaltschmitt* mit 4,05kWh pro 1000kg Frischmasse angegeben [KAL97]. Diese Angabe schließt das Abladen, den innerbetrieblichen Transport, das Reinigen, die Rübenlagerung sowie die Behandlung des Waschwassers inklusive einer anaeroben Vergärung des Schwemmwassers ein.

2.3.1.2. Schnitzelbereitstellung

Zur Verbesserung des Stofftransports bei der Fermentation müssen die Rüben zerkleinert werden. Die Zerkleinerung der Rüben ist auch für die Extraktion beim Zuckerprozess notwendig. Dort erfolgt die Zerkleinerung der Rüben in Schneidscheiben- oder Trommelschneidmaschinen, deren Elektroenergiebedarf nach *Kaltschmitt* etwa 0,6kWh pro Tonne Rüben beträgt [KAL97].

In diesen Schneidmaschinen werden die Rüben mit *Königsfelder-Messern* zu V-förmigen etwa 3-5mm breiten Schnitzeln verarbeitet [SCH02]. Diese Schnitzeldicke ist auch für die Festbettfermentation geeignet (siehe Abschnitt 2.1.4). In wie weit die V-Form Auswirkungen auf die Stabilität eines Festbetts solcher Schnitzel hat, ist aus der Fachliteratur nicht ableitbar. Für eine Zuckerextraktion im Wasser ist diese Form durch die große Oberfläche vorteilhaft, ohne dass sie sich negativ auf die mechanische Beständigkeit der Schnitzel während der Extraktion auswirkt. Für die Stabilität eines Festbetts für die Fermentation wären wahrscheinlich gedrungene, zylindrische oder flache Schnitzel besser geeignet.

2.3.2. Reststoffverwertung

Der bedeutendste Reststoff der Ethanolbereitstellung aus Rüben ist das Wasser. Es fällt auf Grund des hohen Wassergehalts der Rüben (mehr als 75%) in großen Mengen an, allerdings nicht in reiner Form, sondern in unterschiedlich stark mit organischen, anorganischen und Feststoffen angereicherten Fraktionen. Eine direkte Abgabe an die Umgebung ist sowohl aus umwelttechnischen Gesichtspunkten nicht möglich, als auch aus energetischen Gründen nicht

wünschenswert. Die Verwertung der Reststoffe kann durch geeignete Wandlungsprozesse im Sinne einer energetischen Nutzung erfolgen oder der direkten stofflichen Nutzung dienen.

Die anfallenden Reststoffe sind das Schwemmwasser der Rübenreinigung, die abgepressten bzw. ethanolfreien Schnitzel sowie der flüssige ethanolfreie Rückstand der Ethanolgewinnung (Schlempe).

2.3.2.1. Energetische Nutzung durch Methanisierung

Da alle austretenden Reststoffe durch nennenswerte organische Bestandteile und hohe Wasseranteile charakterisiert sind, bietet sich eine mikrobielle Umwandlung in einer Methangärung an. Dies gilt auch für die abgepressten Schnitzel der mechanischen Ethanolgewinnung. Sie sind mit einem Trockensubstanzgehalt von ca. 35% für eine thermische Nutzung zu feucht, so dass eine erneute Einmischung für die Methangärung als beste Möglichkeit der energetischen Nutzung gesehen wird. Das Potenzial einer energetischen Nutzung der Reststoffe durch Biogasproduktion mit anschließender Kraft-Wärme-Kopplung genügt, um den Bioethanolprozess vollständig mit den benötigten Prozessenergien zu versorgen [SCH05a].

Das aus der Reinigung abgezogene Schwemmwasser wird auf Grund der Unsicherheiten des Aufkommens und der Zusammensetzung des Rübenanhangs vereinfachend als reine Saccharoselösung angenommen. Es hat einen Zuckergehalt von knapp 0,8%, dessen chemischer Sauerstoffbedarf (CSB) sich aus der stöchiometrischen Verbrennungsreaktion ergibt. Er liegt bei 9g pro Liter Schwemmwasser. Das Biogaspotenzial lässt sich nach *Buswell* theoretisch berechnen [BUS52]. Dies ergibt eine Methanausbeute von 3,1l pro Liter Schwemmwasser. In der Praxis liegt die organische Fraktion im Schwemmwasser durch den Rübenanhang etwas höher. Es ergeben sich ein CSB um 12g/l und bei 90%igem Abbau eine daraus resultierend Methanausbeute von knapp 4l/l [EDE96].

Die vergorenen Rübenschnitzel eignen sich ebenso für die Methangärung. Sie unterscheiden sich in der stofflichen Zusammensetzung nur unwesentlich von den ausgelaugten Schnitzeln der Zuckerextraktion. Da deren gute Eignung für die Methangärung nachgewiesen ist [HUT00, WEI93A], kann man dies auch für fermentierte Schnitzel annehmen. Das Biogaspotenzial beträgt 60-75 Liter pro Kilogramm Pressschnitzel bzw. bezogen auf die organische Trockensubstanz 250-350 Liter pro Kilogramm bei einem Methangehalt von 70-75% [FNR04]. Eigene Berechnungen haben für die ausgelaugten Schnitzel einen CSB von etwa 1,2kg pro kg Trockensubstanz ergeben.

Schließlich bietet sich auch der Rückstand der Destillation, die Schlempe, für die Methanisierung an. Das Biogaspotenzial für Getreide- und Kartoffelschlempen liegt bei 400-700 Litern pro kg organischer Trockensubstanz mit einem Methangehalt von 58-65% [FNR04]. Konkrete Zahlen für Rübenschlempen liegen nicht vor. Die Ausbeute sollte aber mit den genannten Erträgen für Getreide- und Kartoffelschlempen vergleichbar sein.

Für die Abschätzung der Biogasproduktion aus den drei betrachteten Reststoffströmen der Ethanolherstellung wurde deren CSB berechnet und pauschal ein Biogasertrag von 0,5 Litern pro Kilogramm CSB mit einem Methangehalt von 60% angesetzt [KAL97]. Durch die Methanisierung wird der CSB um 90% reduziert. Der Elektroenergiebedarf wurde nach den Angaben von *Kaltschmitt* berücksichtigt [KAL97].

Als Restprodukt fällt bei der Methangärung das ausgefaulte Substrat (Gärrest) an. Es kann und sollte direkt als Flüssigdünger auf dem Acker ausgebracht werden. Dies ist zulässig, wenn in der Biogasanlage nur nachwachsende Rohstoffe bzw. deren Reststoffe aus der eigenen Produktion verwertet werden. Dadurch werden viele Mineralstoffe zurück auf das Feld gebracht und ein geschlossener Stoffkreislauf erhalten.

Die Verwendung des gebildeten Biogases soll in einem Blockheizkraftwerk (BHKW), bestehend aus einem stationären Verbrennungsmotor und einem angeschlossenen Generator, erfolgen. Dabei können in Abhängigkeit des Methangehalts und der technischen Auslegung des BHKW bis zu 40% der Biogasenergie in elektrische Energie umgewandelt werden [BDB09]. Die dabei anfallende Abwärme setzt sich ungefähr je zur Hälfte aus der Enthalpie des Abgases und der Motorabwärme zusammen [KAL01]. Das Niveau der Motorabwärme liegt bei etwa 90°C, während das Abgas mit einer Temperatur zwischen 460°C und 550°C zur Verfügung steht [FNR04]. Durch Nutzung der Motorabwärme sowie der Abgaswärme wird ein thermischer Wirkungsgrad von 40-60% erreicht [FNR08]. Der energetische Gesamtwirkungsgrad eines solchen Biogas-BHKW liegt im Bereich von etwa 85% [BDB09, FNR08].

2.3.2.2. Stoffliche Verwertung der Reststoffe

Für die stoffliche Verwertung der Reststoffe kommen zum Beispiel die Ausbringung auf den Acker als Dünger oder die Verfütterung in Betracht. Letztere bietet sich ohne aufwändige Aufbereitung nur aus den Pressschnitzeln an. Diese stellen mit einem Wassergehalt von etwa 65% ein Frischfutter dar und sind innerhalb weniger Tage zu verwerten. Soll ein haltbares Futtermittel hergestellt werden, müssten die Schnitzel getrocknet werden.

Für das Schwemmwasser und die Schlempe scheidet eine direkte Verfütterung auf Grund des hohen Wassergehalts aus. Durch Eindickung und Trocknung kann auch aus der Schlempe ein je nach Wassergehalt mehr oder weniger haltbares Futtermittel hergestellt werden. Für das Schwemmwasser ist dies nicht bekannt.

Die Ausbringung als Dünger bietet sich prinzipiell für die Schlempe an, da dort die meisten löslichen anorganischen Bestandteile enthalten sind, welche als Nährstoffe zurück in den Kreislauf gebracht werden können. Diese Düngewirkung geht jedoch durch eine Methangärung nicht verloren, so dass aus energietechnischer Sicht in jedem Fall eine vorherige Methanisierung erfolgen sollte. In wie weit die Ausbringung des ausgefaulten Substrats im Einzelnen rechtlich und logistisch zu handhaben ist, soll an dieser Stelle nicht untersucht werden.

Auch die Option der Verfütterung von Reststoffen ist an eine Reihe von weiteren Randbedingungen geknüpft. Welche Reststoffnutzung tatsächlich realisiert werden sollte, muss im Einzelfall in der Regel durch betriebswirtschaftliche Abwägungen entschieden werden. Für diese Arbeit wird daher nur von einer energetischen Nutzung der Reststoffe ausgegangen.

2.4. Verfahrenskonzepte der Ethanolherstellung

Die bisherigen Überlegungen zur Ethanolherstellung auf Basis einer Festbettfermentation münden in zwei verschiedenen Verfahrenskonzepten. Diese werden im Weiteren als *Prozess 1* und *Prozess 2* bezeichnet. Diese beiden Konzepte unterscheiden sich lediglich in der Art der Ethanolgewinnung aus den fermentierten Schnitzeln und der Realisierung einer Heferückführung. Beide Varianten sind zunächst als kontinuierliche Prozesse konzipiert. Ob dies für die Fermentation möglich und sinnvoll ist, soll an anderer Stelle im Rahmen des Anlagenkonzepts diskutiert werden. Durch den zeitversetzten Betrieb mehrerer Fermenter ist zumindest ein quasistationärer Betrieb möglich, so dass alle anderen Prozessstufen kontinuierlich arbeiten können.

Beide Konzepte sehen die Aufbereitung der Rüben durch Reinigung und Zerkleinerung vor. Danach werden die Rübenschnitzel als Festbett in einer Vakuumfermentation vergoren. Die Gewinnung des Ethanols aus dem fermentierten Substrat ist in den beiden Varianten unterschiedlich konzipiert. Gleich hingegen ist in beiden Prozessen die Ethanolgewinnung aus dem Gas. Dieses wird in einer als Abscheider bezeichneten Stufe durch Verdichten und Kühlen teilkondensiert. Danach wird es zur Rückgewinnung des restlichen Ethanols einer Gaswäsche zugeführt. Die beiden ethanolhaltigen Stoffströme Kondensat und Waschwasser werden der Ethanoltrennung zugeführt.

Die Ethanoltrennung liefert neben dem wasserfreien Ethanol das ethanolfreie Sumpfprodukt. Dieses wird zusammen mit den anderen Reststoffen in einer Methangärung zu Biogas umgesetzt, welches schließlich in einem BHKW zur Bereitstellung von Elektroenergie und Wärme verbrannt wird. Der bei der Methangärung anfallende Gärrest steht als Flüssigdünger zur Verfügung.

Neben den Rüben ist in beiden Konzepten lediglich die Zufuhr von frischer Hefe und von Verbrennungsluft für das BHKW notwendig. Das Reinigungswasser und das Waschwasser der Gaswäsche werden aus dem Sumpf der Ethanoltrennung intern gewonnen.

Die anfallenden Nebenprodukte des Prozesses sind der mechanisch abgetrennte Rübenanhang, das bei der Fermentation gebildete Kohlendioxid, der Gärrest sowie das Abgas des BHKW. Das Kohlendioxid und das Abgas aus dem BHKW können problemlos an die Umgebung abgegeben werden. Der Rübenanhang sollte nach Möglichkeit wie der Gärrest auf das Feld zurückgebracht werden.

Das Verfahrenskonzept *Prozess 1* beruht auf einer mechanischen Ethanolgewinnung wie sie in Abschnitt 2.2.2 beschrieben wurde. Die fermentierten Schnitzel werden zweimal unter Zugabe von Wasser aus dem Sumpf der Ethanoltrennung abgepresst. Bei dieser Variante ist die Hefeabtrennung aus dem primär gewonnenen Presssaft möglich. Nach Zentrifugation wird die gewonnene Hefesuspension in die Fermentation zurückgeführt. Der Klarlauf gelangt ebenso wie der Sekundärsaft in die Ethanoltrennung. Das Verfahrensfliessbild dieser Variante ist in Abbildung 1 dargestellt.

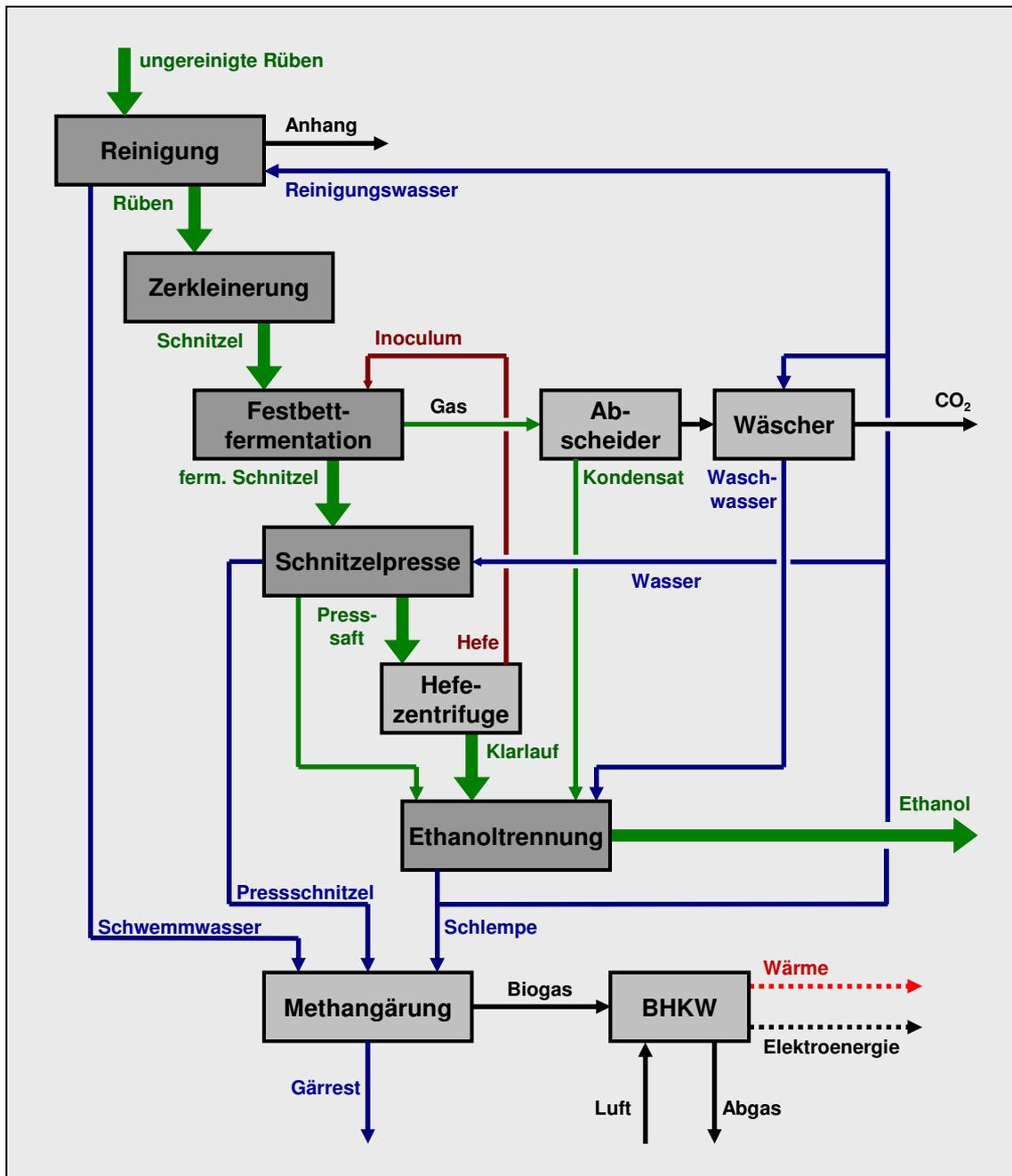


Abbildung 9: Verfahrensfliessbild von *Prozess 1*

Beim Verfahrenskonzept *Prozess 2* erfolgt die Ethanolgewinnung durch direkte Zufuhr des fermentierten Substrats in die Ethanoltrennung. Dieses als Schnitzeldestillation bezeichnete Konzept wurde in Abschnitt 2.2.3 beschrieben. Die Hefegewinnung erfolgt aus dem anfallenden Saft der Schneckenförderung der vergorenen Schnitzel. In analoger Weise zu *Prozess 1* wird dieser Saft zentrifugiert. Die anfallende Suspension wird als Inoculum zurückgeführt, während der Klarlauf mit den Schnitzeln der Schnitzeldestillation zugeführt wird.

Bei dieser Variante werden die Schnitzel als Teil des Sumpfs der Ethanoltrennung abgezogen. Danach gelangen sie ebenso wie die Pressschnitzel bei *Prozess 1* in die Methangärung. Das Fließbild des Verfahrenskonzepts *Prozess 2* zeigt Abbildung 1.

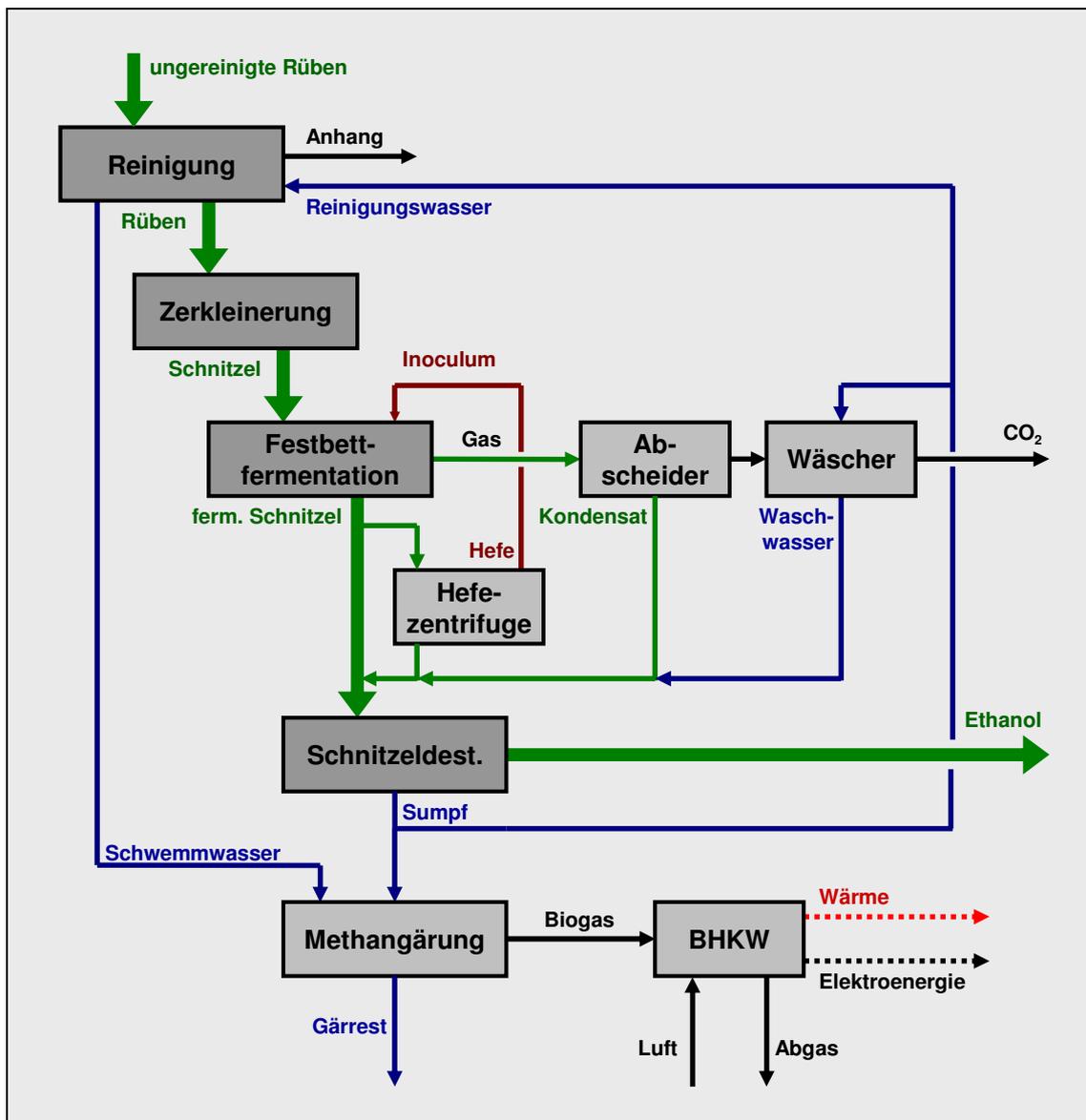


Abbildung 10: Verfahrensfliessbild von *Prozess 2*

3. Experimentelle Untersuchungen zur Festbettfermentation

Bei der Erstellung des Verfahrenskonzepts zur Ethanolherstellung auf Basis einer Festbettfermentation wurde deutlich, dass insbesondere zur Festbettfermentation selbst nur in begrenztem Maß praktische Erfahrungen vorliegen. Dies gilt einerseits für die mechanischen und hydrodynamischen Eigenschaften des Festbetts. Aber auch der Ablauf und die Einflüsse relevanter Parameter der Festbettfermentation, besonders im Hinblick auf die Wärmeabfuhr und den Vakuumbetrieb, sind bisher nur unzureichend untersucht worden. Aus diesem Grund wurde ein zweiteiliges Versuchsprogramm einerseits zur Untersuchung der Hydrodynamik eines Festbetts aus Rübenschnitzeln und andererseits zur Erfassung der Einflüsse diverser Parameter auf die Festbettfermentation durchgeführt.

Diese experimentellen Untersuchungen sollten im Gegensatz zu den bisher verfügbaren praktischen Arbeiten ausdrücklich die Möglichkeiten und Probleme der Realisierung einer Festbettfermentation in größerem Maßstab beleuchten. Um dieses Ziel auch mit überschaubaren Apparatvolumina zu erreichen, wurde für die eigenen Untersuchungen ein senkrecht stehender Zylinder als Grundform gewählt. Dadurch war es möglich, relativ große Schütthöhen bei einem kleinen Apparatvolumen zu realisieren. Die zylindrische Schüttung simulierte bei adiabater Betriebsweise den Ausschnitt eines größeren Festbetts.

Die Untersuchung der mechanischen und hydrodynamischen Eigenschaften eines Festbetts aus Rübenschnitzeln bildete den ersten Teil des Versuchsprogramms. Schüttungen bis zu zwei Metern Schütthöhe wurden in einer dafür entwickelten Versuchsanlage experimentell untersucht. Die Durchführung und Ergebnisse dieser *Hydrodynamik-Versuche* sind im Abschnitt 3.1 dargestellt.

An diese Voruntersuchungen anknüpfend wurde eine zweite Versuchsanlage zur Untersuchung der Festbettfermentation von Rübenschnitzeln realisiert. Diese *Fermentationsanlage* wurde etwas kleiner ausgeführt. Durch eine starke Isolierung konnte aber auch bei ihr ein Ausschnitt eines größeren Festbetts simuliert werden. Anhand mehrerer *Fermentationsversuche* mit unterschiedlichen Randbedingungen sollte der Einfluss verschiedener Parameter wie zum Beispiel Schnitzelgröße, Fermentationstemperatur oder Systemdruck experimentell ermittelt werden. Der Versuchsaufbau, die Methodik und schließlich die Ergebnisse der Festbettfermentation werden im Abschnitt 3.2 behandelt.

3.1. Hydrodynamik einer Rübenschnitzelschüttung

Die Charakteristik und Hydrodynamik eines Festbetts aus Rübenschnitzeln wurde in der *Festbetтанlage* untersucht. Bei dieser Festbetтанlage wurden die eingefüllten frischen Schnitzel keiner Fermentation unterzogen. Die Untersuchungen fanden lediglich an frischen Rübenschnitzeln statt, wobei das bei einer Fermentation entstehende Gas mit Hilfe eines Luftstroms simuliert wurde.

Untersuchungsgegenstand waren die Ermittlung der Porosität einer Schnitzelschüttung und deren Stabilität sowie einige hydrodynamische Größen. Im Hinblick auf eine Vakuumfermentation und dabei entstehendes Kohlendioxid wurde der Druckverlust des Festbetts bei unterschiedlichem Systemdruck in Abhängigkeit des Gasvolumenstroms bestimmt. Da bei der Festbettfermentation eine Beaufschlagung mit dem Inoculum und unter Umständen auch eine Perkolation des Festbetts nötig ist, wurden auch Untersuchungen zum nassen Druckverlust angestrengt. Zudem wurde das Flüssigkeits-Hold-Up der Schnitzelschüttung bestimmt.

Als Substrat kamen bei den Hydrodynamikversuchen Zuckerrübenschnitzel zum Einsatz. Die Rübenschnitzel wurden durch das Zerkleinern frischer oder eingelagerter, gewaschener Rüben mit einer Rübenmühle bereitgestellt. Die Rübenmühle konnte mit verschiedenen Walzen bestückt werden, um unterschiedlich große Schnitzel zu generieren.

3.1.1. Versuchsaufbau der Festbetтанlage

Die Festbetтанlage ist aus einem durchsichtigen senkrecht stehenden Rohr mit einem Innendurchmesser von 190mm aufgebaut (Abbildung 11). Im unteren Teil befinden sich das Flüssigkeitsreservoir sowie der Gaseintritt und der Lochboden, auf welchem die maximal zwei Meter hohe Schüttung ruht. Das maximale Volumen der Schüttung beträgt damit knapp 57 Liter.

Die Anlage wird oben durch einen geschraubten Flansch abgeschlossen, wodurch das Befüllen und Entleeren ermöglicht wird. In den Flansch integriert sind der Gasaustritt sowie die Berieselungseinheit. Die Perkolation der Schüttung erfolgt durch das Umpumpen von Wasser aus dem integrierten Reservoir über eine Umlaufleitung zur Berieselungseinheit. Der volumetrisch erfasste Flüssigkeitsstrom wird durch 19 Düsen gleichmäßig auf die Schüttung verteilt.

Mit Hilfe einer Vakuumpumpe kann der Systemdruck abgesenkt und Umgebungsluft durch die Schüttung angesaugt werden. Die Einstellung des Systemdrucks erfolgt durch die Beimischung eines Bypassstroms an einem Ventil unmittelbar vor der Vakuumpumpe. Ein weiteres Ventil ist im Ansaugstutzen der Gasstrecke installiert und ermöglicht zusammen mit einem Rotameter und einer Temperaturmessung die manuelle Einstellung des Gasvolumenstroms. Das Gas strömt im Gegenstrom zur abfließenden Flüssigkeit von unten nach oben durch die Schüttung.

Der Druckverlust der Schüttung wird mit Hilfe eines U-Rohr-Manometers über Messleitungen unterhalb des Lochbodens bzw. des oberen Flansches gemessen. Das Hold-Up kann für einen stationären Zustand durch den Flüssigkeitspegel im Reservoir durch Bezug auf den Ausgangspegel ermittelt werden. Das Fließschema der Festbetтанlage mit den Messstellen ist in Abbildung 12 dargestellt.



Abbildung 11: Versuchsanlage zur Untersuchung der Hydrodynamik einer Rübenschnitzelschüttung

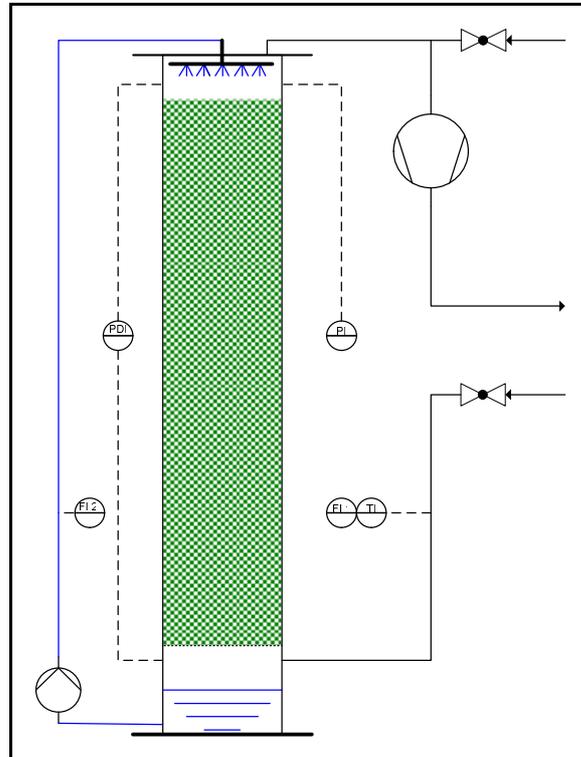


Abbildung 12: Fließschema der Festbetтанlage

3.1.2. Eigenschaften der verwendeten Rübenschnitzel

Die Hydrodynamik einer porösen Schüttung wird maßgeblich von der Größe und der Geometrie der Einzelpartikel sowie der Größenverteilung beeinflusst. Die bei den Experimenten verwendeten Rübenschnitzel wurden hinsichtlich ihrer geometrischen Abmaße untersucht. Dazu wurde eine repräsentative Menge Schnitzel aus einer größeren Charge entnommen und die Partikel in Länge, Breite und Dicke vermessen (Abbildung 13). Aus den jeweiligen Mittelwerten und der vereinfachenden Annahme einer Quaderform wurde ein „Standardschnitzel“ erzeugt. Alle Berechnungen erfolgten auf Grundlage dieser Standardschnitzel, deren Parameter in Tabelle 6 aufgelistet sind.

Als charakteristische Partikelabmessung wird der Sauter-Durchmesser d_p definiert. Er beschreibt den Kugeldurchmesser einer monodispersen Schüttung mit gleichem Volumen und gleicher Oberfläche wie eine aus den Standardschnitzeln bestehende Schüttung. Da die Rübenschnitzel keine poröse Struktur aufweisen, kann der Sauter-Durchmesser über die

volumenspezifische Oberfläche S_{V_RS} nach Gleichung [8] berechnet werden. Die spezifische Oberfläche S_{V_RS} wird mit den gemessenen Kantenlängen für die Modellgeometrie der Schnitzel aus dem Quotienten von Schnitzeloberfläche A_{O_RS} und Schnitzelvolumen V_{RS} errechnet.

Ist die Porosität ε des Festbetts bekannt, so kann auch der hydraulische Durchmesser d_h nach Gleichung [9] berechnet werden. Er charakterisiert die mittlere Porengröße innerhalb der Schüttung.

$$d_p = \frac{6}{S_{V_RS}} \quad [8]$$

$$d_h = \frac{2}{3} \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} d_p \quad [9]$$

Die Abweichung der Standardschnitzel von der Kugelform kann durch die Sphärizität nach *Wadell* quantifiziert werden [WAD32]. Sie ist als Quotient der Oberfläche einer volumengleichen Kugel und der tatsächlichen Teilchenoberfläche definiert. Unter Verwendung der bekannten Größen Schnitzelvolumen V_{RS} und Schnitzeloberfläche A_{O_RS} wird die Sphärizität ψ_{RS} nach Gleichung [10] ermittelt:

$$\psi_{RS} = \frac{\sqrt[3]{36\pi V_{RS}^2}}{A_{O_RS}} \quad [10]$$

Die Sphärizität hat bei einer Kugel den Wert eins und nimmt mit größerer Abweichung von der Kugelform ab. Für geometrische Grundkörper ist die Sphärizität berechenbar. Zum Beispiel beträgt sie für einen Würfel 0,81. Die gemessenen Sphärizitäten verschiedener Schüttgüter sind von *Schubert* angegeben [SEN]. Demnach liegt sie für Zucker bei 0,85, für Kohlenstaub bei 0,61 und für Korkteilchen bei 0,51. Die hier verwendeten Schnitzel besitzen eine Sphärizität von $\psi_{RS}=0,39$. Durch diesen geringen Wert wird die starke Abweichung von der Kugelform deutlich.

Die Dichte der frischen Rübenschnitzel wurde mehrfach experimentell bestimmt. Dabei ergab sich für Zuckerrüben und Futterrüben eine mittlere Dichte von 1089g/l. Dieser Wert liegt innerhalb des aus der Literatur entnommenen Bereichs von 1000-1150g/l [Kar74].

Tabelle 6: Parameter des "Standardschnitzels"

Dichte:	$\rho_{RS} = 1089\text{g/l}$
Länge:	$l_{RS} = 60,3\text{mm}$
Breite:	$b_{RS} = 7,5\text{mm}$
Dicke:	$d_{RS} = 2,1\text{mm}$
Volumen:	$V_{RS} = 950\text{mm}^3$
Oberfläche:	$A_{O_RS} = 1189\text{mm}^2$
Sphärizität:	$\psi_{RS} = 0,39$
volumenspez. Oberfläche:	$S_{V_RS} = 1252\text{m}^{-1}$
Sauter-Ø:	$d_p = 4,8\text{mm}$



Abbildung 13: Rübenschnitzel: einzeln, links; in einer Schüttung, rechts

3.1.3. Versuchsergebnisse

Die Versuche zur Hydrodynamik einer Schnitzelschüttung wurden im November und Dezember 2005 durchgeführt. Für die Bestimmung der Porosität in Abhängigkeit der Schütthöhe wurde der Versuchsapparat schichtweise mit Schnitzeln befüllt. Anhand eingebrachter Markierungsringe konnten neben der Gesamtporosität auch Veränderungen der einzelnen Schichten gemessen werden.

Die Untersuchungen zum trockenen Druckverlust wurden bei der maximalen Schütthöhe von zwei Metern durchgeführt. Dadurch sollte der Messfehler des gering erwarteten Druckverlusts minimiert werden. Demgegenüber wurden das Holdup und der nasse Druckverlust für drei verschiedene Schütthöhen untersucht (0,6; 1,0 und 1,5m).

In den nachfolgenden Abschnitten sind die Versuchsergebnisse der untersuchten Größen einzeln dargestellt. Auf Basis der Messdaten wurde versucht, für jede der Größen eine Berechnungsgleichung aufzustellen. Diese sollen für das Konzept und die Auslegung einer Festbettfermentation Anwendung finden.

3.1.3.1. Porosität des Festbetts

Die Stabilität und Porosität einer Rübenschnitzelschüttung wurden als Funktion ihrer Schütthöhe experimentell ermittelt. Im untersuchten Bereich bis zu einer Schütthöhe von 2m bildeten die beschriebenen Rübenschnitzel eine stabile, poröse Schüttung. Durch die relativ geringe Steifigkeit der einzelnen Schnitzel kommt es zu aufliegenden Schnitzelschichten, zur Kompression der Schüttung und damit zu einer Verringerung des Hohlraumanteils.

Zur genauen Charakterisierung dieses Zusammenhangs wurde die Anlage abschnittsweise befüllt und vermessen. Aus den Messungen der eingesetzten Schnitzelmassen sowie der

realisierten Schütthöhen konnte die Porosität ε in Abhängigkeit der Höhe L ermittelt werden (Abbildung 14). Man erkennt bei einem Anstieg der Schütthöhe von 0,1m bis 2m eine stetige Abnahme der Porosität von etwa 0,7 auf 0,5. Offensichtlich bilden Rübenschnitzel ein vergleichsweise poröses Haufwerk, welches sich durch Last verdichtet.

Zur Beschreibung des Zusammenhangs zwischen Porosität und Schütthöhe wurden eine Potenzfunktion sowie zwei Randbedingungen zugrunde gelegt. Demnach sollen für die Grenzfälle einer Schüttung der Höhe Null die Porosität gleich eins und einer unendlich hohen Schüttung die Porosität Null betragen. Die empirisch ermittelte Funktion nach Gleichung [11] beschreibt die Messwerte im untersuchten Bereich gut. Mit der bekannten Definition der Porosität als Quotient aus Leerraumvolumen und dem Gesamtvolumen einer Schüttung lässt sich auch der Zusammenhang zwischen Schnitzelmasse und Schütthöhe bei Vorgabe der Grundfläche herstellen [12]. Dieser Zusammenhang ist ebenfalls für die untersuchte Schüttung mit dem Durchmesser $d_{Sch}=0,19m$ zusammen mit den Messwerten in Abbildung 14 dargestellt.

$$\varepsilon = \frac{0,536}{\left(\frac{L}{m} + 0,007\right)^{0,126}} \quad [11]$$

$$m_{RS} = (1 - \varepsilon) \cdot \rho_{RS} \cdot L \cdot A \quad [12]$$

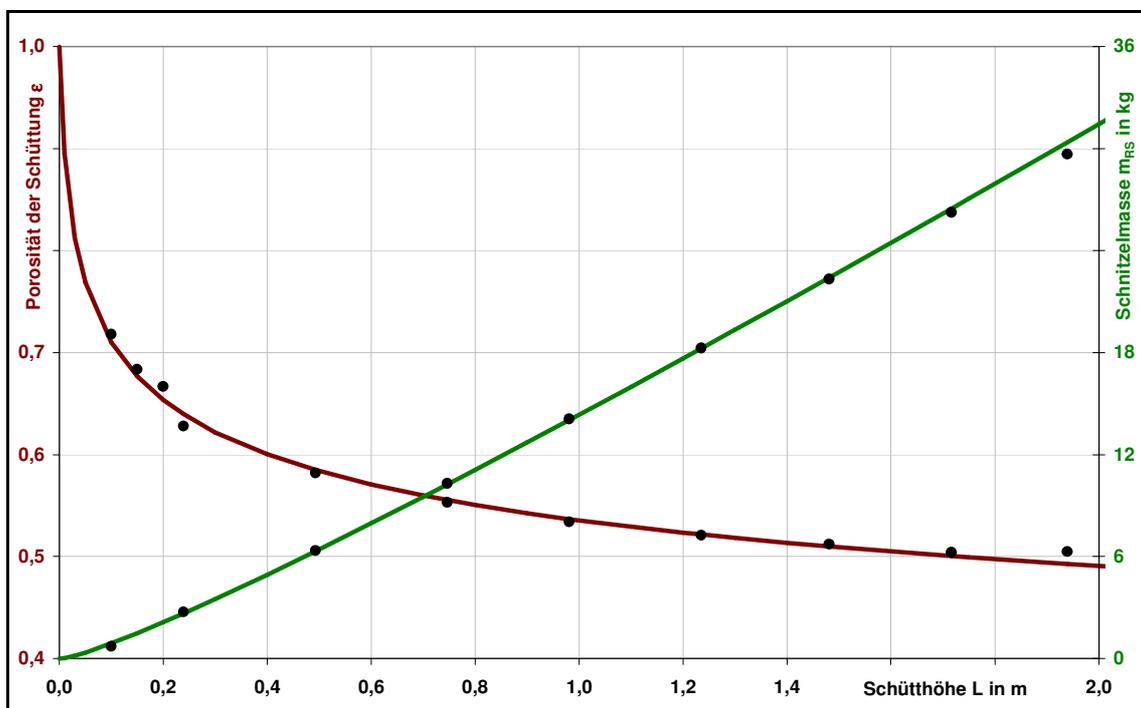


Abbildung 14: Porosität einer Schüttung aus Rübenschnitzeln in Abhängigkeit der Schütthöhe

(● Messwerte, — mit der angepassten Gleichung [11] berechnete Porosität ε ,
— berechnete Schnitzelmasse m_{RS} nach Gleichung [12])

3.1.3.2. Trockener Druckverlust

Der trockene Druckverlust wurde für eine Schnitzelschüttung der Höhe $L=1,93\text{m}$ bei einer mittleren Porosität von $\varepsilon=47\%$ gemessen. Dabei wurden verschiedene Systemdrücke und Gasdurchsätze im Bereich 0,1 bis 1bar bzw. 0,1 bis $2,1\text{m}^3/\text{h}$ realisiert. Die Messergebnisse sind in Abbildung 15 zusammen mit den Ergebnissen verschiedener Berechnungsmodelle dargestellt. Untersucht wurden der weit verbreitete Ansatz von *Ergun* [ERG52], eine empirische Gleichung zur Druckverlustberechnung von landwirtschaftlichen Gütern nach *Matthies* [MAT56] sowie die Druckverlustberechnung auf Basis der Einzelpartikelumströmung für nichtsphärische Partikel nach *Molerus* und *Schweitzer* [MOL82, SCH87, MOL93].

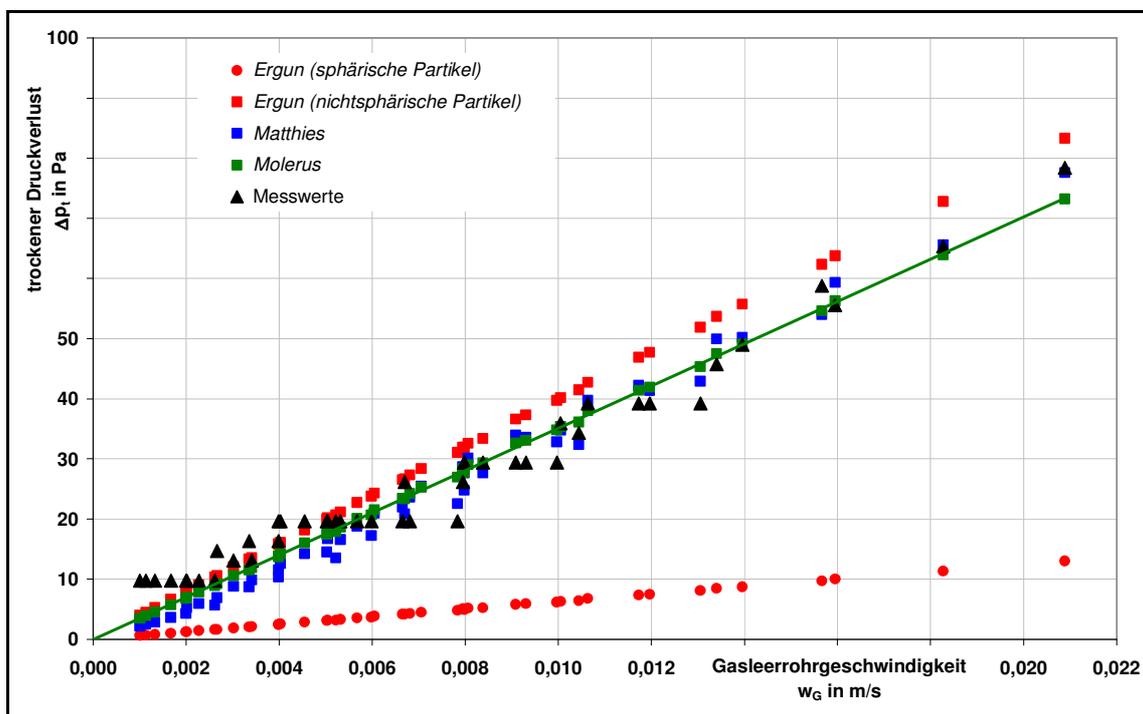


Abbildung 15: trockener Druckverlust einer Rübenschnitzelschüttung ($L=1,94\text{m}$; $\varepsilon=47\%$) in Abhängigkeit der Gasleerrohrgeschwindigkeit (Vergleich des gemessenen Druckverlusts (\blacktriangle) mit berechneten Werten auf Basis verschiedener Modelle für kugelige Partikel (\bullet) bzw. für nichtkugelige Partikel (\blacksquare). Die Modellgleichung von *Molerus* (\rightarrow) liefert die beste Übereinstimmung mit den Messwerten.)

Man erkennt, dass eine Berechnung des Druckverlusts mit der herkömmlichen *Ergun*-Gleichung für die hier betrachtete Rübenschnitzelschüttung deutlich zu geringe Werte liefert (Gleichung [13] mit $\psi_P=1$). Die Ursache liegt in der stark von der Kugelform abweichenden Geometrie der Schnitzel, welche in dieser für Granulate aufgestellten Gleichung nicht ausreichend berücksichtigt wird. Durch Berücksichtigung der Sphärizität der Schnitzel $\psi_P=\psi_{RS}$ in Gleichung [13] wird der Druckverlust in der Größenordnung richtig, tendenziell aber zu groß abgebildet. Dies beruht auf dem prinzipiellen Nachteil der *Ergun*-Gleichung,

welche für den trägheitsdominierten Bereich hergeleitet und dann auf den gesamten Re-Bereich übertragen wurde. Für die vorliegende zähigkeitsdominierte Strömung mit entsprechend kleinen Partikel-Reynoldszahlen von $0,1 < Re_p < 2,2$ ergeben sich somit systematische Fehler [BRA71].

Demgegenüber liefert die Anwendung der Gleichung [14] von *Matthies* mit den Anpassungsparametern C_0 , k und n eine recht gute Übereinstimmung mit den Messwerten. Die Werte von $C_0=27$, $k=2,8$ und $n=0,88$ liegen im angegebenen Bereich ähnlich gearteter landwirtschaftlicher Schüttgüter. Nachteile dieser empirischen Gleichung sind die fehlende Einordnung in ein theoretisches Modell und die physikalisch unschöne Form nicht ganzzahliger Exponenten einheitenbehafteter Größen.

$$\frac{\Delta p_t}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\eta_G w_G}{\psi_P^2 d_P^2} + 1,75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho_G w_G^2}{\psi_P d_P} \quad [13]$$

$$\frac{\Delta p_t}{L} = \frac{C_0}{3} k \frac{1}{\varepsilon^{2+n}} \frac{\rho_G^{1-n} \eta_G^n}{d_P^{1+n}} w_G^{2-n} \quad [14]$$

$$Eu \equiv \frac{4}{3} \frac{\Delta p_t}{\rho_G w_G^2} \frac{d_P}{L} \frac{\varepsilon^2}{1-\varepsilon} \quad [15]$$

$$Eu = \frac{24}{Re_G \Phi_D^2} \left[1 + 0,685(M + 0,5M^2) \right] + \frac{4}{\sqrt{Re_G} \Phi_D^{1,5}} (1 + 0,289M^{1,5}) + \frac{1}{\Phi_D} (0,4 + 0,514M) \quad [16]$$

$$Re_G = \frac{w_G d_P}{\varepsilon \nu_G} \quad [17]$$

$$M = \left(\frac{0,95}{\sqrt[3]{1-\varepsilon}} - 1 \right)^{-1} \quad [18]$$

Die beste Übereinstimmung wird mit dem Modell von *Molerus* erzielt. Darin wird die nach Gleichung [15] definierte *Euler-Zahl* Eu einer aus experimentellen Daten gewonnenen Approximationsfunktion nach Gleichung [16] gleichgesetzt. Die Anpassung an das Schüttgut erfolgt durch das Längenverhältnis M und durch den Druckverlustformfaktor Φ_D . Das Längenverhältnis M beschreibt den Strömungsraum zwischen zwei Partikeln und kann näherungsweise mit der Porosität ε berechnet werden [18]. Der Druckverlustformfaktor Φ_D charakterisiert die Abweichung von der Kugelumströmung.

Die Anpassung an die Messwerte liefert mit $\Phi_D=0,385$ einen nur wenig von der Sphärizität $\psi_{RS}=0,393$ abweichenden Wert. Diese Abweichung kann zum einen in der Ungenauigkeit der Bestimmung der Sphärizität begründet sein. Andererseits weist *Schweitzer* darauf hin, dass der Druckverlustformfaktor nicht zwangsläufig gleich der Sphärizität sein muss [SCH87]. Auch eine breite Partikelverteilung und die Verwendung einer mittleren Porosität können zu einem höheren Druckverlust bzw. in der Parameteranpassung zu einem $\Phi_D < \psi_{RS}$ führen.

Die Verwendung der Sphärizität an Stelle des Druckverlustformfaktors liefert im Rahmen der Messgenauigkeit hinreichend genaue Ergebnisse und im vorliegenden Fall eine bessere

Übereinstimmung als die Verwendung der *Ergun-* oder *Matthies-*Gleichung. Zudem handelt es sich um eine plausible Vorgehensweise, so dass für ähnliche Partikel (z.B. kleinere Rübenschnitzel) die Druckverlustberechnung nach *Molerus* unter Berücksichtigung der Sphärizität erfolgen sollte.

3.1.3.3. Flüssigkeits-Hold-Up ohne Gasgegenstrom

Wird eine Schüttung kontinuierlich mit Flüssigkeit beaufschlagt, sammelt sich entsprechend den herrschenden Randbedingungen ein bestimmter Flüssigkeitsinhalt in der Schüttung an. Bezieht man diesen Flüssigkeitsinhalt auf das Volumen der Schüttung, erhält man das Hold-Up h nach Gleichung [19].

Das Hold-Up ist von der Berieselungsdichte u_L , dem Schüttungsvolumen V_{Sch} , der Porosität ε , der Oberfläche A_O sowie den Stoffeigenschaften des Fluids (Viskosität ν_L , Oberflächenspannung σ_L , Dichte ρ_L) abhängig. Ebenso beeinflusst ein Gasgegenstrom das Hold-Up.

$$h = \frac{V_L}{V_{Sch}} \quad [19]$$

In diesem Abschnitt wird zunächst das Hold-Up einer Schnitzelschüttung ohne Gasgegenstrom betrachtet. Das Hold-Up mit Gasgegenstrom wird zusammen mit dem nassen Druckverlust in Abschnitt 3.1.3.4 behandelt.

Beim Hold-Up wird zwischen dem totalen Hold-Up und seinen beiden Anteilen, dem statischen bzw. dynamischen Hold-Up, unterschieden [BRA71]. Das statische Hold-Up h_{stat} bezeichnet die Haftflüssigkeit, die sich bei entsprechender Berieselung in Toträumen der Schüttung sammelt und auch ohne Berieselung in der Schüttung verbleibt. Es kann nach *Engel* aus der *Bond-Zahl* Bo der Schüttung näherungsweise bestimmt werden. Die *Bond-Zahl* ist das Verhältnis der wirkenden Volumenkraft (hier die Gewichtskraft) und der Oberflächenspannung einer Flüssigkeit. Für berieselte Schüttungen wird die *Bond-Zahl* mit der spezifischen Schüttungsoberfläche a_{Sch} nach Gleichung [24] ermittelt. Das statische Hold-Up wird aus Gleichung [20] berechnet [ENG00].

$$h_{stat} = 0,033 e^{-0,22Bo} \quad [20]$$

Mit dem dynamischen Hold-Up h_{dyn} ist hingegen der durch die Schüttung fließende sich ständig erneuernde Teil des Flüssigkeitsinhalts gemeint. Mit steigender Berieselungsdichte nimmt das dynamische Hold-Up zu, während durch den stetig steigenden Austausch zwischen Film und Toträumen das statische Hold-Up abnimmt. Schließlich gleicht sich das dynamische Hold-Up bei intensiver werdender Berieselung dem totalen Hold-Up an.

Tabelle 7: Ergebnisse der Hold-Up-Versuche

L	ϵ	u_L	Fr	Ga	Bo	h_{gem}	h_{ber}
[m]	[]	[mm/s]	[10^{-5}]	[]	[]	[m ³ /m ³]	[m ³ /m ³]
0,57	0,56	0,29	0,5	45616	0,442	0,052	0,055
		0,59	1,9			0,086	0,090
		0,88	4,4			0,117	0,119
		1,18	7,7			0,144	0,146
1,02	0,55	0,29	0,5	41622	0,416	0,063	0,061
		0,59	2,0			0,093	0,100
		0,88	4,5			0,139	0,132
		1,18	8,0			0,157	0,162
1,49	0,54	0,29	0,5	39097	0,399	0,069	0,066
		0,59	2,0			0,110	0,107
		0,88	4,6			0,143	0,142
		1,18	8,1			0,178	0,174

In den Versuchen zur Bestimmung des Hold-Up wurden Schüttungen aus Rübenschneitzeln (siehe Abschnitt 3.1.2) mit Schütthöhen bis 1,5m untersucht. Die mittlere Porosität der Schüttungen lag zwischen 54-56%. Die Flüssigkeitsbeaufschlagung erfolgte mit Wasser bei 15°C und wurde zwischen 30 und 120 Liter pro Stunde variiert. Dies entspricht einer Berieselungsdichte u_L von 0,29 bis 1,18 Millimeter pro Sekunde. Damit wurde die nach *Schmidt* abgeschätzte minimale Berieselungsdichte von $u_{L,min}=0,2\text{mm/s}$ in jedem Fall übertroffen [SCH79]. Folglich ist von einer nahezu vollständigen Benetzung der Schüttung auszugehen. Der Flüssigkeitsinhalt wurde aus der Differenz des Flüssigkeitsvolumens im Reservoir vor und während der stationären Berieselung ermittelt. Das gemessene Hold-up h_{gem} war größer 0,05 und damit deutlich oberhalb des statischen Hold-Up $h_{stat}=0,03$. Die Ergebnisse der einzelnen Versuche sind Tabelle 7 zu entnehmen.

Zur Berechnung des dimensionslosen Hold-up h sind aus der Literatur verschiedene Potenz-Ansätze auf Basis von dimensionslosen Kennzahlen bekannt [STI89, BEU77, BOR93, ENG97, ENG00]. Diese Potenz-Gleichungen lassen sich in folgender Form schreiben:

$$h = K \cdot Fr^a \cdot Ga^b \cdot Bo^c \cdot \epsilon^d \quad [21]$$

In diesem Zusammenhang kann die *Froude-Zahl* Fr entsprechend Gleichung [22] als dimensionslose Berieselungsdichte angesehen werden. Die *Gallilei-Zahl* Ga nach Gleichung [23] ist die reziproke dimensionslose Viskosität und beschreibt den Strömungszustand des Flüssigkeitsfilms. Die Benetzung und das Fließverhalten des Systems wird durch die *Bond-Zahl* Bo entsprechend Gleichung [24] charakterisiert und manchmal auch als reziproke dimensionslose Oberflächenspannung bezeichnet.

$$Fr = \frac{u_L^2 a_{Sch}}{g} \quad [22]$$

$$Ga = \frac{g}{v_L^2 a_{Sch}^3} \quad [23]$$

$$Bo = \frac{\rho_L g}{\sigma_L a_{Sch}^2} \quad [24]$$

Das charakteristische Längenmaß ist der Partikeldurchmesser d_p . Er wird in diesen Kennzahlen in Form der spezifischen Oberfläche der Schüttung a_{Sch} nach Gleichung [25] berücksichtigt. Die spezifische Oberfläche kann entsprechend der Gleichung [26] auch durch die spezifische Oberfläche der Schnitzel und die mittlere Porosität der Schüttung ausgedrückt werden.

$$a_{Sch} = \frac{1 - \varepsilon}{d_p} \quad [25]$$

$$a_{Sch} = \frac{A_O}{V_{Sch}} = S_{V_RS} (1 - \varepsilon) \quad [26]$$

Die aus der Literatur entnommenen Berechnungsgleichungen für das Hold-Up sind nicht in der Lage, die eigenen Messwerte wiederzugeben (siehe Abbildung 16). Das gemessene Hold-Up liegt deutlich über den berechneten Werten. Zudem unterscheiden sich die berechneten Werte je nach Modell beträchtlich.

Die Ursachen liegen in den Eigenschaften der Schüttung. Während die verfügbaren Berechnungsgleichungen für Füllkörperschüttungen mit einer Porosität zwischen 70-98% und einer spezifischen Oberfläche im Bereich $60-360\text{m}^{-1}$ abgeleitet sind, weisen die entsprechenden Werte der Schnitzelschüttung mit ca. 55% bzw. etwa 560m^{-1} deutliche Unterschiede auf. Darüber hinaus liegt die Flüssigkeitsbelastung mehr als eine Größenordnung unterhalb jener Belastung von herkömmlichen Füllkörperschüttungen.

Auf Grund der Diskrepanz zwischen gemessenem und mit verfügbaren Modellen berechnetem Flüssigkeitsinhalt wurde eine eigene Berechnungsgleichung aufgestellt. Durch Anpassung des Vorfaktors K sowie der Exponenten a , b , c und d der Gleichung [21] an die Messwerte wurde folgende Berechnungsgleichung ermittelt:

$$h_{ber} = 2,9 \cdot Fr^{0,35} \cdot Ga^{-0,1} \cdot Bo^{-1} \cdot \varepsilon^{-1} \quad [27]$$

Während in Gleichung [27] der Vorfaktor und die Exponenten der *Gallilei-Zahl* sowie der Porosität im erwarteten Bereich liegen, unterscheiden sich die Exponenten der *Froude-* und der *Bond-Zahl* von den Literaturangaben.

Demnach ist der Einfluss der Berieselungsdichte durch den Exponenten $a=0,35$ etwas höher als in der Literatur angegeben ($0,25 \dots 0,33$). Offensichtlich steigt bei der relativ dichten Schüttung der gedrunenen Schnitzel das Hold-Up stärker mit der Erhöhung der Berieselungsdichte als bei den sehr porösen Füllkörperschüttungen. Während bei porösen Füllkörperschüttungen die Flüssigkeit relativ geradlinig nach unten abfließt, muss sie um die gedrunenen Schnitzel stärker umgelenkt werden und staut sich dadurch schneller an.

Der *Bond*-Zahl wird in der Literatur ein so geringer Einfluss zugeschrieben, dass sie in den Modellen gar nicht bzw. mit dem Exponenten $c=-0,1$ berücksichtigt wird. Dagegen hat die eigene Auswertung mit $c=-1$ einen viel größeren Einfluss ergeben. Dies wird mit der Vorstellung begründet, dass die Oberflächenspannung in den relativ kleinen Partikelzwischenräumen der Schnitzel stärker zum Tragen kommt als in grob porösen Füllkörpern.

Mit Gleichung [27] wird eine sehr gute Übereinstimmung zwischen den berechneten Werten und den Messergebnissen erzielt (siehe Abbildung 16). Die Messwerte liegen innerhalb eines Fehlerbands von $\pm 7\%$ bei einer mittleren absoluten Abweichung von $3,4\%$.

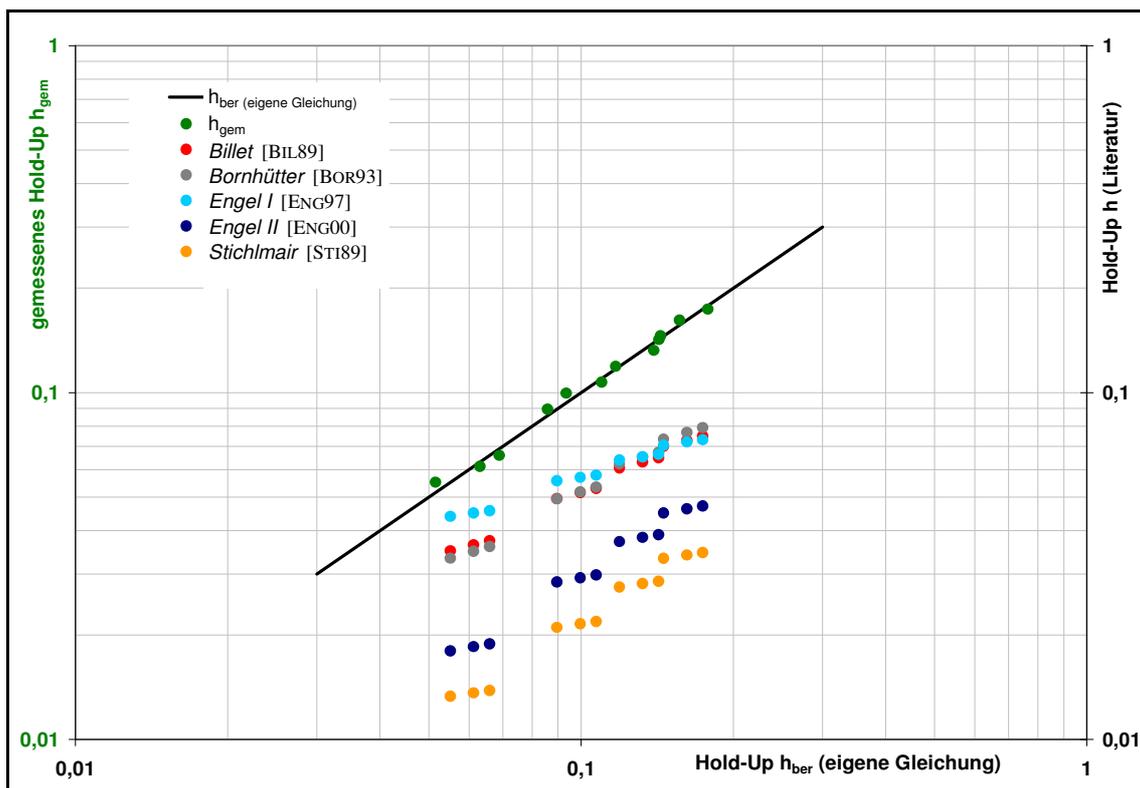


Abbildung 16: Vergleich zwischen Messung und Berechnung des Hold-Up einer Schnitzelschüttung

3.1.3.4. Nasser Druckverlust

Der nasse Druckverlust ist durch die Anwesenheit des Hold-Up in der Schüttung immer etwas höher als der trockene Druckverlust [STI02]. Zunächst soll eine feuchte, aber nicht stetig berieselte Schüttung betrachtet werden. Die Berechnung des nassen Druckverlusts ist in

diesem Fall entsprechend der Methode nach *Molerus* möglich. Allerdings muss in den Berechnungsgleichungen [15] und [17] die durch das Hold-Up verringerte Porosität ε_n der nassen Schüttung Anwendung finden [28]. In erster Näherung können der Druckverlustbeiwert Φ_D sowie der Partikeldurchmesser d_p als unverändert betrachtet werden.

$$\varepsilon_n = \varepsilon - h_{\text{stat}} \quad [28]$$

Gemessen wurde der nasse Druckverlust einer Schnitzelschüttung für die Schütthöhen 0,6m und 1,0m. Die Messungen des nassen Druckverlusts wurden im Anschluss an die Hold-Up-Messungen durchgeführt, so dass die Schüttung vollständig berieselt war. Das Abtropfen des dynamischen Hold-Up wurde gewährleistet. Die Ergebnisse der Messungen und der Berechnung zeigt Abbildung 17.

Es ist eine starke Abweichung zwischen der Messung und dem berechneten nassen Druckverlust zu erkennen. Der gemessene nasse Druckverlust ist um ein Vielfaches höher, als zu erwarten war. Zudem zeigen die Messungen einen qualitativ anderen Verlauf als die lineare Abhängigkeit der Berechnung. Bereits bei kleinen Gasgeschwindigkeiten steigt der Druckverlust stark an. Dieser Anstieg schwächt sich mit zunehmender Gasgeschwindigkeit ab. Die eingezeichneten Kurven des gemessenen Druckverlusts geben nur grob die Tendenz des Verlaufs wieder, da die Messwerte sehr starken Schwankungen unterworfen sind. Auf Grund dieser Streuung fällt eine genaue Charakterisierung der Abhängigkeit schwer.

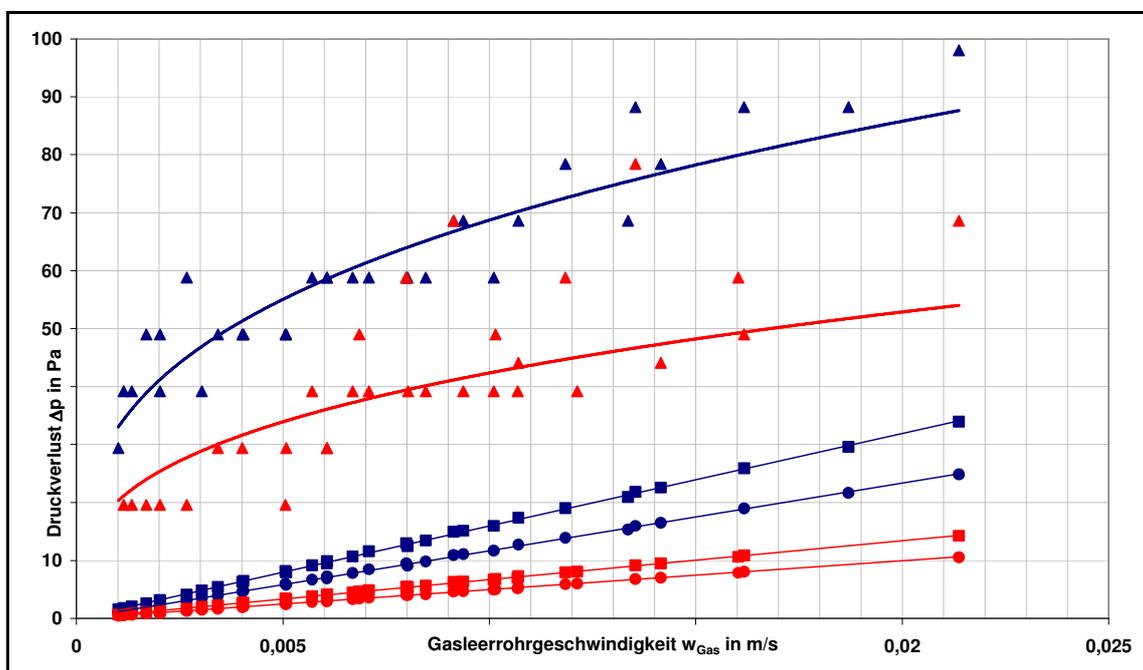


Abbildung 17: nasser Druckverlust Δp_n und trockener Druckverlust Δp_t einer Schnitzelschüttung als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit w_{Gas}
 (▲ Messwerte für Δp_n , ■ berechnete Werte für Δp_n , • berechnete Werte für Δp_t . Die blauen Symbole kennzeichnen Werte für die Schütthöhe $L=1,0\text{m}$, die roten Symbole entsprechend für $L=0,6\text{m}$. Die durchgezogenen Linien sind an die jeweiligen Messwerte angepasste Trendkurven.)

Die Ursachen für den deutlich höheren Druckverlust und den zur Berechnung differierenden Verlauf der Druckverlustkurve werden in der unvollkommenen Durchströmung der Schüttung gesehen. Offensichtlich werden durch das enthaltene Wasser nach dem Befeuchten der Schüttung einige Strömungskanäle verschlossen, so dass nur ein Teil des berechneten freien Querschnitts für die Gasströmung zur Verfügung steht. Durch die hohe Oberflächenspannung des Wassers ist für das „Freiblasen“ der Kanäle eine relativ hohe Kraft mit einem entsprechend hohen Druckverlust aufzubringen. Dadurch steigt schon für kleine Gasgeschwindigkeiten der Druckverlust rasch an. Bei höheren Gasgeschwindigkeiten und höherem Druckverlust in der Schüttung werden weitere Kanäle leichter zugänglich und der Druckverlustanstieg schwächt sich ab. Absolut ist der Druckverlust deutlich höher als in der Berechnung, da ein wesentlicher Teil des freien Querschnitts für das strömende Gas nicht zur Verfügung steht bzw. der reale Strömungsweg durch die Schüttung deutlich länger ist.

Der Aufwand zum Öffnen eines durch eine Wasserhaut verschlossenen Strömungskanals lässt sich durch den Druckverlust der Blasenbildung abschätzen. Dafür muss ein dem Querschnitt des Strömungskanals entsprechender Blasendurchmesser angesetzt werden. Der Druckverlust ist indirekt proportional zu diesem Durchmesser und berechnet sich nach Gleichung [29]. Für eine mittlere Porosität von $\varepsilon=50\%$ ergibt sich zum Beispiel ein hydraulischer Durchmesser von $d_h=3,2\text{mm}$. Damit muss für die Bildung einer Blase in diesem Kanal ein Druckverlust von $\Delta p_{\text{Bl}}=92\text{Pa}$ ausgeglichen werden. Anders ausgedrückt wird ein durch eine Wasserhaut verschlossener Kanal dieses Durchmessers erst dann durchströmt, wenn der Druckverlust der umgebenden durchströmten Schüttung diesen Wert erreicht bzw. überschreitet. Da die Poren nicht ideal rund sind, ist die gebildete Blase nicht ideal gekrümmt und der tatsächliche Druckverlust der Blasenbildung etwas niedriger.

$$\Delta p_{\text{Bl}} = \frac{4 \cdot \sigma_{\text{W}}}{d_{\text{Bl}}} \quad [29]$$

Die ausgeführten Überlegungen können nur das Zustandekommen des hohen Druckverlusts erklären, den Verlauf aber nicht quantifizieren. Ursache dafür ist die Form und Größenverteilung der verwendeten Schnitzel. Diese führen zu unterschiedlichen lokalen Porositäten und Porendurchmessern unbekannter Verteilung. Dadurch ist sowohl der tatsächliche freie Strömungsquerschnitt als auch die Länge des Strömungswegs durch das Festbett unbekannt. Für die Abschätzung des nassen Druckverlusts ohne Berieselung im Rahmen einer Anlagenauslegung kann und muss demzufolge eine Interpolation der Messwerte aus Abbildung 17 erfolgen.

3.1.3.5. Hold-Up und Druckverlust im Gegenstrombetrieb

Für den Fall, dass bei der Fermentation eine Berieselung des Festbetts erfolgt, wurden das Hold-Up und der Druckverlust für den zweiphasigen Gegenstrombetrieb untersucht. Das Gas strömt dabei von unten nach oben durch die Schüttung, während das am Kopf aufgebene

Wasser abwärts strömt. Dadurch muss das Gas einen größeren Widerstand überwinden. Das abfließende Wasser wird seinerseits durch das aufströmende Gas beeinflusst, so dass sich ab einem bestimmten Gasdurchsatz (Staugrenze) das Hold-Up in der Schüttung erhöht. Bei einem weiteren Anstieg des Gasdurchsatzes wird die Flutgrenze erreicht und das Hold-Up wächst rapide an.

Damit besteht auch ein direkter Zusammenhang zwischen dem nassen Druckverlust Δp_n und dem Flüssigkeits-Hold-Up bei gasdurchströmter Schüttung h_G . Für Füllkörperschüttungen lässt sich dieser Zusammenhang durch eine empirische Formel von *Engel* näherungsweise bestimmen [ENG00]. Demnach gilt bei einer Berieselung mit Wasser die Berechnungsgleichung [30].

$$h_G = h \left(1 + 36 \left(\frac{\Delta p}{L \rho_w g} \right)^2 \right) \quad [30]$$

Diese Gleichung kann den Zusammenhang zwischen nassem Druckverlust und Hold-Up für Schnitzelschüttungen jedoch nicht wiedergeben (siehe Abbildung 18). Bei einer Schnitzelschüttung konnte für den Bereich kleinen Druckverlusts kein gleichbleibendes Hold-Up festgestellt werden. Schon bei kleinen Gasdurchsätzen und damit verbundenem, geringem Druckverlust ergibt sich ein allmählicher Anstieg des Hold-Up. Damit besteht ein signifikanter Unterschied zu Füllkörperschüttungen, bei denen erst bei einem weitaus größeren Druckverlust das Hold-Up rapide ansteigt. Offensichtlich führt die Inhomogenität der Schnitzelschüttung zu einem Aufweichen der von Füllkörperschüttungen bekannten, vergleichsweise scharfen Charakteristik.

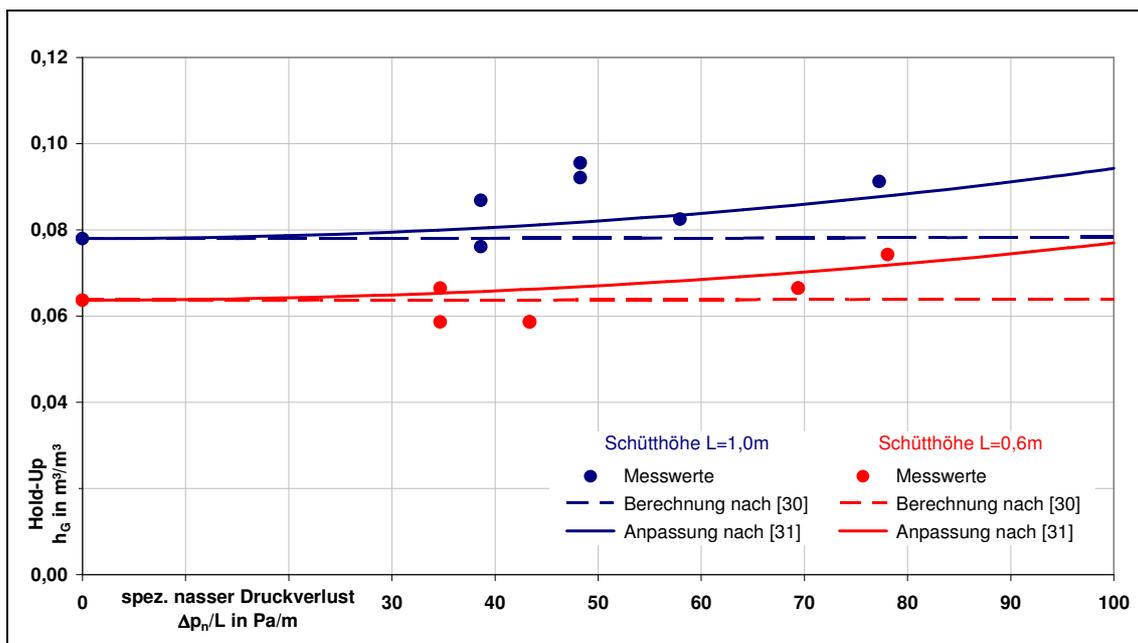


Abbildung 18: Hold-Up mit Gasgegenstrom h_G in Abhängigkeit des spez. nassen Druckverlusts $\Delta p_n/L$ bei einer Berieselungsdichte u_L von 0,3mm/s

Auf Grund immer wieder auftretender plötzlicher Anstiege des Druckverlusts und damit kurzzeitig höherem Hold-Up bei den Versuchen unterlagen die Messwerte deutlichen Schwankungen. Dennoch ist die quadratische Abhängigkeit des Hold-Up vom Druckverlust erkennbar. Durch eine Anpassung des Vorfaktors von Gleichung [30] an die gemessenen Werte kann dieser Zusammenhang wiedergegeben werden. Die modifizierte Gleichung lautet:

$$h_G = h \left(1 + 2000 \left(\frac{\Delta p}{L \rho_w g} \right)^2 \right) \quad [31]$$

Die beobachteten unsteten Bedingungen sind auch anhand des gemessenen nassen Druckverlusts Δp_n ersichtlich. Er ist in Abbildung 19 für eine Schütthöhe von 0,6m über die Gasleerrohrgeschwindigkeit bei unterschiedlich starker Berieselung dargestellt. Der nasse Druckverlust ist relativ unabhängig von der Intensität der Berieselung und folgt näherungsweise dem bekannten Verlauf der Messung ohne Berieselung. Allerdings schwanken die Messwerte noch stärker und Ausschläge des Druckverlusts bis hin zu mehreren Hundert Pascal sind erkennbar. Dieser plötzliche Druckverlustanstieg ist offenbar ein stochastisches Problem der unstetigen Strömungsbedingungen, da er unabhängig vom Gasdurchsatz auch bei kleinen Gasgeschwindigkeiten auftritt.

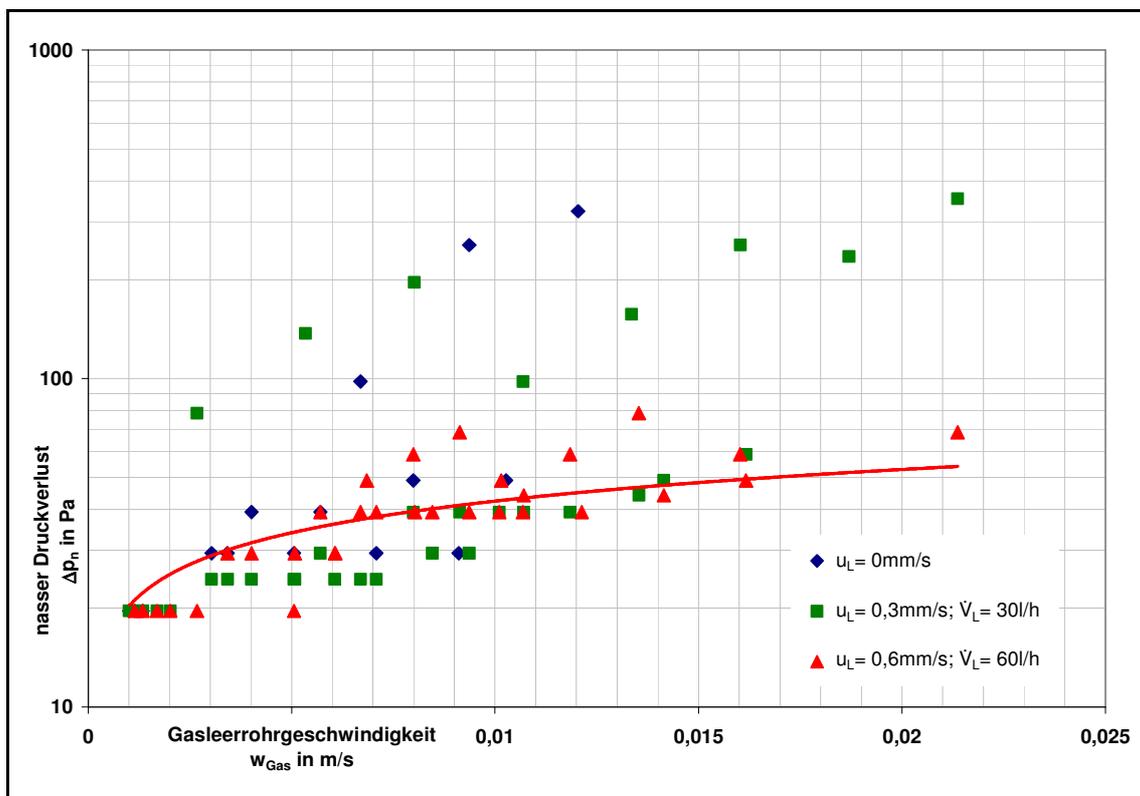


Abbildung 19: nasser Druckverlust Δp_n in Abhängigkeit der Gasleerrohrgeschwindigkeit w_{Gas} für verschiedene Berieselungsdichten u_L
(Die durchgezogene Linie kennzeichnet die Trendkurve für den gemessenen Druckverlust (▲) einer nicht berieselten Schüttung.)

Ähnliche Resultate ergaben sich bei der Untersuchung von Schnitzelschüttungen der Höhen 1,0 und 1,5m. Allerdings kam es dort noch zeitiger zum plötzlichen Anstieg des Druckverlusts und zu Anstauungen in der Schüttung durch nicht abfließendes Wasser.

Als Konsequenz für eine Festbettfermentation muss von einer dauerhaften Berieselung abgeraten werden, um eine Flutung der Schüttung zu vermeiden. Insbesondere bei einer Vakuumfermentation ist dies nicht wünschenswert, da ein absoluter Druckverlust im kPa-Bereich das erforderliche thermodynamische Gleichgewicht zur Einhaltung der Fermentationstemperatur negativ beeinflusst. Die Berieselung sollte nur wenig oberhalb der für eine hinreichende Flüssigkeitsverteilung minimalen Berieselungsdichte liegen.

3.2. Direkte Festbettfermentation von Rübenschnitzeln

Nachdem die Hydrodynamik des Schnitzelbetts untersucht wurde, fanden die weiteren Experimente in der *Fermentationsanlage* statt. In dieser Anlage wurden die Rübenschnitzel mit Hefen sowohl bei Normaldruck, als auch im Unterdruck vergoren. Es wurden die Einflüsse der Prozessparameter Druck, Temperatur, Inoculum, Feuchtegehalt sowie Schnitzelgröße auf den Umsatz, die Ethanolausbeute sowie die Fermentationszeit untersucht. Dabei kamen hauptsächlich Zuckerrüben, in einer weiteren Versuchsreihe aber auch Futterrüben zum Einsatz.

3.2.1. Versuchsaufbau der Fermentationsanlage

Kernstück der Fermentationsanlage ist ein senkrecht stehender Zylinder mit einer Gesamthöhe von 1,6m. Er ist aus einzelnen Glassegmenten mit einem Durchmesser von 0,1m und einer Länge von jeweils 0,2m zusammengesetzt. In diesem Glaszylinder, nachfolgend Fermenter genannt, findet die Ethanolgärung der Zuckerrübenschnitzel statt (Abbildung 20).

Die poröse Schnitzelschüttung wird wie bei den Hydrodynamikversuchen von einem Lochboden abgestützt. Im darunter liegenden Teil des Fermenters ist ein ca. 0,5l fassendes Reservoir (Sumpf) zum Auffangen abtropfender Flüssigkeit vorhanden. Der obere Teil des Fermenters (Kopf) ist ebenfalls mit einem Lochboden ausgestattet, um ein Expandieren der Schüttung bei heftiger Gasbildung im Verlauf der Fermentation zu vermeiden und in dem damit abgegrenzten Volumen ein Auflösen des gebildeten Schaums zu erzielen.

Sowohl Sumpf- als auch Kopfteil sind durch Flansche gasdicht verschlossen. Die im Sumpf sich sammelnde Flüssigkeit kann über eine steuerbare Pumpe zum Kopfteil befördert und durch einen Flüssigkeitsverteiler auf die Schnitzelschüttung verrieselt werden. Eine Beprobung der Flüssigkeit ist durch ein Ventil unterhalb des Sumpfs möglich.

Die Temperaturen der Schüttung bzw. des Gasraums im Kopfteil werden durch vier in die Glassegmente eingebrachte PT100-Fühler gemessen. Des Weiteren werden an zwei Stellen die Wandtemperaturen des Fermenters erfasst. Der Druck im Fermenter wird durch Sensoren

am Kopf und im Sumpfteil gemessen, so dass neben dem Absolutdruck im Fermenter auch der Druckverlust der Schnitzelschüttung ermittelt werden kann.

Das Fermentationsgas tritt am Kopf durch ein Ventil aus. Es wird über eine beheizte Gasleitung und im Falle einer Vakuumfermentation durch eine geregelte Vakuumpumpe der Gasmessstrecke zugeführt. Diese besteht aus einem Kühler zur Abscheidung kondensierbarer Bestandteile sowie einem Gaswäscher, in dem noch enthaltenes Wasser bzw. Ethanol in konzentrierter Schwefelsäure gebunden wird. Schließlich durchströmt das nahezu wasser- und ethanolfreie Gas eine Einheit zur Ermittlung des Gasmassenstroms, bevor es an die Umgebung abgegeben wird.

Um nahezu adiabate Bedingungen zu gewährleisten, kann der Fermenter mit einem 4cm-starken Isoliermantel aus Schaumstoff versehen und über die angebrachten Rollen in einen isolierten und beheizbaren Fermenterraum geschoben werden. Eine schematische Darstellung des Versuchsaufbaus und der Messstellen ist in Abbildung 21 gegeben.

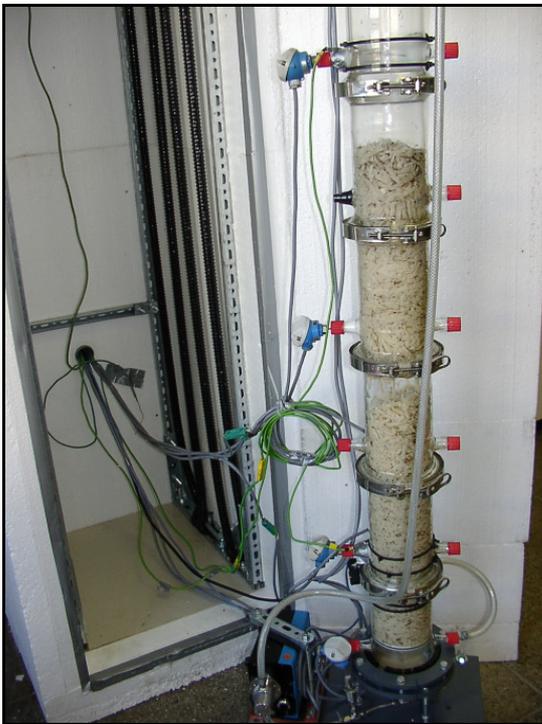


Abbildung 20: Versuchsanlage zur Festbettfermentation

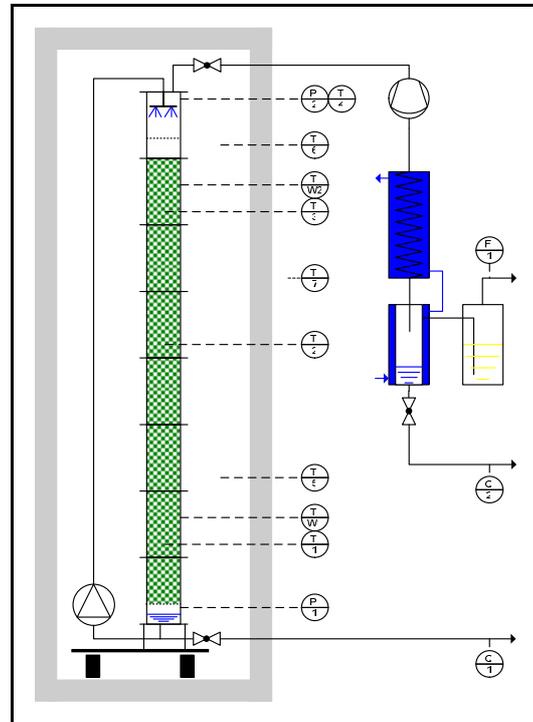


Abbildung 21: Schema und Messstellenplan der Fermentationsanlage

3.2.2. Material und Analysemethoden

Für die Fermentationsversuche wurden zwei Chargen Zuckerrüben der Kampagne 2006/2007 aus der Region Halle verwendet. Die erste Charge Zuckerrüben wurden freundlicherweise durch die Landwirtschaftliche Fakultät der *Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg* zur Verfügung gestellt. Die Rüben der zweiten Charge stammten aus dem *Agrarunternehmen Barnstädt e.G.*. Nach Auskunft der Lieferanten sollte der Zuckergehalt der Rüben bei etwa 17% für die erste Charge bzw. 19% der zweiten Charge liegen.

Es kamen zwei unterschiedliche Lagerungsvarianten zum Einsatz. Die erste Charge Rüben wurde gereinigt und in einem Kühlraum bei ca. 4°C gelagert. Durch die vorherige Wäsche und die ungünstige Lagerung in gestapelten Körben kam es relativ rasch zu Schimmelbefall und innerhalb eines Monats auch zu Fäulnis. Aus diesem Grund wurde die zweite Charge Rüben ungewaschen in einem dunklen Kellerraum flächig gelagert. Dabei ergab sich das Problem einer allmählichen Trocknung der Rüben durch die geringe Luftfeuchte. Der TS-Gehalt der Rüben erhöhte sich dadurch deutlich. Während er Anfang Januar auf 28,5% bestimmt wurde, betrug er zwei Monate später am Kampagneende knapp 50%. Dadurch stieg trotz auftretender Zuckerverluste durch Veratmungsprozesse der Zuckergehalt der gelagerten Rüben an.

Die Beprobung der Fermentationsversuche, welche alle mit handelsüblicher frischer Hefe durchgeführt wurden, lieferte Flüssigkeits-, als auch Feststoffproben (Schnitzelproben). Diese Proben wurden auf ihren Trockensubstanzgehalt (TS), den Zuckergehalt (x_S) und ihren Ethanolgehalt (x_E) analysiert.

In den nun folgenden Abschnitten 3.2.2.1 bis 3.2.2.3 werden die angewandten Bestimmungsmethoden dargestellt. Die Erfassung bzw. Berechnung der Massen und Energien wird im Abschnitt 3.2.3 im Rahmen der Bilanzierung erläutert.

3.2.2.1. Bestimmung der Trockensubstanz

Der Trockensubstanzgehalt wurde durch Trocknung einer Probe von etwa 20g im Trockenschrank bei 102°C bestimmt. Es wird davon ausgegangen, dass diese Temperatur und eine Trocknungszeit von 24h genügen, um alle flüchtigen Bestandteile aus der Probe zu entfernen. In eigenen Vorversuchen wurde der Trocknungsverlauf einer feuchten Schnitzelprobe anhand des zeitlichen Verlaufs des Probengewichts erfasst. Die Gewichtskonstanz der Probe war deutlich vor 24h Trocknungszeit erreicht.

Die Berechnung des Trockensubstanzgehalts erfolgte aus dem Quotienten der Masse der getrockneten Probe und der frischen Probenmasse. Es wurden zwei bis vier TS-Bestimmungen parallel durchgeführt und für die spätere Auswertung arithmetisch gemittelt. Dabei ergaben sich für die frischen Schnitzel und die Hefe mittlere Abweichungen von $\pm 1\%$, bei den fermentierten Schnitzeln von $\pm 5\%$. Der TS-Gehalt der Sumpfprouben wurde nicht in jedem Versuch bestimmt. Hierfür wurde aus mehreren Bestimmungen ein Mittelwert von 5% für die Berechnungen angesetzt.

3.2.2.2. Bestimmung des Gehalts an Saccharose

Der Zuckergehalt wurde durch Bestimmung des Gehalts an Invertzucker nach der *DNS-Methode* [MIL60] und Rückrechnung auf Saccharose ermittelt. Während bei flüssigen Proben der Überstand nach der Sterilisation und dem Zentrifugieren direkt analysiert werden konnte, mussten die Schnitzelproben für die Analyse aufbereitet werden.

Dazu wurden die Schnitzelproben in Wasser bei über 90°C für 20min extrahiert und dabei gleichzeitig sterilisiert. Voruntersuchungen zufolge reicht diese Zeit für das vorliegende Material aus, um das Diffusionsgleichgewicht zwischen zuckerhaltigen Schnitzeln und dem Lösungsmittel Wasser zu erreichen. Von dem abgekühlten Extrakt wurde eine Probe genommen und entsprechend der Vorgehensweise flüssiger Proben weiter verfahren. Der so ermittelte Zuckergehalt der flüssigen Probe wurde dann entsprechend den eingesetzten Massenverhältnissen bei der Extraktion auf die Schnitzelprobe zurückgerechnet.

Pro Fermentationsversuch wurden fünf Zuckerbestimmungen der frischen Schnitzel durchgeführt. Bei den Rüben der ersten Charge betrug die mittlere Abweichung nur etwa 1,3% und lieferte in etwa den erwarteten Zuckergehalt. Demgegenüber schwankten die gemessenen Zuckergehalte der zweiten Charge erheblich. Hier lag der mittlere Fehler bei etwa 8%. Zudem wurden tendenziell zu niedrige Zuckergehalte festgestellt.

Dies wurde anhand einer Bilanzierung des gebildeten Gärungsalkohols und Kohlendioxids deutlich. Die gebildeten Mengen waren zum Teil erheblich höher als die auf Basis der gemessenen Zuckergehalte theoretisch erreichbaren Mengen. Die Ursache für diesen systematischen Fehler konnte nicht genau festgestellt werden. Eventuell hatten sich durch die Lagerung Substanzen gebildet, welche die enzymatische Inversion beeinflussten oder an anderer Stelle die Analysemethode verfälschten. Durch die Bilanzierung war aber sicher, dass deutlich mehr vergärbare Zucker zur Verfügung gestanden hatte.

Um eine Bilanzierung der Versuche zu ermöglichen, wurde der Zuckergehalt in Abhängigkeit der Lagerungszeit und des verlässlich gemessenen TS-Gehalts berechnet. Ausgangspunkt waren die am 15. Dezember 2006 geernteten Zuckerrüben der zweiten Charge mit einem Zuckergehalt von 19%. Der aus der TS-Bestimmung ermittelte Gehalt an Nichtzuckerstoffen betrug 6%. In Anlehnung an Literaturangaben [SCH02] wird der tägliche Zuckerverlust auf Grund der guten Lagerungsbedingungen auf den relativ geringen Wert von 0,05% des vergärbaren Zuckers festgelegt. Eine weitere Annahme war die unveränderte Erhaltung der Nichtzuckerstoffe während der Lagerung.

Unter diesen Randbedingungen war das Verhältnis von Zucker- und Nichtzuckerstoffen der Trockensubstanz über die Lagerungszeit ermittelbar. Damit und mit dem am Versuchstag gemessenen TS-Gehalt der eingesetzten Rüben konnte der jeweilige Zuckergehalt ermittelt werden. In Abbildung 22 sind diese Zusammenhänge für die Rübenchargen über die Lagerungszeit der Kampagne 2006/2007 dargestellt.

Während der Zuckergehalt der Sumpfproben in Mehrfachbestimmungen ohne Probleme zuverlässig ermittelt werden konnte, gab es bei einigen Versuchen Probleme mit der Bestimmung der Restzuckerkonzentration der fermentierten Schnitzel. Bei diesen Versuchen war der Restzuckergehalt der Schnitzel kleiner als der im Sumpf. Da dies nicht möglich ist, wurde für diese Fälle der Restzuckergehalt des Sumpfs auch für die Schnitzel angesetzt.

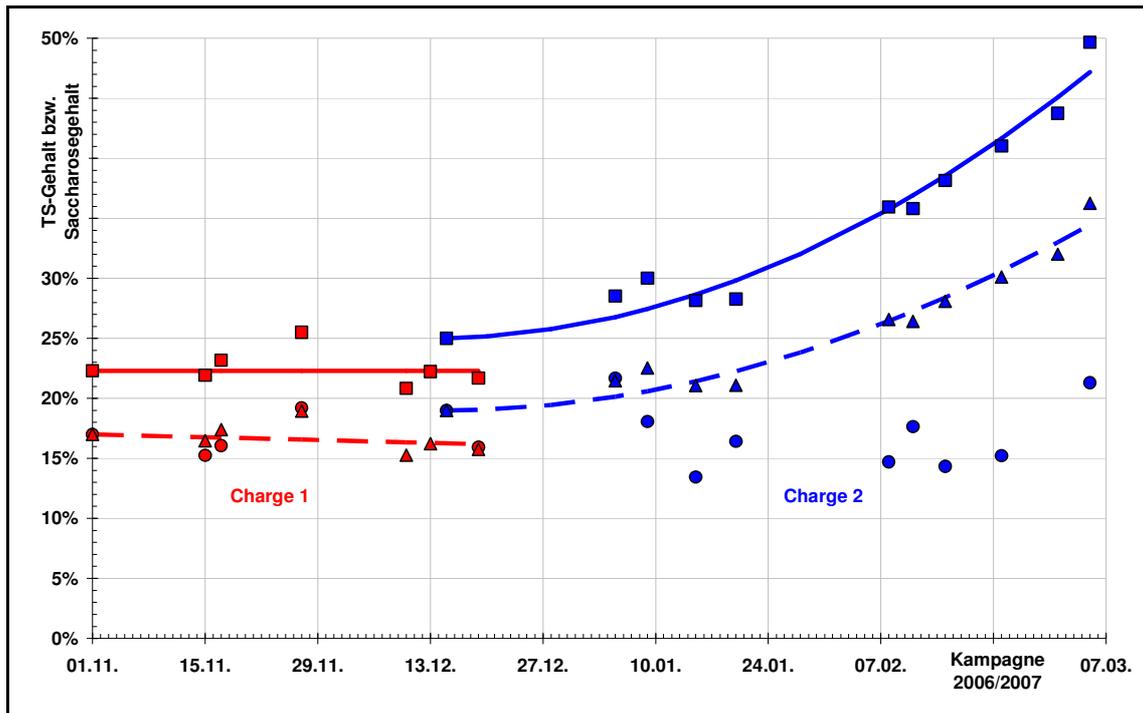


Abbildung 22: TS- und Saccharosegehalt von Zuckerrüben während der Kampagne 06/07

(Dargestellt sind sowohl gemessene als auch berechnete Werte und Verläufe beider Rübenchargen. Im Diagramm sind: ■ gemessener TS-Gehalt, — angepasster Verlauf des TS-Gehalts, • gemessener Saccharose-Gehalt, - - - berechneter Verlauf des Saccharose-Gehalts auf Basis des angepassten TS-Gehalts, ▲ berechneter Saccharose-Gehalt auf Basis des gemessenen TS-Gehalts.)

3.2.2.3. Bestimmung des Gehalts an Ethanol

Die Bestimmung des Ethanolgehalts der Sumpfsproben und der fermentierten Schnitzel erfolgte analog zur Zuckerbestimmung auf Basis des feststofffreien flüssigen Probenanteils. Es wurde der Ethanol-UV-Test der Firma *BOEHRINGER MANNHEIM / R-BIOPHARM* benutzt (Bestellnummer 10176290035).

In diesem Test wird die Oxidation von Ethanol durch Nicotinamidadenindinucleotid (NAD) in Gegenwart des Enzyms Alkohol-Dehydrogenase (ADH) zu Acetaldehyd und Nicotinamidadeninainucleotidhydroeen (NADH) ausgenutzt. Durch Abfangen des gebildeten Acetaldehyd in einer zweiten enzymatischen Reaktion wird ein vollständiger Umsatz des Ethanols erreicht. Das stöchiometrisch gebildete NADH ist die Messgröße. Sein Gehalt wird durch Absorptionsmessung quantifiziert und kann einem entsprechenden Ethanolgehalt zugeordnet werden [BÜC51, BEU77, BEU84].

Die Ethanolmessungen wurden als Mehrfachbestimmungen mit mindestens vier Proben durchgeführt und gemittelt. Die mittlere Abweichung der Einzelmessung von der gemittelten Konzentration betrug 5%.

3.2.3. Bilanzierung der Fermentationsversuche

Nachfolgend wird die Vorgehensweise bei der Bilanzierung der Fermentationsversuche erläutert. Dies beinhaltet zunächst die stoffliche Bilanzierung der Gesamtmassen und einzelner Komponenten, soweit dies möglich und hilfreich ist. Dem folgt in Abschnitt 3.2.3.2 die Aufstellung der Energiebilanz.

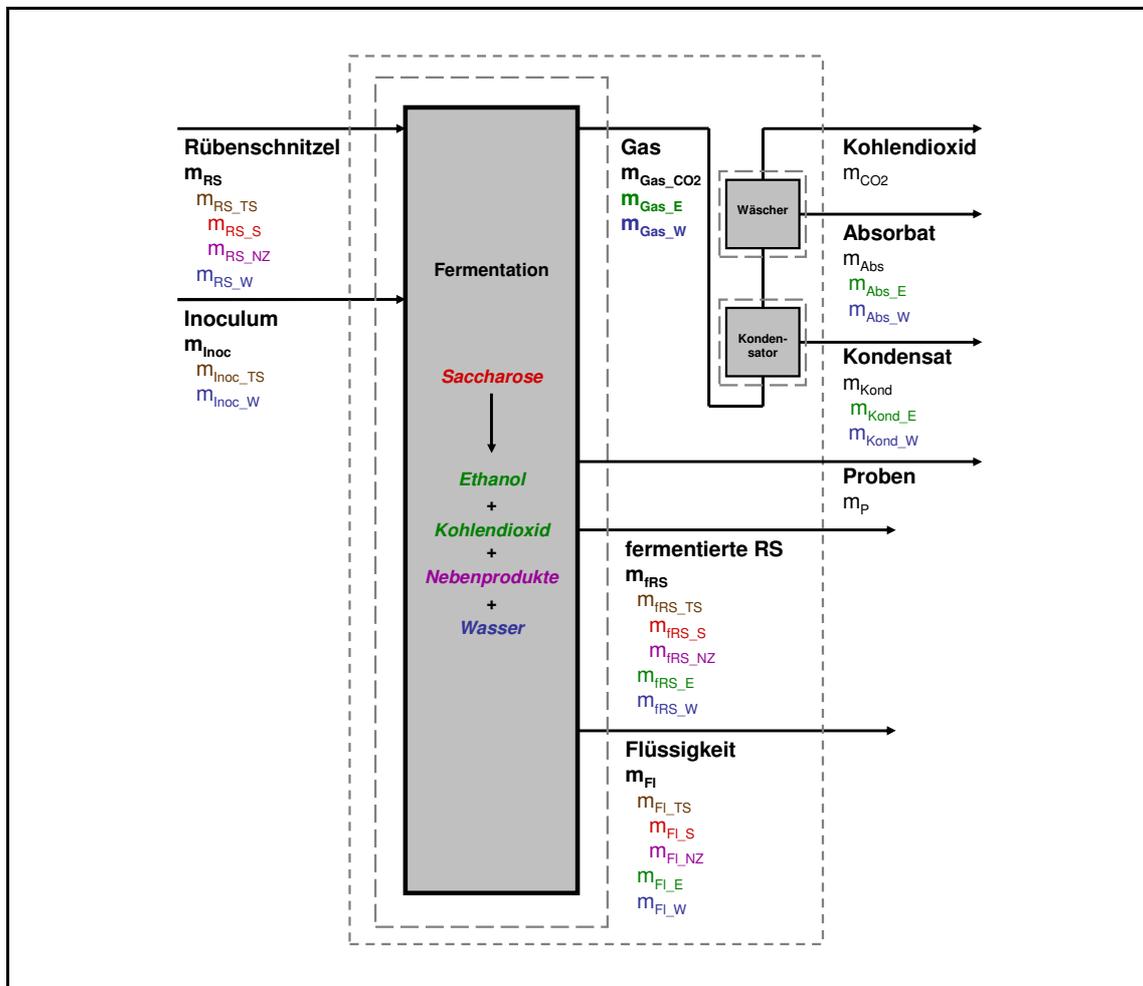


Abbildung 23: Bilanzraum der Fermentation

3.2.3.1. Stoffbilanz

Die Massenströme einer Festbettfermentation sowie ihre Komponenten sind in Abbildung 23 dargestellt. Bis auf die Masse der fermentierten Schnitzel (m_{fRS}) konnten alle Massen messtechnisch bestimmt werden. Eine Entleerung der Anlage und anschließende Wägung der fermentierten Schnitzel waren ohne einen Genauigkeitsverlust nicht möglich. Auch eine indirekte Ermittlung von m_{fRS} über die Veränderung der Gesamtmasse des Apparats konnte auf Grund der unterschiedlichen Größenordnungen nicht in hinreichender Genauigkeit erfolgen. Demzufolge musste m_{fRS} aus der integralen Massenbilanz errechnet werden [32]. Nachteil dieser Methode ist die zwangsläufige Zuordnung aller Messfehler zur Masse fermentierter Schnitzel.

Zu Beginn des Versuchs wurden die zugeführten Massen quantifiziert. Die Bestimmung der Rübenmasse m_{RS} sowie des Inoculums m_{Inoc} erfolgte durch Auswiegen beim Befüllen der Anlage.

Während des Versuchs erfolgte die Bestimmung des Massenstroms an Kohlendioxid \dot{m}_{CO_2} sowie die Massen des abgeschiedenen Kondensats m_K und aller entnommenen Proben m_{P_i} . Der Massenstrom des gebildeten Kohlendioxids wurde kontinuierlich durch ein Massenstrommeter erfasst und lieferte dadurch auch Informationen zum zeitlichen Verlauf der Fermentation. Demgegenüber wurde das Kondensat je nach Menge zu diskreten Zeiten j während des Versuchs abgeführt und ausgewogen. Durch das Aufsummieren dieser Proben ergibt sich die Kondensatmasse m_K . In gleicher Weise wurden die zu diskreten Zeiten genommenen Flüssigkeitsproben berücksichtigt. (Für die weiteren Betrachtungen werden die entnommenen Flüssigkeitsproben m_P als reines Wasser betrachtet. Dies ist notwendig, da nicht jede Flüssigkeitsprobe vollständig analysiert wurde. Es ist auch zulässig, da die Masse der Proben im Vergleich zu allen anderen betrachteten Massen sehr gering ist.)

Die Massen der Sumpfflüssigkeit (m_{FI}) und des Absorbats (m_{Abs}) wurden nach dem Beenden des Versuchs erfasst. Während die Sumpfflüssigkeit direkt gewogen wurde, musste m_{Abs} aus der Masseänderung des Wäschers ermittelt werden.

$$m_{RS} + m_{Inoc} = \int \dot{m}_{CO_2} dt + \sum m_{P_i} + \sum m_{K_j} + m_{Abs} + m_{fRS} + m_{FI} \quad [32]$$

Die Trockensubstanz wurde aus den gemessenen TS-Gehalten und den jeweiligen Gesamtmassen berechnet [33]. Sie setzt sich aus den festen Nichtzuckerstoffen (NZ) und der Saccharose zusammen. Die Trockensubstanz ist, bedingt durch die chemische Reaktion mit der Umwandlung von Saccharose zu Ethanol und Kohlendioxid, keine Erhaltungsgröße. Zudem werden bei der Fermentation Biomasse und Nebenprodukte gebildet, welche teilweise der Trockensubstanz (NZ) zuzurechnen sind. Da die einzelnen Nebenprodukte und auch der Biomassezuwachs nicht erfasst wurden, kann keine individuelle Zuordnung dieser Komponenten zur gebildeten Trockensubstanz m_{R_TS} erfolgen. Diese konnte aber integral aus der Änderung der Trockensubstanz Δm_{TS} [34] und dem Zuckerumsatz m_{R_S} berechnet werden [35].

$$m_{i_TS} = TS_i \cdot m_i \quad [33]$$

$$m_{RS_TS} + m_{Inoc_TS} = \Delta m_{TS} + m_{fRS_TS} + m_{FI_TS} \quad [34]$$

$$\Delta m_{TS} = m_{R_S} - m_{R_TS} \quad [35]$$

Die Bilanzierung des Zuckers erfolgte auf Basis der gemessenen Zuckergehalte x_{i_S} und der entsprechenden Masse m_i nach Gleichung [36]. Dabei wurde der Zuckergehalt der frischen und fermentierten Schnitzel sowie die am Ende abgezogene Sumpfflüssigkeit berücksichtigt. Die Differenz der Zuckerbilanz ergab den Zuckerumsatz der Fermentationsreaktion m_{R_S} [37].

$$m_{i_S} = x_{i_S} \cdot m_i \quad [36]$$

$$\Delta m_S = m_{RS_S} - (m_{fRS_S} + m_{Fl_S}) = m_{R_S} \quad [37]$$

Die Komponente Ethanol entsteht bei der Fermentationsreaktion und findet sich demzufolge im Fermenterinhalt (fermentierte Schnitzel und Sumpfflüssigkeit) wieder. Bei den Versuchen wurde in Abhängigkeit des Systemdrucks Ethanol mit der Gasphase ausgetragen und anschließend im Kondensator bzw. der Gaswäsche abgeschieden. Die Gesamtmasse gebildeten Ethanols wurde demzufolge durch die Summation dieser Anteile nach Gleichung [38] berechnet.

$$m_E = m_{K_E} + m_{Abs_E} + m_{fRS_E} + m_{Fl_E} \quad [38]$$

Die Anteile der fermentierten Schnitzel m_{fRS_E} und der Sumpfflüssigkeit m_{Fl_E} wurden aus den jeweiligen Massen und gemessenen Ethanolgehalten ermittelt [39]. Die Anteile des Kondensats m_{K_E} und das im Wäscher abgeschiedene Ethanol m_{Abs_E} wurden über die Phasengleichgewichte zwischen Gas- und Flüssigphase im Fermenter sowie im Abscheider berechnet.

$$m_{i_E} = x_{i_E} \cdot m_i \quad [39]$$

Für die Berechnung der Phasengleichgewichte wurden die Feststoffanteile vernachlässigt und die Flüssigkeit als reales Zweistoffgemisch Ethanol-Wasser bilanziert. Die Aktivitätskoeffizienten wurden nach *van Laar* berechnet. Die Gasphase wurde ideal angenommen. Da das Gleichgewicht auch von der Ethanolkonzentration im Fermenter abhängig ist, wurde die Ethanolbildung aus der gemessenen CO_2 -Bildung modelliert (siehe Gleichung [40]).

$$\dot{m}_E = \frac{m_E}{\int \dot{m}_{CO_2} dt} \dot{m}_{CO_2} \quad [40]$$

Entsprechend der Dampfdrücke des realen Ethanol-Wasser-Gemischs wurde Ethanol- und Wasserdampf mit dem gebildeten CO_2 ausgetragen. Dies ist eine Funktion der Ethanolkonzentration sowie der Temperatur und des Drucks [41]. In ähnlicher Weise konnte unter Verwendung der Ethanolkonzentration x_{K_E} und der Bedingungen im Abscheider (T_K ; p_K) die abgeschiedene Ethanolmenge \dot{m}_{K_E} berechnet werden. Es wurde angenommen, dass die im Kondensator nicht abgeschiedenen flüchtigen Bestandteile im Wäscher vollständig abgeschieden wurden, so dass sich für das Ethanol Gleichung [42] ergab.

$$\dot{m}_{G_E} = F(x_E, T_{Fer}, p_{Fer}) \quad [41]$$

$$\dot{m}_{G_E} = \dot{m}_{K_E} + \dot{m}_{Abs_E} \quad [42]$$

Hauptkomponente im Fermenter war das Wasser. Es wurde im Wesentlichen mit der Rübenmasse zugeführt und unterlag nur geringen Schwankungen. Während der Fermentation wurde ein Teil bei der Hydrolyse der Saccharose gebunden (Δm_{R_W}). Die Menge Wasser, die bei den auftretenden Nebenreaktionen der Fermentation verbraucht bzw. freigesetzt wird, kann vernachlässigt werden. Analog zur Bilanzierung des Ethanol wurden die Massen m_{K_W} und m_{Abs_E} aus den Phasengleichgewichten berechnet. Für alle anderen Massen erfolgte die Berechnung auf Grundlage der jeweiligen TS- und Ethanolgehalte nach Gleichung [43]. Diese Gleichung implizierte die Vorstellung eines Zweistoffgemischs Wasser-Ethanol in der flüssigen Phase. Sollten andere flüssige Produkte enthalten gewesen sein, wurden diese systematisch dem Wasseranteil zugeschrieben. Die integrale Bilanz zeigt Gleichung [44].

$$m_{i_W} = m_i \cdot (1 - TS_i - x_{i_E}) \quad [43]$$

$$m_{RS_W} + m_{Inoc_W} = \Delta m_{R_W} + m_P + m_{K_W} + m_{Abs_W} + m_{fRS_W} + m_{Fl_W} \quad [44]$$

3.2.3.2. Energiebilanz

Im Rahmen der Versuchsauswertung wurde die Energiebilanz nur für die thermischen Energien innerhalb des Bilanzraums Fermenter durchgeführt. Die entstehende Fermentationswärme $\Delta_R H$ wurde durch Verdunstungskühlung abgeführt ($H_{|V_G}$) bzw. führte zur Erwärmung des Substrats (ΔH_{Sch}). Darüber hinaus konnte es eine Wärmeübertragung an oder vom Behälter (ΔH_{Ferm}) geben. Trotz Isolierung und manueller Nachführung der Temperatur im Fermenterraum war auch eine Wärmeübertragung mit der Umgebung nicht auszuschließen (Q_U). Damit ergab sich die integrale Bilanzgleichung der thermischen Energien nach Gleichung [45]. Diese Gleichung musste in analoger Weise auch zu jedem Zeitpunkt des Versuchs erfüllt sein.

$$\Delta_R H + Q_U = \Delta H_{Sch} + \Delta H_{Ferm} + H_{|V_G} \quad [45]$$

Mit einigen Annahmen waren bis auf die Umgebungswärme Q_U alle Energien berechenbar. Mit Hilfe des erfassten Massenstroms \dot{m}_{CO_2} und der Massenbilanz konnten auch die Verläufe der Energien und Enthalpien berechnet werden. Speziell anhand des Verlaufs der Umgebungswärme \dot{Q}_U wurde dann die Güte der Wärmeabfuhr über die Gasphase und damit die Funktionalität der Verdunstungskühlung überprüft.

Die freigesetzte Fermentationswärme $\Delta_R H$ wurde aus dem berechneten Zuckerumsatz m_{R_S} und der stöchiometrischen Reaktionsenthalpie berechnet [46]. Vereinfachend wurde unabhängig von der Temperatur die in Abschnitt 2.1.3 diskutierte Standardreaktionsenthalpie $\Delta_R H^\circ$ angesetzt.

$$\Delta_R H = m_{R_S} \cdot \Delta_R H^\circ \quad [46]$$

Die Enthalpieänderungen wurden aus den bilanzierten Massen und den zugehörigen spezifischen Wärmekapazitäten berechnet. Letztere sind dem Anhang 2 zu entnehmen. Die Temperaturdifferenzen wurden in Bezug auf die jeweilige Starttemperatur der Fermentation T° gebildet. Die Festlegung der aktuellen Fermentationstemperatur erfolgte allein auf Basis der Temperaturmessstelle T_I (siehe Abbildung 21), da sich ausschließlich diese über den gesamten Fermentationsverlauf im Kern der Schüttung befand. Die Temperatur des Fermenters und der Umgebung ergaben sich aus der arithmetischen Mittelung der Messstellen $T_{Ferm1,2}$ bzw. $T_{U1,2}$.

Für die Enthalpieänderung der Komponenten der Schüttung ergab sich damit Gleichung [47]. Mit *Schüttung* wurde das rechnerisch homogene Gemisch aus den realen Anteilen Schnitzel und Sumpfflüssigkeit zusammengefasst. Die Addition der Komponenten Wasser, Ethanol, Saccharose, feste Nichtzuckerstoffe sowie der Hefe(-TS) ergab die Enthalpieänderung des gesamten Fermenterinhalt ΔH_{Sch} [48].

$$\Delta H_i = m_i \cdot c_{p_i} \cdot (T_{Sch} - T^\circ) \quad [47]$$

$$\Delta H_{Sch} = \Delta H_W + \Delta H_E + \Delta H_S + \Delta H_{NZ} + \Delta H_H \quad [48]$$

Für den Fermenter wird je Glassegment eine Masse von $m_{Seg}=1060g$ angesetzt, wobei der Fermenter in der Regel aus acht Segmenten (n_{Seg}) aufgebaut war. Alle anderen Bauteile wurden vernachlässigt. Die Temperatur des Fermenters T_{Ferm} wurde aus dem arithmetisches Mittel der beiden gemessenen Wandtemperaturen ($T_{Ferm1,2}$) berechnet. Damit ergab sich die Enthalpieänderung des Fermenters entsprechend Gleichung [49].

$$\Delta H_{Ferm} = n_{Seg} \cdot m_{Seg} \cdot c_{p_{Gl}} \cdot (T_{Ferm} - T^\circ) \quad [49]$$

Neben den Enthalpieänderungen der Feststoffe und Flüssigkeiten muss in der Energiebilanz auch die Enthalpie des austretenden Gases berücksichtigt werden (siehe Gleichung [45]). Dazu wurde angenommen, dass das entstehende Kohlendioxid sofort als gesättigtes Gas den Fermenter verlässt. Dies impliziert die Übereinstimmung zwischen den Temperaturen der Schüttung und der des Gases. Demzufolge war für die Bilanzierung nur die Verdampfungsenthalpie der flüchtigen Komponenten entsprechend Gleichung [50] zu berücksichtigen. Die spezifischen Verdampfungsenthalpien für Wasser und Ethanol bei $30^\circ C$ betragen $h_{lv_W} = 2430 J/g$ bzw. $h_{lv_E} = 914 J/g$.

$$\Delta H_{lv_G} = m_{G_E} \cdot h_{lv_E} + m_{G_W} \cdot h_{lv_W} \quad [50]$$

Die aufgestellten Gleichungen der Energiebilanz mussten für jedes diskrete Zeitintervall innerhalb der Fermentationszeit erfüllt sein. Zur Bestimmung der absoluten Größen wurden diese aufsummiert.

3.2.4. Versuchsergebnisse

Nachfolgend werden die Ergebnisse der erfolgreich durchgeführten Versuche zur direkten Fermentation von Rübenschnitteln dargestellt. Die Versuche wurden im Zeitraum vom 15.11.2006 bis 11.02.2007 mit zwei verschiedenen Rübenchargen durchgeführt. Es wurden sechs Vakuumfermentationen bei 10...20kPa und drei Normaldruckfermentationen realisiert.

Tabelle 8 zeigt die wichtigsten Parameter dieser Versuche, deren Einfluss in den folgenden Abschnitten systematisch betrachtet wird. In Tabelle 8 wurden die einzelnen Versuche mit jeweils anderen Farben versehen, wobei für Fermentationen bei Normaldruck rote Farbtöne verwendet wurden. Dieses Farbschema wird in der weiteren Diskussion beibehalten und soll die einfache, visuelle Zuordnung ermöglichen, so dass nicht in jeder weiteren Tabelle oder Abbildung die Versuchsbedingungen erneut aufgeführt werden.

Tabelle 8: Startparameter der Fermentationsversuche mit Zuckerrübenschnitteln

Versuch	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
Parameter	Zuckerrüben Charge 1				Zuckerrüben Charge 2				
p_{Fer} [kPa]	17,7	109,0	12,8	10,8	10,8	10,4	20,7	103,2	104,0
T° [°C]	24,0	25,3	20,0	14,1	18,2	14,8	19,1	12,9	13,7
T_{U} [°C]	35 (25)	35 (25)	35	32	32	32	32	T_{Fer}	T_{Fer}
d_{RS} [mm]	1,4	1,4	1,4	2,1	2,1	1,4	1,4	1,4	1,4
L° [mm]	1350	1340	1170	1140	1140	1140	1120	860	910
ϵ° [%]	61%	60%	59%	61%	62%	60%	59%	59%	57%
m_{RS} [kg]	4,5	4,6	4,1	3,8	3,7	3,9	3,9	3,0	3,3
TS° [%]	20,7	21,8	24,9	21,3	27,3	24,4	24,4	28,2	24,0
x°_{S} [%]	13,6	14,3	18,0	14,8	19,4	17,3	17,3	20,0	16,9
B_{H} [g/kg]	87	83	56	75	76	72	73	60	65

3.2.4.1. Stoffliche Bilanzierung der Versuche

Entsprechend der vorgenommenen Bilanzierung nach Abschnitt 3.2.3 muss die Gesamtmassenbilanz immer geschlossen sein und liefert daher keinerlei Aussage zur Güte der Bilanzierung. Hierfür können die Ergebnisse der Trockensubstanz- und Wasserbilanz herangezogen werden. Des Weiteren kann ein Vergleich von gemessenem Kondensatanfall und der auf Grundlage der experimentellen Daten ermittelten Kondensatmasse erfolgen.

Die Ergebnisse der Bilanzierung der Trockensubstanz sind in Tabelle 9 dargestellt. Bei allen Versuchen wurde am Ende der Fermentation mehr Trockensubstanz bilanziert, als aus der Differenz des verfügbaren TS und dem gemessenen Zuckerabbau zu erwarten gewesen wäre. Dieser TS-Zuwachs $m_{\text{R}_{\text{TS}}}$ ist auf die anteilige Umwandlung des Zuckers zu neuer Biomasse bzw. gebildeter TS zurückzuführen. Sein Anteil am gemessenen Zuckerumsatz beträgt zwischen 0,7% und 7,2%. Dies liegt im Bereich der Literaturangaben der Biomasseneubildung (siehe Abschnitt 2.1.3.1).

Allerdings fällt auf, dass die TS-Bildung m_{R_TS} bei Vakuumfermentationen deutlich höher war als bei den drei Normaldruckfermentationen. Dies könnte zustande kommen, wenn die Biomasseneubildung der Hefen bei niedrigem Druck intensiver wird. Es wird aber nicht von einem direkten Einfluss des Drucks auf den Stoffwechsel ausgegangen. Wahrscheinlicher scheint ein geringer Leckagestrom bei den Vakuumfermentationen. Durch die eintretende Umgebungsluft und damit verbundenen geringen Konzentrationen an Sauerstoff kommt es zu einem deutlichen Biomassezuwachs [KOS02].

Tabelle 9: Ergebnisse der TS-Bilanz

	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
m_{RS_TS} [g]	996	1058	1038	818	1069	1103	1107	1072	1186
m_{Inoc_TS} [g]	60	61	44	45	60	60	60	48	57
m_{TS}^o [g]	1056	1119	1082	862	1130	1163	1167	1120	1242
m_{fRS_TS} [g]	366	365	355	264	370	361	338	331	339
m_{fI_TS} [g]	38	37	7	24	0	25	29	9	40
m_{TS}^E [g]	404	402	362	288	370	385	368	339	379
Δm_{TS} [g]	651	717	720	575	759	777	800	781	864
m_{R_S} [g]	690	727	776	595	786	820	822	786	870
m_{R_TS} [g]	39	10	56	21	27	43	22	5	7
m_{R_TS}/m_{R_S} [%]	5,6	1,4	7,2	3,5	3,4	5,3	2,7	0,7	0,8

In ähnlicher Weise wurde die Wasserbilanz erstellt. (Die Ergebnisse sind im Anhang 3 aufgelistet.) Diese Bilanzierung entsprechend Gleichung [44] wies erhebliche Differenzen auf. In allen Versuchen wurden ein positives Δm_W und damit eine Zunahme des Wassers berechnet. Diese Massendifferenz betrug im Mittel 84g und damit etwa 2,5% der absoluten Anfangsfeuchte. Signifikante Unterschiede zwischen den Versuchen bei Normaldruck und den Vakuumfermentationen sind im Gegensatz zur TS-Bilanz nicht ablesbar.

Ursache für die bilanzierte Wasserzunahme konnte nicht die Bildung von Wasser sein. Der Grund lag in der Art und Weise der Verrechnung der gebildeten flüchtigen Nebenprodukte wie zum Beispiel höhere Alkohole oder organische Säuren. Diese wurden entsprechend den Annahmen der Bilanzierung aus Abschnitt 3.2.3.1 und der Gleichung [43] dem Wasser zugeschrieben.

Bezieht man die bilanzierte Masseänderung Δm_W auf den Zuckerumsatz m_{R_S} , wird entsprechend der obigen Annahme der Anteil des zu Nebenprodukten umgewandelten Zuckers erhalten (siehe Anhang 3). Dieser Wert betrug im Mittel 11%. Damit stellte er einen recht hohen Wert für die Nebenproduktbildung einer Fermentation dar. Normalerweise sollte er im Bereich von nur 3-5% des umgesetzten Zuckers liegen [MIS04]. Die vermehrte Bildung von Nebenprodukten kann sowohl an den Fermentationsbedingungen selbst oder aber an Fremdkeimen liegen (siehe auch Abschnitt 3.2.4.6 Ethanolabbeute).

Eine Bestätigung der aufgeführten Gründe für die Abweichungen der TS- und Wasserbilanz lieferte der Vergleich der bilanzierten Abweichungen mit dem nicht zu Ethanol

umgewandelten Zucker. Dieser Anteil konnte auf Grundlage der gemessenen Zucker- und Ethanolgehalte ermittelt werden und wurde als *Reaktionsverlust* bezeichnet. In Abbildung 24 wird der Reaktionsverlust dargestellt. Ebenso sind die Differenzen der TS-Bildung (Biomasse) und der Wasserbilanz (flüssige Nebenprodukte) auf den gemessenen Zuckerumsatz bezogen dargestellt.

Man erkennt die recht gute Übereinstimmung dieser beiden Anteile. Dabei scheint ein kleiner systematischer Fehler enthalten zu sein, da der Reaktionsverlust in jedem Fall etwas geringer als die Summe der flüssigen Nebenprodukte und der TS-Bildung ist. Andererseits liegen diese Abweichungen im Genauigkeitsbereich der Massenbilanz.

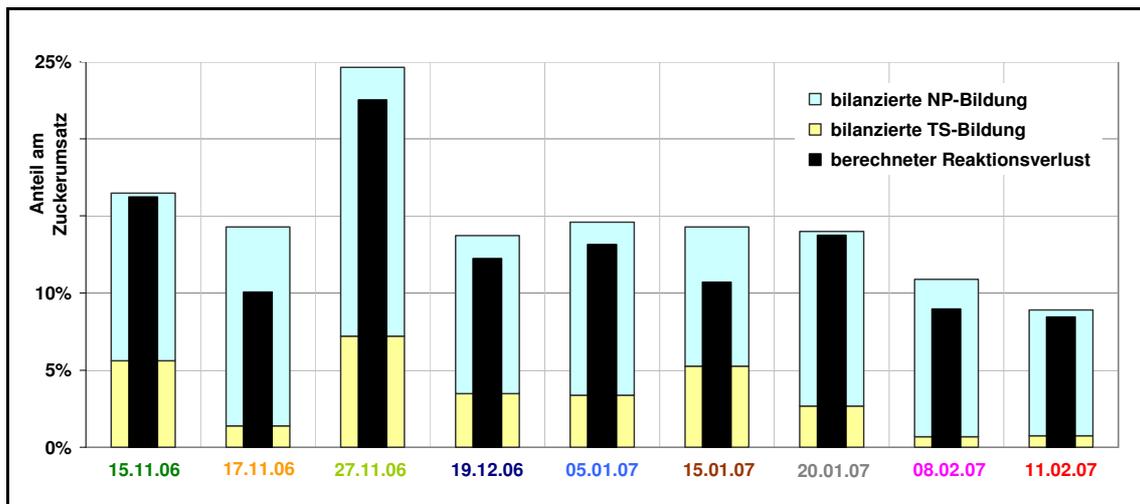


Abbildung 24: Aufteilung des nicht zu Ethanol umgesetzten Zuckers

(Im Diagramm sind die aus der Stoffbilanz erhaltenen Masseänderungen der Trockensubstanz (gelb) sowie die gebildeten Nebenproduktmassen (hellblau) bezogen auf die umgesetzte Zuckermasse kumulativ dargestellt. Darüber hinaus ist der als Reaktionsverlust (schwarz) bezeichnete Anteil des nicht zu Ethanol umgesetzten Zuckers abgebildet. Der Reaktionsverlust wurde aus der Differenz der umgesetzten Zuckermasse und der stöchiometrisch für die Bildung der gemessenen Ethanolmasse benötigten Zuckermasse berechnet.)

Ein weiterer Ansatzpunkt zur Überprüfung der Massenbilanz war ein Vergleich der berechneten und gemessenen Kondensatmasse. Die Ergebnisse der Bilanzierung des Kondensats und die jeweils gemessene Kondensatmasse sind im Anhang 4 angegeben. Bei der Bilanzierung wurde die erhöhte Ethanolkonzentration im oberflächlichen Flüssigkeitsfilm durch den Konzentrationsfaktor F_{Konz_E} berücksichtigt. F_{Konz_E} ist das Verhältnis der gemessenen Ethanolgehalte von Sumpfflüssigkeit und fermentierten Schnitzeln am Ende des Versuchs. Die Werte dieses Konzentrationsfaktors liegen bei etwa 1,1 und entsprechen damit einer um 10% höheren Ethanolkonzentration an der Oberfläche der Schnitzel, welche auf die Ethanolbildung im Flüssigkeitsfilm zurückzuführen ist.

Die berechneten Kondensatmassen entsprachen bei den Vakuumfermentationen sehr gut den gemessenen Werten. Abbildung 25 zeigt dies exemplarisch für zwei Vakuumversuche

anhand der Verläufe der gemessenen und berechneten Kondensatmasse. Nur bei diesen beiden Versuchen konnte eine angemessene Anzahl an Proben während der Vakuumfermentation realisiert werden. Die Abweichungen zwischen Berechnung und Messung lagen im Mittel über alle Vakuumversuche bei etwa 3%.

Für die geringen Kondensatmengen bei den Normaldruckfermentationen ergeben sich erhebliche Abweichungen. Die gemessenen Werte sind, vermutlich auf Grund der unvollkommenen Entleerung des Kondensators, zu gering. Der große relative Fehler spielt aber auf Grund der sehr kleinen Werte für m_K in der Bilanz keine Rolle.

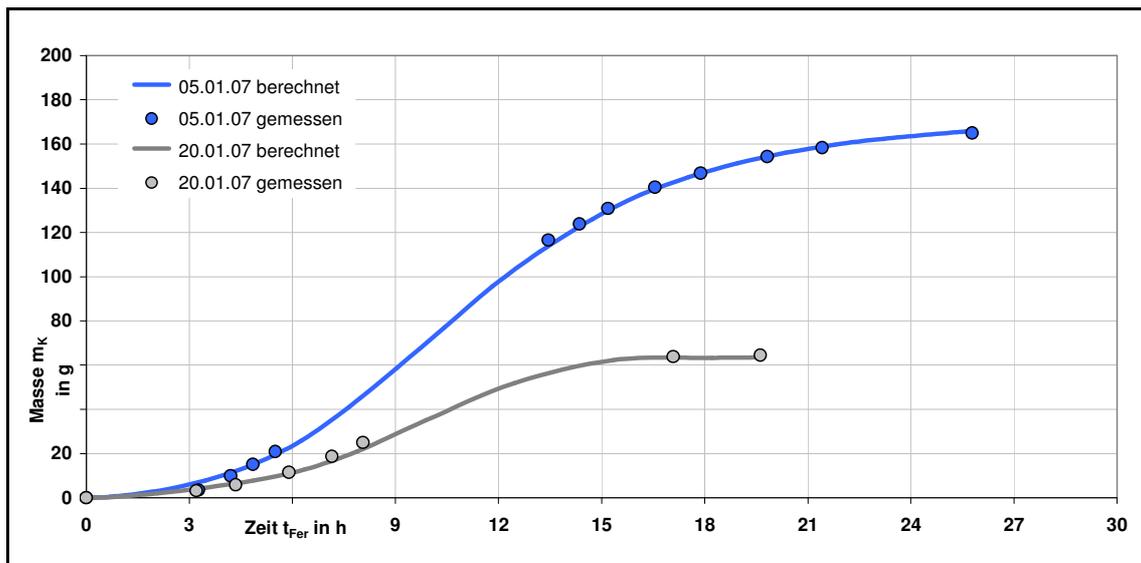


Abbildung 25: Verlauf der gemessenen und berechneten Kondensatmasse

3.2.4.2. Fermentationstemperatur und Energiebilanz

Bei den durchgeführten Versuchen sollte die Temperatur möglichst in einem Bereich von 28-35°C gehalten werden. In welchem Maße dies gelang, ist den zeitlichen Verläufen der Fermentationstemperatur in Abbildung 26 zu entnehmen.

In dieser Darstellung wurde der optimale Temperaturbereich durch ein grünes Band eingezeichnet. Neben der Legende sind die mittleren Fermentationstemperaturen T_{Fer} aufgeführt. Diese Temperatur ergab sich durch die umsatzgewichtete Mittelung der gemessenen Fermentationstemperatur über die gesamte Dauer der Fermentation und berücksichtigte demzufolge die unterschiedliche Intensität der Fermentationsreaktion. Dadurch wurde unabhängig von der Versuchszeit die mittlere Temperatur der Fermentationsreaktion erhalten. Sie lag bei den Versuchen zwischen 25°C und 35°C. (Welche Effekte die unterschiedlichen Temperaturen hatten, wird in den nächsten Abschnitten in Bezug auf den jeweils betrachteten Parameter bzw. die untersuchte Zielgröße behandelt.)

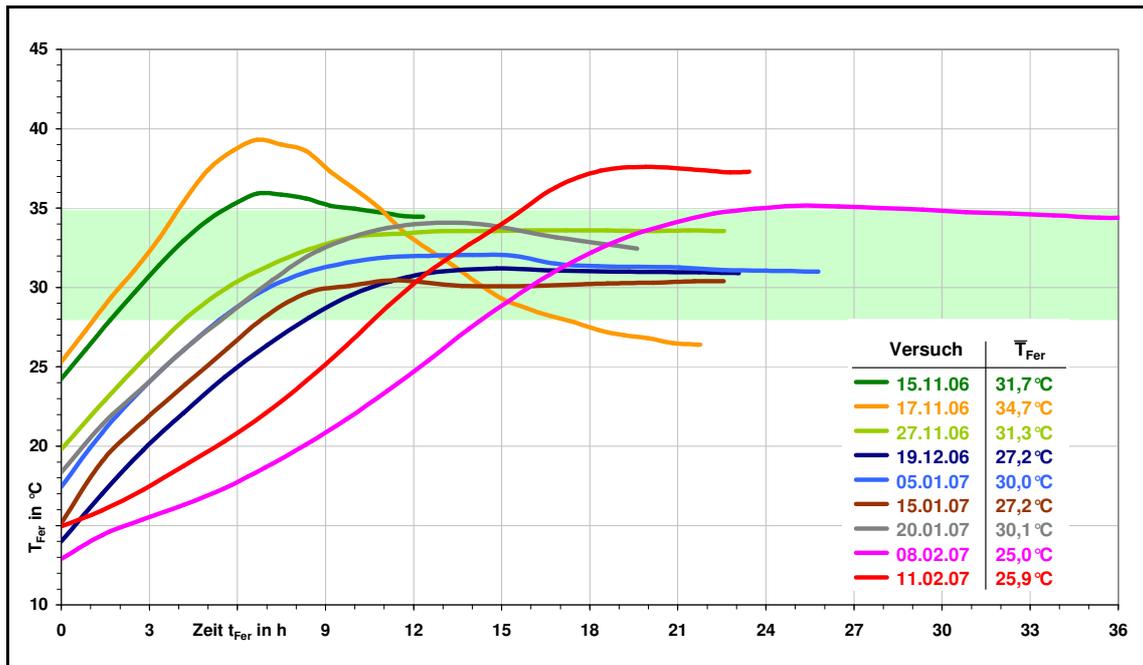


Abbildung 26: zeitliche Verläufe der gemessenen Schüttungstemperaturen

Die über den Fermentationsverlauf sich verändernden Temperaturen T_{Fer} lagen in einem Bereich von 13°C bis 39°C und damit zum Teil deutlich außerhalb des optimalen Bereichs. Dabei sind Temperaturen unterhalb des Optimums, so wie sie zu Beginn der Fermentation durch die relativ niedrigen Starttemperaturen auftraten, prinzipiell unproblematisch. Sie verlangsamten zwar die Reaktion, stellen aber im Gegensatz zu hohen Temperaturen keine Gefahr für die Vitalität der Hefen dar. Letztere nimmt oberhalb von 35°C schnell ab.

Bei den Fermentationen unter Normaldruck stieg die Temperatur jedoch über 35°C, teilweise bis 39°C. So musste beim Versuch am 17.11.06 die Umgebungstemperatur auf 25°C abgesenkt werden, um den weiteren Temperaturanstieg über 40°C zu verhindern. Bei den späteren Normaldruckfermentationen (08. und 11.02.07) war die Starttemperatur so gering, dass dies nicht erforderlich wurde. Gerade an diesen beiden Versuchen erkennt man deutlich, zu welcher Temperaturerhöhung die freigesetzte Fermentationswärme unter nahezu adiabaten Bedingungen führt.

Im Gegensatz dazu stieg die Temperatur bei den Vakuumfermentationen nur bis zu einer bestimmten Temperatur innerhalb des optimalen Bereichs und verlief danach relativ konstant bis zum Ende des Versuchs. Ursache für dieses Verhalten war das beabsichtigte Erreichen der jeweiligen Gleichgewichtstemperatur der Verdunstungskühlung während des Versuchs. Diese Gleichgewichtstemperaturen variierten hauptsächlich als Folge des Systemdrucks und lagen bei 30..34°C. (Lediglich beim Versuch vom 15.11.06 wurden Temperaturen über 35°C gemessen. Dies lag an der Wärmeaufnahme aus der Umgebung auf Grund der hohen Umgebungstemperatur von $T_U=35^\circ\text{C}$ und fehlender Isolierung.)

In welchem Umfang tatsächlich ein Wärmeaustausch mit der Umgebung stattgefunden hatte, wurde durch die Energiebilanz ermittelt. Deren Ergebnisse sind im Anhang 5 tabellarisch für alle Versuche dargestellt. Im Weiteren sollen exemplarisch die beiden

Versuche vom 05.01. und 11.02.07 diskutiert werden. Für diese beiden Versuche sind im oberen Teil der Abbildung 27 die Verläufe der gemessenen Temperaturen T_{Fer} , T_{Ferm} , T_{U} sowie der für den jeweiligen Systemdruck berechneten adiabaten Temperatur T_{ad} dargestellt. Im unteren Teil sind die berechneten Verläufe der kumulierten Größen der Energiebilanz Δ_{RH} , Q_{U} , ΔH_{Sch} , ΔH_{Ferm} sowie $\Delta H_{\text{lv_Gas}}$ von diesen beiden Versuchen abgebildet.

Im linken Teil der Abbildung 27 sind die Verläufe des Versuchs vom 05.01.07 zu erkennen. Dieser Versuch wurde bei konstanter Umgebungstemperatur $T_{\text{U}}=30^{\circ}\text{C}$ durchgeführt, welche sich unmittelbar nach Versuchsbeginn einstellte. Die Temperatur der Schüttung lag zu Beginn bei $T^{\circ}=17,5^{\circ}\text{C}$ und stieg zunächst fast linear und dann mit immer schwächer werdendem Anstieg bis auf etwa 32°C an. Dabei lag sie stets etwas höher als die Temperatur des Apparats T_{Ferm} . Dies lässt darauf schließen, dass durch die Isolierung des Fermenters die Erwärmung des Apparats vornehmlich von der Schüttung und nicht von der Umgebung ausging. Nach etwa neun Stunden Fermentationszeit war die höchste Temperatur in der Schüttung erreicht und die Temperatur der Fermenters entsprach in etwa der Umgebungstemperatur. Diese Temperaturen änderten sich bis zum Ende des Versuchs nur noch unwesentlich.

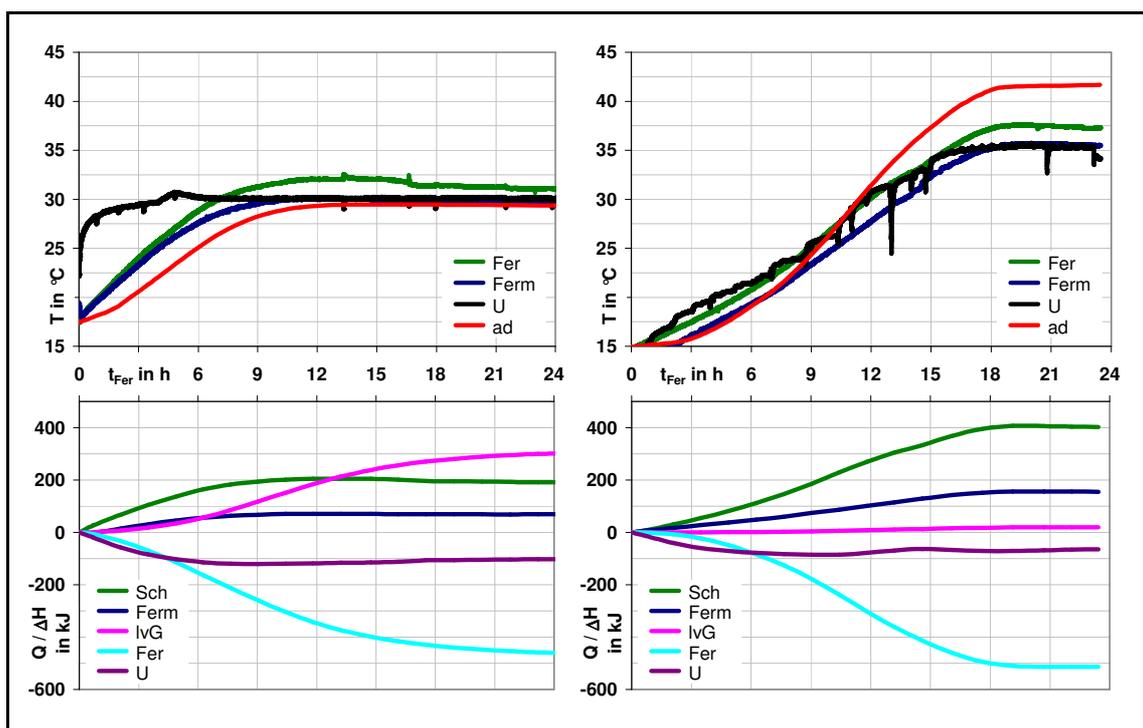


Abbildung 27: Verläufe der Temperaturen und kumulierten Größen der Energiebilanz

links: Fermentation vom 05.01.07; rechts: Fermentation vom 11.02.07

(Oben dargestellt sind die gemessenen Temperaturen: Fermentationstemperatur (*Fer*), Wandtemperatur des Fermenters (*Ferm*) und die Umgebungstemperatur (*U*) sowie die aus dem gemessenen Reaktionsverlauf berechnete adiabate Fermentations-temperatur (*ad*). Die darunter abgebildeten kumulierten Größen der Energiebilanz sind: die Enthalpieänderungen der Schüttung (*Sch*), des Fermenters (*Ferm*) sowie die mit dem Gas abgeführte Enthalpie (*lvG*), die Reaktionsenthalpie der Fermentation (*Fer*) und die Energieübertragung an die Umgebung (*U*.)

Da nach den ersten neun Stunden die Fermentation aber noch in vollem Gang war, wurde die weiterhin entstandene Fermentationswärme offensichtlich über die Gasphase abtransportiert. Dies ist aus dem Verlauf der Wärmebilanz sehr gut zu erkennen. Während die Enthalpien der Schüttung, des Apparats und die Menge der Umgebungswärme näherungsweise konstant blieben, stiegen die Fermentationswärme und die Energie der Verdunstungskühlung unter umgekehrten Vorzeichen weiter an. Nur etwa 41% der Fermentationswärme wurden in der Enthalpieerhöhung der Schüttung gebunden, während etwa 66% über die Verdunstung von Wasser und Ethanol abgeführt wurden. (Die Differenz der Summe dieser beiden Beträge zu 100% resultiert aus der Wärmeaufnahme aus der Umgebung.)

Dies führte zu einem ähnlichen Temperaturverlauf der berechneten adiabaten Temperatur T_{ad} und der real gemessenen Schüttungstemperatur T_{Fer} . Die absoluten Unterschiede ergaben sich durch die Wärmeaufnahme aus der Umgebung zu Beginn des Versuchs. Zu diesem Zeitpunkt waren die Ethanolkonzentrationen im Fermenter noch sehr gering, so dass die Gleichgewichtstemperatur der Verdunstungskühlung etwas höher lag. Mit dem Absinken dieser Gleichgewichtstemperatur bei steigender Ethanolkonzentration lässt sich auch die leicht abnehmende Temperatur T_{Fer} in der zweiten Hälfte des Versuchszeitraums erklären. Dementsprechend nahm auch die im unteren Diagramm dargestellte Enthalpie der Schüttung wieder leicht ab.

Die aus der Umgebung aufgenommene Wärme betrug etwa 26% der freigesetzten Fermentationswärme. Ein Teil dieser Wärme entsprach der Erwärmung des Apparats (-15% von $\Delta_R H$). Ebenso wurde ein kleiner Teil im Verlauf des Versuchs wieder an die Umgebung abgegeben (-3% von $\Delta_R H$). Demnach wurden trotz konstanter Umgebungstemperatur in Summe nur 8% der entstandenen Fermentationswärme zusätzlich vom Fermenterinhalt aufgenommen. Damit wurde das Ziel einer adiabaten Fermentation relativ gut erreicht.

Beim Versuch vom 11.02.07 (in Abbildung 27 rechts dargestellt) wurde die Temperatur der Umgebung der gemessenen Schüttungstemperatur entsprechend manuell nachgeregelt. Dadurch konnte die Wärmezufuhr aus der Umgebung noch weiter abgesenkt werden. Sie betrug in diesem Fall nur 18% der berechneten Fermentationswärme. Durch die aufgetretene Wärmeabfuhr gegen Ende des Versuchs (-6% von $\Delta_R H$) und die etwas größere Enthalpieänderung des Apparats (-30% von $\Delta_R H$) auf Grund des größeren Temperaturanstiegs wurde insgesamt mehr Wärme aus der Schüttung abgeführt als für quasiadiabate Bedingungen nötig gewesen wäre.

Dies wird wiederum aus dem Vergleich der Verläufe von berechneter adiabater Temperatur T_{ad} und der gemessenen Schüttungstemperatur T_{Fer} ersichtlich. Die Temperaturerhöhung dieser Normaldruckfermentation hätte bei adiabater Fahrweise noch höher sein müssen. Durch die summarische Wärmeabgabe wurde dies nicht in vollem Umfang gemessen. Man erkennt anhand des Verlaufs aber sehr deutlich, zu welcher Temperaturerhöhung die Wärmetönung der Fermentation führen kann. Nur durch die sehr niedrige Starttemperatur von 15°C lag die Temperatur gegen Ende des Versuchs noch im

Toleranzbereich der Fermentation. Dies führte allerdings auch zu einer deutlich geringeren mittleren Fermentationstemperatur von nur 25,9°C. Dies verlangsamt die Fermentation merklich.

Bis auf die Normaldruckfermentationen vom 17.11.06 und vom 08.02.07 wurden bei allen Fermentationsversuchen näherungsweise adiabate Bedingungen realisiert (Anhang 5). Die Summe der Wärmeabgabe bzw. -aufnahme der Schüttung lag in einem Bereich von $\pm 20\%$ der entstandenen Wärmetönung. Damit ist das Ziel der Modellierung eines Ausschnitts einer größeren Schüttung ohne Wärmeabgabe quer zur Durchströmung recht gut erreicht worden. Demzufolge können die in den nachfolgenden Abschnitten präsentierten Ergebnisse für die Einschätzung einer Festbettfermentation in größerem Maßstab herangezogen werden.

3.2.4.3. Rübenschüttung

Bei den Fermentationsversuchen wurden 3,0 bis 4,5kg Rübenschnitzel mit einem Durchmesser von $d_{RS_klein}=1,4\text{mm}$ bzw. $d_{RS_gro\ddot{u}}=2,1\text{mm}$ eingesetzt. Insgesamt betrug die Masse eines Ansatzes (Rübenschnitzel zusammen mit dem beaufschlagten Inoculum und zum Befeuchten zugesetztem Wasser) zwischen 4,0 und 5,2kg. Die realisierten Schütthöhen bei den Fermentationsversuchen variierten zwischen 0,86m und maximal 1,35m. In Abbildung 28 sind die gemessenen Porositäten zu Beginn und am Ende der Fermentation dargestellt.

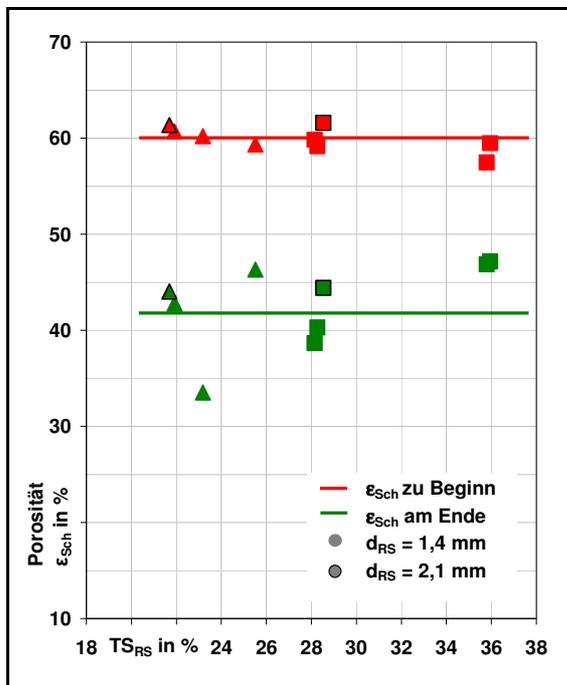


Abbildung 28: Porosität der Schnitzelschüttung zu Beginn und am Ende des Versuchs
(1. Charge: Δ ; 2. Charge: \square)



Abbildung 29: Schnitzelschüttung am Ende des Versuchs

Die Rübenschnitzel bildeten zu Beginn der Fermentation eine poröse Schüttung mit einem Lückenvolumen von ca. 60%. Dieser Wert wurde für beide Chargen Rüben (sowohl für Schüttungen aus großen, als auch aus kleinen Rübenschnitzeln) und unabhängig vom TS-Gehalt ermittelt. Zudem entsprach die gemessene Porosität der Berechnung nach Gleichung [11], wie sie aus den Hydrodynamikversuchen abgeleitet wurde. Allerdings galt dies nur, wenn die Porosität abschnittsweise für die Bereiche zwischen den einzelnen Temperaturfühlern berechnet wurde.

(Wie sich später anhand der Porositäten am Ende der Versuche zeigte, beeinflussten die Temperaturfühler die Schüttung erheblich. Sie verengten den freien Querschnitt im Fermenter derart, dass die Schüttung an diesen Stellen wie von einem Boden gestützt wurde. Demzufolge ergab sich die Schüttungshöhe nicht aus der visuellen Höhe der gesamten Schüttung, sondern vielmehr aus einzelnen Schüttungen mit der maximalen Höhe des Zwischenraums zweier Temperaturfühler. Dieser betrug 0,4m. Die berechnete Porosität für diese Schüttungshöhe $L=0,4\text{m}$ beträgt nach Gleichung [11] $\epsilon=60\%$.)

Während der Fermentation rutschte die Schüttung etwas zusammen. Diese Verdichtung des Substrats vollzog sich inhomogen, da es an den Temperaturfühlern zur Brückenbildung kam. Die darunter liegende Schüttung lag sehr lose, zum Teil bildeten sich Hohlräume von bis zu 10cm Länge (siehe Abbildung 29).

Aus diesem Grund wurde die Höhe der Schnitzelschüttung als Summe der einzelnen zusammenhängenden Schüttungsabschnitte bestimmt. Die Schütthöhe musste durch die ungleiche Verteilung der Schnitzel zum Teil abgeschätzt werden und betrug in etwa zwei Drittel der Anfangshöhe. Damit ergaben sich am Ende der Fermentationen integrale Porositäten um 42%. Die Abweichungen von diesem Mittelwert waren etwas größer als für die Porositäten zu Beginn der Versuche. Als Ursachen werden die Ungenauigkeit beim Messen der unförmigen Schüttungsabschnitte, die stochastische Ausbildung der Brücken, als auch Unterschiede von Häufigkeit und Intensität der Berieselung bei der Fermentation gesehen.

Eine sehr geringe Porosität von nur 34% wurde für den Versuch vom 17.11.06 ermittelt (siehe Abbildung 28). Bei diesem Versuch kam es in Folge der sehr intensiven Gasbildung und einer hohen Flüssigkeitsbeaufschlagung zu einer Flutung der berieselten Schüttung. Das wechselseitige Durchbrechen von gebildetem Gas und Abfließen von Flüssigkeit führten zu einem Pulsieren der Schüttung, so dass sich diese besonders stark verdichtete.

Neben der Porosität wurde auch der TS-Gehalt der Schnitzel vor und nach der Fermentation ermittelt. Der TS-Gehalt der frischen Rübenschnitzel stieg im Verlauf der Lagerung deutlich an. Dies ist anhand der grünen Symbole in Abbildung 30 zu erkennen. Um eine für den Stoffwechsel günstige Feuchte zu gewährleisten, wurde beim Befüllen Wasser zugegeben. Dies geschah primär durch das Inoculum, zum Teil auch durch zusätzliches Wasser. Dadurch wurde näherungsweise die Feuchte frischer Schnitzel erreicht. Das zudosierte freie Wasser wurde von der Schnitzelschüttung fast vollständig aufgenommen, so

dass sich in etwa der berechenbare mittlere TS-Gehalt des gesamten Ansatzes zwischen 20% und 28% ergab (braune Symbole in Abbildung 30).

Obwohl die Eingangsfeuchte um 8%-Punkte schwankte, wurde nach den Fermentationen in allen Versuchen ein sehr ähnlicher TS-Gehalt gemessen. Er betrug für die fermentierten Schnitzel im Mittel 9,0% für die erste Charge und 9,4% für die zweite Charge. Diese Mittelwerte sowie die Messwerte im Einzelnen sind in roter Farbe in Abbildung 30 dargestellt. Demnach war der Trockensubstanzgehalt der fermentierten Schnitzel im untersuchten Bereich nicht von der Eingangsfeuchte abhängig.

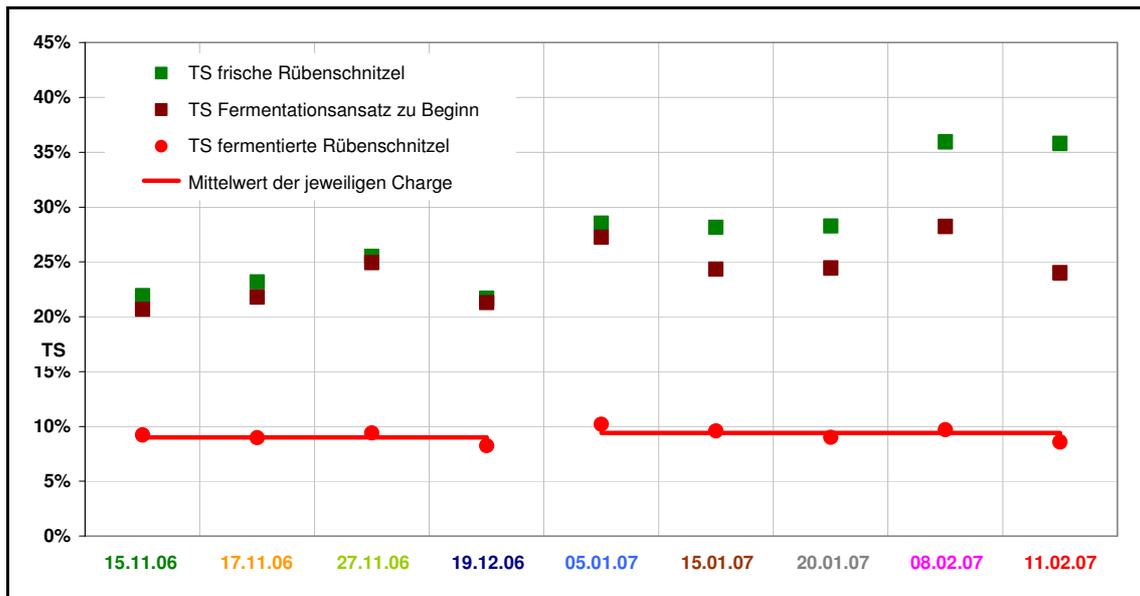


Abbildung 30: Vergleich der TS-Gehalte der Schnitzel vor und nach der Fermentation

Die Unterschiede der Eingangsfeuchte resultierten vielmehr in einer unterschiedlich starken Ansammlung freien Wassers während der Fermentation. Bis auf eine Vakuumfermentation bei geringer Feuchte (15.01.07: $TS^{\circ}_{\text{Ansatz}}=27,3\%$) erfolgte im Verlauf der Fermentation eine zunehmende Ansammlung von Flüssigkeit im unteren Teil des Fermenters. Die Menge dieser Flüssigkeit variierte und hing augenscheinlich vom TS-Gehalt der Schnitzel, von der Menge des Inoculums und der Intensität der Verdunstung ab. Ein hoher TS-Gehalt und intensive Verdunstung verringern prinzipiell die anfallende Menge freier Flüssigkeit, während das Inoculum direkt zu einer Erhöhung führt. (Eine Quantifizierung dieser Einflüsse war bei der geringen Versuchsanzahl nicht möglich.)

Bei frischen Rübenschnitzeln und einem 10%igen Inoculum betrug die Menge an Sumpfflüssigkeit bis zu 15% des Fermentationsansatzes. Die Sumpfflüssigkeit bestand demnach nicht nur aus ablaufendem Inoculum, sondern zusätzlich auch aus ursprünglich gebundener Schnitzelfeuchte. Offensichtlich verringerte sich im Verlauf der Fermentation die Kapazität der Schnitzel, Wasser zu binden. Demzufolge ist bei einem Einsatz frischer Rüben immer mit einer gewissen Menge freier Flüssigkeit am Ende der Fermentation zu rechnen. Für Berechnungen kann der Wert von 15% des Fermentationsansatzes veranschlagt werden.

3.2.4.4. Beobachtungen zur Hydrodynamik

Durch die Aufzeichnung des gebildeten Kohlendioxidmassenstroms, der Temperaturen und des Systemdrucks konnte der Gasvolumenstrom in der Schüttung über den gesamten Versuchszeitraum ermittelt werden. Dabei ergaben sich, der ablaufenden Reaktion entsprechend, typische Verläufe der Gasbildung.

Zunächst stieg während der ersten Phase der Gasstrom linear an. In einer darauf folgenden zweiten Phase schwächte sich der Anstieg der Gasbildung kontinuierlich ab, bis ein maximaler Gasstrom erreicht wurde. Schließlich verringerte sich die Gasbildung in der dritten Phase weiter, bis die Reaktion zum Erliegen kam. Diese Verläufe des Gasvolumenstroms sind in Abbildung 31 für die jeweiligen Betriebsbedingungen dargestellt. (Das Diagramm zeigt zur Wahrung der Übersichtlichkeit nur einige Versuche.) Darin ist der gemessene spezifische, auf die Zuckermasse bezogene Gasvolumenstrom v'_{Gas} über die Versuchszeit aufgetragen. Die Werte des Gasvolumenstroms für Vakuumversuche sind der Skalierung am linken Rand zu entnehmen, die Werte der Normaldruckfermentationen der Skalierung am rechten Rand.

Die erkennbaren Einbrüche und raschen Intensitätssteigerungen der Verlaufskurven sind den teilweise unstetigen Versuchsbedingungen zuzuschreiben. Zeitweilig kam es zu Verstopfungen durch mitgerissene Feststoffpartikel und damit zu Unregelmäßigkeiten bei der Gasabfuhr. Ebenso führten längere Pausen in der Berieselung der Schüttung zu einer deutlichen Verringerung der Intensität der Gasbildung und damit zur temporären Abnahme des Gasvolumenstroms.

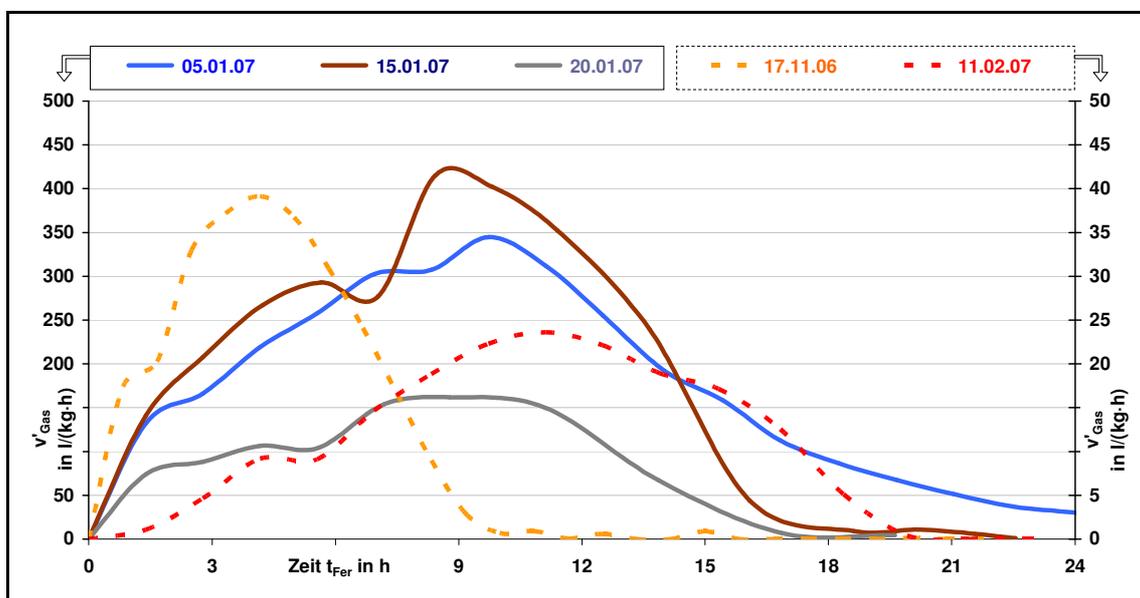


Abbildung 31: Verlauf des spezifischen Gasvolumenstroms ausgewählter Festbettfermentationen
 (Die linke Skala gilt für die Vakuumfermentationen vom 05.01.07, 15.01.07 und 20.01.07, welche mit durchgehenden Linien dargestellt sind. Die gestrichelten Linien kennzeichnen die Normaldruckfermentationen vom 17.11.06 und 11.02.07 und müssen auf der rechten Skala abgelesen werden.)

Bei Normaldruckfermentationen wurden spezifische Gasvolumenströme von maximal 40 Litern pro kg Saccharose und Stunde gemessen. Im Gegensatz dazu stiegen bei den Vakuumversuchen die Volumenströme bis auf ca. 400 Liter pro kg Saccharose und Stunde. Dies leitet sich auch aus dem Druckverhältnis von etwa zehn zwischen Normaldruck- und Vakuumfermentationen ab. Für den Versuch vom 20.01.07 betrug wegen des höheren Systemdrucks von etwa 20kPa der spezifische Gasvolumenstrom nur etwa die Hälfte der übrigen Vakuumversuche.

Bezogen auf Normbedingungen ergaben sich maximale Gasvolumenströme im Bereich von 25 bis 40 Litern pro Stunde. Auf Grund der höheren Anteile an Wasser und Ethanol in der Gasphase lagen die Werte der Vakuumversuche am oberen Ende dieses Bereichs. Allerdings war das auftretende Maximum der Gasbildung auch von der Intensität der Fermentation abhängig. Die Fermentationsversuche mit langen Fermentationszeiten zeichneten sich durch eine zeitlich ausgedehnte, weniger intensive Gasbildung aus.

In Folge der Durchströmung des Schnitzelfestbetts ergab sich ein Druckverlust über die Schüttungshöhe. Dieser schwankte sehr stark und betrug bei Schüttungshöhen von etwa 1,3m teilweise bis zu 6kPa (siehe Abbildung 32). Damit war der Druckverlust über das Festbett der Fermentation nochmals deutlich höher, als die vorherigen Experimente zur Hydrodynamik vermuten ließen. Dieser hohe Druckverlust konnte nicht allein mit dem Durchströmen und Freispülen der Strömungskanäle erklärt werden.

Die visuellen Beobachtungen der Fermentation von Zuckerrüben offenbarten eine starke Neigung zur Schaumbildung. Ebenso wurde eine lokale Fluidisierung der Schüttung beobachtet. (Daraufhin wurde die Ausbreitung der Schüttung am Kopf des Fermenters durch einen zweiten Lochboden verhindert. Innerhalb der Schüttung kam es aber weiterhin zu Partikelumordnungen und Verdichtungen.) Dem entstehenden Gas stand durch diese Veränderungen der Schüttungsstruktur teilweise nur noch ein sehr geringer Teil des (ursprünglich) freien Strömungsquerschnitts zur Verfügung. Dadurch wurde lokal der Flutpunkt der berieselten Schüttung erreicht bzw. überschritten und die beaufschlagte Flüssigkeit konnte nicht mehr vollständig ablaufen. Der gegenüber den Erwartungen höhere Druckverlust wird demzufolge einem zusätzlichen entgegen der Gasströmung wirkenden hydrostatischen Druck dieser angestauten Flüssigkeit zugeschrieben. Dieser hydrostatische Druck schwankte durch das unstete Abfließen und Anstauen von Flüssigkeit in der Schüttung.

Zusätzlich wirkte sich die Art und Weise der Berieselung als nachteilig aus. Bei einem geringen Volumenstrom des Flüssigkeitsumlaufs traten Verstopfungen der Umlaufleitung bzw. des Flüssigkeitsverteilers auf. Um dies zu verhindern, musste ein Volumenstrom von etwa 60l/h realisiert werden. Dadurch betrug die Berieselungsdichte bei der Feststofffermentation ca. 2mm/s. Sie war damit deutlich höher als in den Hydrodynamikversuchen.

Durch eine Verlängerung der Intervalle der Berieselung von 30 Minuten auf bis zu zwei Stunden wurde die Flüssigkeitsbelastung zumindest zeitweise verringert. Zudem wurde in Versuchszeiträumen starker Gasbildung die Intensität der Berieselung etwas verringert. Stetige Bedingungen und eine gleichmäßige hydrodynamische Belastung wurden aber kaum erreicht, so dass der Druckverlust mit diesen Maßnahmen nicht wesentlich vermindert und vergleichmäßigt werden konnte.

Lediglich beim Versuch vom 05.01.2007 traten nur sehr geringe Druckverluste auf (Abbildung 32). Da auf Grund der geringen Feuchte des Substrats bei diesem Versuch zeitweise keine bzw. nur sehr wenig freie Flüssigkeit vorlag, war die Flüssigkeitsbelastung der gasdurchströmten Schüttung sehr gering. Der gemessene Druckverlust war über die meiste Zeit des Versuchs unterhalb der Genauigkeit der Messung und stieg auf maximal 0,5kPa an.

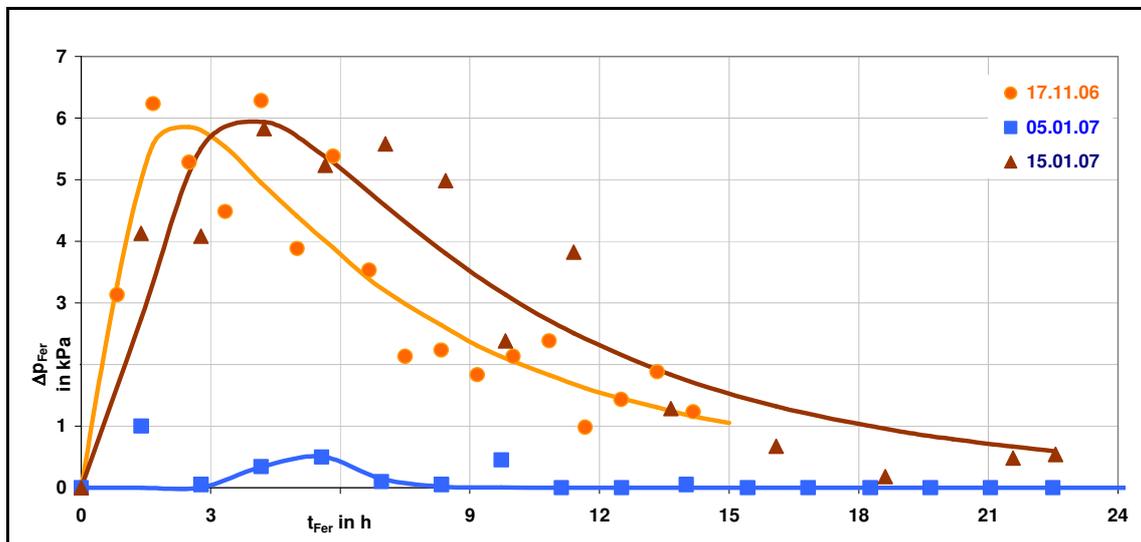


Abbildung 32: Verlauf des gemessenen Druckverlusts ausgewählter Festbettfermentationen
(Die eingezeichneten Kurven kennzeichnen einen an die Messwerte angepassten, idealisierten Verlauf des Druckverlusts ohne Berücksichtigung des schwankenden Gasdurchsatzes.)

Für die Realisierung der Feststofffermentation in größerem Maßstab sollte ein Gleichstrom der Gas- und Flüssigphase erfolgen. Da eine Beaufschlagung der Flüssigkeit nur von oben möglich ist, müsste der Gasstrom am Sumpf des Fermenters abgezogen werden. In diesem Fall muss eine geeignete Phasentrennung installiert werden. Ein solcher Umbau konnte in den eigenen Untersuchungen innerhalb des vorgegebenen Zeitrahmens nicht mehr realisiert und untersucht werden. Eventuell kann durch einen Gleichstrombetrieb auch die Schaumbildung verringert werden. Sollte dies nicht bzw. nicht im erforderlichen Maß der Fall sein, kann die Schaumbildung durch Zugabe von Antischaummitteln weiter vermindert werden. Durch die vergleichsweise geringen Mengen freier Flüssigkeit ist die einzusetzende Menge deutlich geringer als bei einer Lösungsfermentation.

3.2.4.5. Zuckerabbau

Der Umsatz des in den Rübenschnitzeln enthaltenen Zuckers erfolgte, abgesehen von einem Versuch, zu mehr als 99% (siehe Tabelle 10). Ein signifikanter Einfluss der Schnitzeldicke wurde nicht festgestellt. Zwar wurden bei den beiden Versuchen vom 19.12.06 und 05.01.07 für Schnitzel der Dicke 2,1mm die beiden niedrigsten Zuckerumsätze gemessen. Der Unterschied zu den Versuchen mit einer Schnitzeldicke von 1,4mm war jedoch zu gering, als dass er eindeutige Schlüsse zulässt bzw. war durch andere Parameter verursacht. Der geringe Saccharoseumsatz von 97,7% am 05.01.07 ist auf eine unvollständige Fermentation zurückzuführen. Auf Grund der geringen Anfangsfeuchte des Substrats von nur 72,7% verlief die Fermentation wesentlich langsamer und war zum Zeitpunkt des Versuchsabbruchs und der Probenahme noch nicht vollständig abgeschlossen.

Tabelle 10: Zuckerumsatz Δm_s und Verteilung des Restzuckers

Versuch	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
m_{RS_S} [g]	692.7	732.6	781.9	600.1	804,3	825.4	826,4	793,0	875,4
m_{FL_S}	[g]	0.4	0.8	0.2	0.6	-	0.6	0.2	0.9
	[%]	0.1	0.1	0.0	0.1	-	0.1	0.1	0.1
m_{FRS_S}	[g]	2.0	4.5	5.3	4.2	18.2	4.1	6.5	4.3
	[%]	0.3	0.6	0.7	0.7	2.3	0.5	0.8	0.5
Δm_s	[g]	690.3	727.3	776.5	595.3	786.1	821,6	786,3	870,1
	[%]	99.7	99.3	99.3	99.2	97.7	99.4	99.2	99.4

Der geringe Anteil nicht umgesetzten Restzuckers verblieb überwiegend in den fermentierten Schnitzeln. Dies ist hauptsächlich auf die viel größere Masse der fermentierten Schnitzel gegenüber der anfallenden freien Flüssigkeit zurückzuführen. Darüber hinaus führen der Umsatz des in Lösung außerhalb der Schnitzel befindlichen Zuckers sowie der Stofftransportwiderstand bei der Diffusion des Zuckers vom Inneren des Rübenschnittels an die Substratoberfläche zu einem etwas höheren Zuckergehalt innerhalb der fermentierten Schnitzel.

Zum Beispiel wurden bei der Analyse des Versuchs vom 08.02.07 Restzuckergehalte von $x_{Su_S}=0,13\%$ bzw. $x_{FRS_S}=0,19\%$ gemessen. Dies bedeutet unter Berücksichtigung der jeweiligen Massen $m_{Su}=175g$ bzw. $m_{FRS}=3409g$ eine Zuckerausbeute von 99,2%. Von den 6,7g Restzucker verblieben über 96% in den fermentierten Rübenschnitzeln. Die entsprechenden Werte der anderen Versuche sind Tabelle 10 zu entnehmen.

3.2.4.6. Ethanolausbeute

Für die Ermittlung der Ethanolausbeute müssen die Ethanolanteile aller Stoffströme berücksichtigt werden. Dies sind neben den fermentierten Schnitzeln und der Sumpfflüssigkeit auch das Kondensat sowie das Absorbat der Gaswäsche. Die Verteilung des Ethanols auf diese Stoffströme ergibt sich aus den Versuchsbedingungen, speziell den

Prozessparametern Druck und Temperatur sowie der Menge gebildeter Sumpfflüssigkeit. Die Menge der Sumpfflüssigkeit wird maßgeblich von der Substratfeuchte und der Menge des zugesetzten Inoculums beeinflusst. Darüber hinaus bewirken der Druck p_{Fer} und die Temperatur T_{Fer} als Parameter des Gas-Flüssigkeits-Gleichgewichts im Fermenter die Intensität der Ethanolabfuhr aus dem Fermenter in das Kondensat.

Tabelle 11: Ethanolausbeute α_E und deren Verteilung

Versuch	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
α_E [% _{th.}]	83,5	89,3	76,9	87,0	84,9	88,7	85,7	90,3	91,0
ferm. RS [%]	75,7	81,6	79,8	74,4	81,5	70,6	80,0	93,4	80,9
Sumpf [%]	16,9	17,6	3,8	12,5	0,0	10,9	13,1	5,7	18,5
Kondensat [%]	6,8	0,4	15,8	12,7	18,0	17,9	6,4	0,5	0,4
Absorbat [%]	0,52	0,45	0,55	0,44	0,49	0,64	0,51	0,41	0,27

Der größte Teil des Ethanols fand sich in den fermentierten Schnitzeln wieder. Es wurden Anteile zwischen 71% und 93% des insgesamt gebildeten Ethanols ermittelt (Tabelle 11). Dem gegenüber steht ein leichter zu gewinnender Anteil von 7-29% der fluiden Stoffströme. Dabei waren die Ethanolanteile von Absorbat und Kondensat für Versuche bei Normaldruck sehr gering, so dass sich nahezu der gesamte Rest des Ethanols im Sumpf befand.

Bei Vakuumversuchen verteilte sich das nicht in den Schnitzeln gebundene Ethanol entsprechend den herrschenden Prozessparametern sehr unterschiedlich auf den Sumpf und das Kondensat. Für Vakuumfermentationen bei etwa 10kPa wurden zwischen 13% und 18% über die Gasphase ausgetragen und dabei bereits aufkonzentriert. Die Druckerhöhung auf 20kPa beim Versuch vom 20.01.07 führte zu einem Ethanolanteil im Kondensat von nur noch 6,4%. Dieser Rückgang ist jedoch nicht allein auf den Druck zurückzuführen, da die Intensität des Ethanolaustrags auch von den Verläufen der Prozesstemperatur und der Ethanolkonzentration abhängt. Letztere wird wiederum durch den Zuckergehalt und die Feuchte wesentlich beeinflusst. Die einzelnen Werte sind Tabelle 11 zu entnehmen.

Die erzielten Ethanolausbeuten lagen in einem Bereich von 85% bis 93% des theoretischen Werts (Tabelle 11). Für den Versuch vom 27.11.06 wurde eine untypische Ethanolausbeute von nur 77% ermittelt. Da der Reaktionsverlauf keine Besonderheiten aufweist, wird die Ursache in einer Belastung durch Fremdkeime und der damit verbundenen Bildung anderer Fermentationsprodukte gesehen. Die bei diesem Versuch erfolgte Vorwärmung der Schnitzel bietet ein verstärktes Potenzial der Fremdkeimentwicklung und wurde in geringerem Maß auch bei den zuvor durchgeführten Versuchen beobachtet.

Bei diesen drei relevanten Versuchen vom November 2006 lagen die Ethanolausbeuten unabhängig vom Druck niedriger als bei vergleichbaren Versuchen ohne eine Vorbehandlung. Da ein vollständiger Zuckerumsatz gemessen wurde, ist die geringere Ethanolausbeute auf eine höhere Fremdkeimbelastung durch die einstündige Aufheizung der Schnitzel zurückzuführen. Infolge dessen wurde ein Teil des Zuckers zu anderen Produkten umgesetzt.

Berücksichtigt man nur die Versuche ohne Vorwärmung, so lag die durchschnittliche Ethanolausbeute bei etwa 87,3%. Der geringe, aber erkennbare Unterschied zwischen den Ethanolausbeuten der Vakuumfermentationen und der Normaldruckfermentationen wird auf den Eintrag von Umgebungsluft zurückgeführt. Durch den Sauerstoffeintrag wurde der Zuckerumsatz zur Biomasseneubildung erhöht. Dies wurde anhand der TS-Bilanz deutlich und bereits in Abschnitt 3.2.4.1 diskutiert.

Die erzielten Ethanolausbeuten liegen im Bereich bzw. etwas höher als bei *Morgan* und *Weiland* für Feststofffermentationen angegeben [MOR89, WEI90]. Dabei muss berücksichtigt werden, dass die niedrigere Ethanolausbeute von 86,5% bei *Weiland* für Versuche im gleichen Maßstab gilt, während die Ausbeute von 90% bei *Morgan* nur für aufwendige Laborflaschenexperimente mit sehr langen Fermentationszeiten von über 48h erzielt worden ist. Eine Gegenüberstellung der eigenen Versuche mit den Versuchen von *Morgan* und *Weiland* zeigt Abbildung 33. Dies enthält eine Darstellung der Bildungskurven der spezifischen (auf die Masse des Gesamtzuckers bezogene) Ethanolmasse sowie die Ethanolausbeute.

Ferner sind in dieser Abbildung 33 auch die Starttemperaturen der eigenen Versuche dargestellt. Ein Einfluss der Starttemperatur auf die Ethanolausbeute konnte im untersuchten Bereich nicht festgestellt werden. Demgegenüber ergab sich ein deutlicher Einfluss auf die Fermentationszeit. Dieser Zusammenhang wird im folgenden Abschnitt diskutiert.

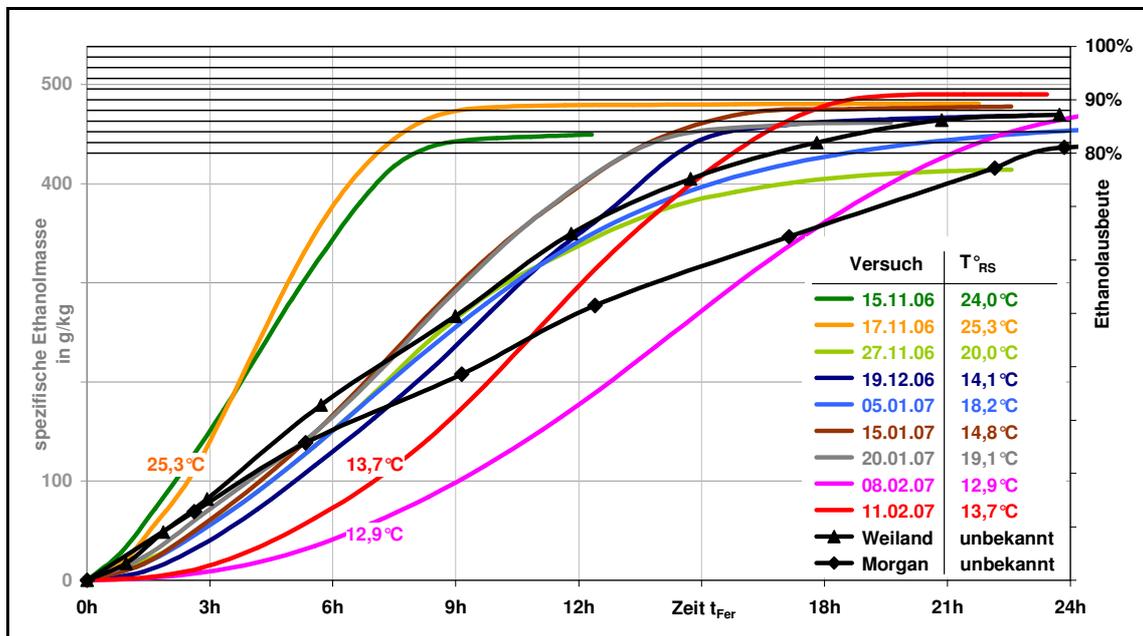


Abbildung 33: spezifischen Ethanolbildung und -ausbeute der eigenen Festbettfermentationen im Vergleich mit den Versuchen von *Morgan* und *Weiland* [MOR89, WEI90] (Die spezifische Ethanolmasse ist auf die Saccharosemasse bezogen. Die Ethanolausbeute bezieht sich auf den theoretisch möglichen Ethanolertrag, wobei 100% einer Ethanolbildung von 538g pro kg Saccharose entsprechen. Darüber hinaus aufgelistet sind die gemessenen Starttemperaturen T_{RS}° .)

3.2.4.7. Fermentationszeit

Die Fermentationszeiten sind aus den Verlaufskurven der Ethanolbildung in Abbildung 33 für die einzelnen Versuche grob ablesbar. Für einen weitergehenden quantitativen Vergleich der Fermentationszeiten wurde der Wert $t_{\text{Fer}99}$ aus der Regression der aufgezeichneten CO_2 -Summenkurven ermittelt. Er beschreibt die Zeit, nach welcher 99% des Kohlendioxids gebildet und damit auch näherungsweise 99% des Umsatzes der Fermentation erreicht wurden. Nachfolgend wird die vereinfachte Bezeichnung *Fermentationszeit* und das Symbol t_{Fer} an Stelle von $t_{\text{Fer}99}$ verwendet.

Es ergaben sich Fermentationszeiten in einem sehr weiten Bereich von etwa 9h bis ca. 22h, teilweise bis 27h. Eine wesentliche Einflussgröße ist die Temperatur. Sie beeinflusst direkt die Aktivität der wirkenden Enzyme und bestimmt damit die Geschwindigkeit der biochemischen Reaktionen. Prinzipiell führt eine höhere Temperatur (bis zu einer thermischen Schädigung der Hefe oberhalb von 35-40°C) zu einem schnelleren Umsatz des Zuckers. Zusätzlich wirken sich höhere Temperaturen positiv auf den Diffusionsprozess aus und schaffen somit die Voraussetzungen für die Verfügbarkeit des Zuckers. Die Auswertung der Versuche zeigte eine mit höherer Starttemperatur rasanter ansteigende Intensität der Fermentation. Dies ist aus den angegebenen Starttemperaturen und den Kurven in Abbildung 33 deutlich zu erkennen.

Für die Versuche vom 15.11.06 und 17.11.06 wurden sehr kurze Fermentationszeiten gemessen. Dies lag zum einen an den im Vergleich zu den anderen Versuchen sehr hohen Starttemperaturen. Darüber hinaus wurden diese Versuche nicht adiabatisch, sondern anfänglich bei einer Temperatur im Fermenterraum von $T_{\text{FR}}=35^\circ\text{C}$ gefahren. Dadurch ergab sich eine zügige Temperaturerhöhung der Schüttung in den für eine schnelle Umsetzung optimalen Bereich von 28-35°C. Die mittlere gewichtete Fermentationstemperatur dieser Versuche lag mit etwa 32°C bzw. 35°C deutlich über den Temperaturen anderer Versuche (Abbildung 26).

Die sehr langen Fermentationszeiten z.B. der Versuche vom 05.01.07 und 15.01.07 sind nur zum Teil durch niedrige Fermentationstemperaturen zu erklären. Als weitere Einflussgröße auf die Fermentationszeit wurde die Substratfeuchte bzw. der TS-Gehalt identifiziert.

Abbildung 34 zeigt die Fermentationszeit über den Trockensubstanzgehalt zu Beginn des jeweiligen Versuchs (TS°). Es ist zu erkennen, dass der TS° ebenfalls einen Einfluss auf die Fermentationszeit besitzt. Da er nicht losgelöst von den Parametern Fermentationstemperatur (T_{Fer}) und Hefekonzentration (B_{Hefe}) aufgezeigt werden kann, ist die frei eingezeichnete Linie nur als grobe Tendenz zu werten und stellt lediglich den qualitativen Einfluss dar. (Ein direkter Vergleich der Versuche vom 15.01.07 und 20.01.07 zeigt wiederum den Einfluss der Fermentationstemperatur. Bei gleichen Parametern führte eine um etwa drei Kelvin höhere Temperatur T_{Fer} zu einer Verringerung der Fermentationszeit von 28 auf 20 Stunden.)

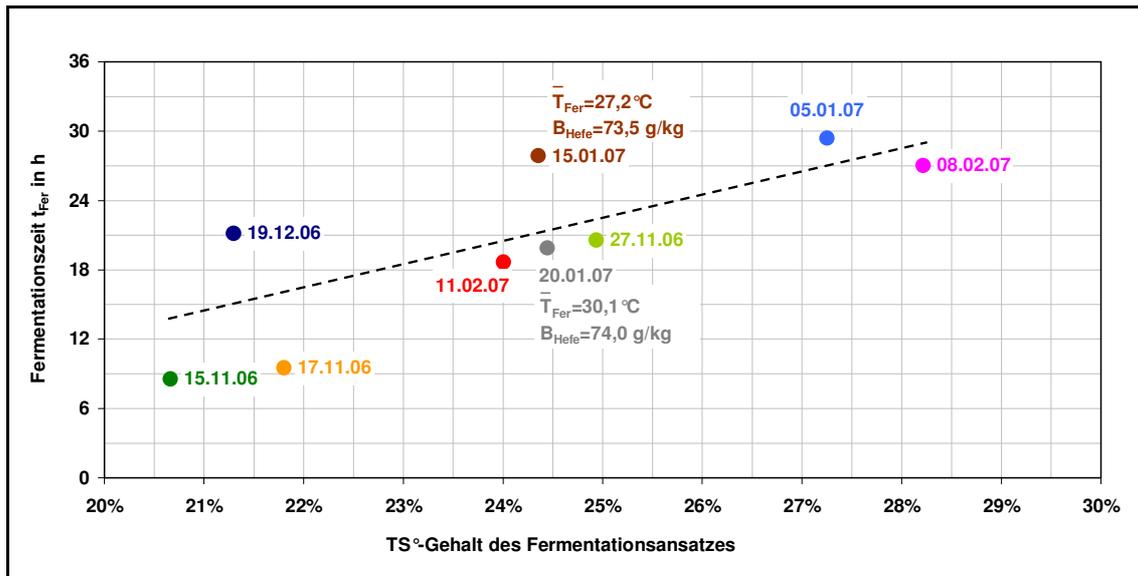


Abbildung 34: Einfluss des TS°-Gehalts auf die Fermentationszeit t_{Fer}

Die frei eingezeichnete gestrichelte Linie verdeutlicht den qualitativen Zusammenhang. Höhere TS°-Gehalte führten zu längeren Fermentationszeiten. Für die Versuche vom 15.01.07 und 20.01.07 sind die Parameter mittlere Fermentationstemperatur T_{Fer} und Hefebeladung B_{Hefe} angegeben.

Den Hauptteil der Trockensubstanz bildet zu Beginn der Fermentation die Saccharose. Deren Gehalt im Substrat hat ebenfalls einen Einfluss auf die Fermentationsgeschwindigkeit, da der Zucker im Verlauf der Fermentation zu Ethanol umgewandelt wird. Das Ethanol wirkt in höheren Konzentrationen als Zellgift und vermindert die Vitalität der Hefen. Demzufolge führen größere Zuckergehalte zu entsprechend höheren Ethanolkonzentrationen und in der Folge zu längeren Fermentationszeiten.

Der separate Einfluss des Zuckergehalts auf die Fermentationszeit konnte auf Grundlage der vorhandenen Datenbasis nicht direkt herausgestellt werden. Ebenso existiert bei der Vielzahl von Einflussfaktoren kein Versuchspaar, welches nur den Einfluss des Fermentationsdrucks oder der Hefekonzentration aufzeigt. Prinzipiell sollte die Absenkung des Drucks im Fermenter aber keinen direkten Einfluss auf die Fermentation nehmen. Indirekt ergeben sich jedoch zwei mögliche Einflüsse.

Zum einen fördert eine Druckabsenkung den Austrag von Ethanol mit der Gasphase durch Verdunstung. Dadurch steigt die Ethanolkonzentration im Verlauf der Fermentation weniger stark an als im Vergleich zur Normaldruckfermentation. Durch die Druckabsenkung wird der inhibitorische Effekt hoher Ethanolkonzentrationen abgeschwächt und schnellerer Umsatz des Zuckers möglich.

Andererseits führt der geringe Druck einer Vakuumfermentation während der gesamten Fermentation zu einer Verdunstungskühlung. Auch bei niedrigen Temperaturen und kleinen Ethanolkonzentrationen (zum Beispiel zu Beginn einer Fermentation) wird ein Teil der freiwerdenden Reaktionsenthalpie über die Gasphase abgeführt. Dies bewirkt eine im Vergleich zur Normaldruckfermentation langsamere Erwärmung der Schüttung. In dieser

Hinsicht wirkt eine Druckabsenkung verzögernd und steht damit konträr zum zuvor geschilderten Einfluss.

Eine höhere Hefekonzentration sollte prinzipiell zu kürzeren Fermentationszeiten führen. Da bei der Festbettfermentation jedoch eine vorherige Diffusion des Zuckers an die Schnitzeloberfläche nötig ist, muss eine höhere Hefekonzentration nicht zwangsläufig zu einer kürzeren Fermentationszeit führen. Tatsächlich konnte innerhalb der geringen Variationsbreite der Hefekonzentration bei den eigenen Versuchen kein positiver Effekt festgestellt werden.

Ebenso ließ sich kein wesentlicher Zusammenhang zwischen der Schnitzelgröße und der Fermentationszeit ableiten. Offensichtlich waren bei den beiden realisierten Schnitzeldicken die Einflüsse anderer Parameter auf die Fermentationszeit weitaus größer. Theoretisch müssten sich kleinere Schnitzel auf Grund des geringeren Diffusionswiderstands positiv auf den Zuckertransport auswirken und bei entsprechend schnellem Umsatz durch die Hefen zu einer kürzeren Fermentationszeit führen.

Für die Auslegung einer Festbettfermentation ist die Quantifizierung der Fermentationszeit von großer Bedeutung. Daher wurde versucht, die Fermentationszeit als eine Funktion wesentlicher Einflussgrößen zu beschreiben. In dieser Funktion sollten die beiden Prozessparameter Fermentationstemperatur und Fermentationsdruck sowie der Zuckergehalt enthalten sein. Durch Bezug auf einen jeweiligen Standard gehen die Temperatur (ϑ_{Fer}), der Druck (π_{Fer}) sowie der Saccharosegehalt (χ_{Fer}) in die Modellierung ein. Für die mathematische Beschreibung wurde ein Potenzansatz nach Gleichung [51] gewählt. Die Einflüsse der einzelnen Größen auf die Fermentationszeit t_{Fer} wurden durch eine Parameteranpassung der Exponenten a, b und c sowie des dimensionsbehafteten Faktors K an die experimentell ermittelte Fermentationszeit quantifiziert.

$$t_{\text{Fer}} = K \cdot \vartheta_{\text{Fer}}^a \cdot \pi_{\text{Fer}}^b \cdot \chi_{\text{Fer}}^c \quad [51]$$

Die dimensionslose Temperatur ϑ_{Fer} nach Gleichung [52] ist die Starttemperatur der Fermentation in °C bezogen auf 30°C. Diese Bezugstemperatur wurde gewählt, weil sie eine effiziente, mesophile Hefefermentation ermöglicht und sich die meisten wissenschaftlichen Betrachtungen auf diese Fermentationstemperatur beziehen. Die Starttemperatur T_{Fer}° ist als charakteristischer Prozessparameter gut geeignet, da sie im Vergleich zur mittleren Temperatur der Fermentation nicht von den übrigen Parametern der Fermentation und dem Prozessverlauf abhängt. Die Verwendung der Celsius temperaturen an Stelle der absoluten Kelvintemperaturen erhöht die Sensitivität der dimensionslosen Temperatur ϑ_{Fer} und wird der Tatsache gerecht, dass der untersuchte mesophile Fermentationsprozess nur innerhalb eines kleinen Temperaturbereichs von etwa 10°C bis 40°C abläuft. ϑ_{Fer} variiert bei den Versuchen zwischen 0,4 und 0,9. (Die Verwendung der Kelvintemperaturen führt nur zu einer geringen Veränderung im Bereich von 0,94 bis 0,98 mit einem entsprechend großen Exponenten a.)

$$\vartheta_{\text{Fer}} = \frac{T_{\text{Fer}}}{30^{\circ}\text{C}} \quad [52]$$

Der zweite Prozessparameter Druck geht entsprechend Gleichung [53] in dimensionsloser Form π_{Fer} in die Berechnungsgleichung der Fermentationszeit ein. Er wird aus dem Quotienten des Fermentationsdrucks p_{Fer} und des Umgebungsdrucks $p_U=101,3\text{kPa}$ gebildet. Durch diese Syntax variiert π_{Fer} in einem Bereich von etwa 0,1 bis 1.

$$\pi_{\text{Fer}} = \frac{p_{\text{Fer}}}{101,3\text{kPa}} \quad [53]$$

Schließlich wird mit dem dimensionslosen Saccharosegehalt χ_{Fer} die Zusammensetzung des Fermentationsansatzes vereinfachend in einer Größe zusammengefasst. χ_{Fer} wird nach Gleichung [54] aus dem Saccharosegehalt des Fermentationsansatzes (Rübenschnitzel und Inoculum) bezogen auf den Saccharosegehalt von 17,5% gebildet. Dieser Wert entspricht dem Zuckergehalt frischer Zuckerrüben und wurde auch in den vorangegangenen theoretischen Überlegungen zu Grunde gelegt. Diese Vorgehensweise bewirkt Werte des dimensionslosen Saccharosegehalts, die zwischen 0,8 und 1,2 liegen.

$$\chi_{\text{Fer}} = \frac{x_S}{17,5\%} \quad [54]$$

Mit dem dimensionslosen Saccharosegehalt als einzigem Stoffparameter in Gleichung [51] werden alle Einfluss des Substrats in dieser Größe abgebildet. Diese Vorgehensweise wurde gewählt, da eine Gleichung mit mehr angepassten Parametern bei der begrenzten Anzahl von Versuchen keine wesentliche Verbesserung der Aussagekraft herbeiführt. Zudem konnte die in Bezug auf die Fermentationszeit als wichtig erachtete Substratfeuchte durch ein nahezu konstantes Verhältnis von Saccharosegehalt und TS-Gehalt näherungsweise mit dem Saccharosegehalt abgebildet werden. (Der TS-Gehalt lag bei den Versuchen bei etwa 140% des Saccharosegehalts.)

$$t_{\text{Fer}} = 9,9\text{h} \cdot \vartheta_{\text{Fer}}^{-0,9} \cdot \pi_{\text{Fer}}^{-0,18} \cdot \chi_{\text{Fer}}^2 \quad [55]$$

Das Ergebnis der Parameteranpassung ist in Gleichung [55] dargestellt. Die dabei zugrunde gelegten experimentellen Daten sowie die Ergebnisse der Parameteranpassung sind im Anhang 6 detailliert für die einzelnen Versuche aufgeführt. Eine Gegenüberstellung der berechneten und gemessenen Fermentationszeiten zeigt Abbildung 35. Man erkennt die gute Beschreibung der gemessenen Zeiten durch die angepasste Exponentialgleichung. Bis auf die drei Versuche vom 15.11.06, 17.11.06 und 27.11.06 liegen alle berechneten Werte innerhalb eines Fehlerbands von $\pm 5\%$. Die Abweichungen der drei Versuche werden den besonderen

Prozessbedingungen zugeschrieben. Zum einen erfolgte bei diesen Versuchen vor dem Start der Fermentation eine Vorwärmung der Schnitzel. Effekte durch verstärkte Fremdkeimbildung können daher nicht ausgeschlossen werden. Sie sind im Einzelnen unbekannt und in der Berechnungsgleichung nicht enthalten. Zudem wurde bei diesen drei Versuchen die adiabate Fahrweise der Fermentation nicht realisiert. Der aufgetretene Wärmeübergang an bzw. von der Umgebung wird in der Berechnungsgleichung, die für eine adiabate Festbettfermentation aufgestellt wurde, nicht berücksichtigt.

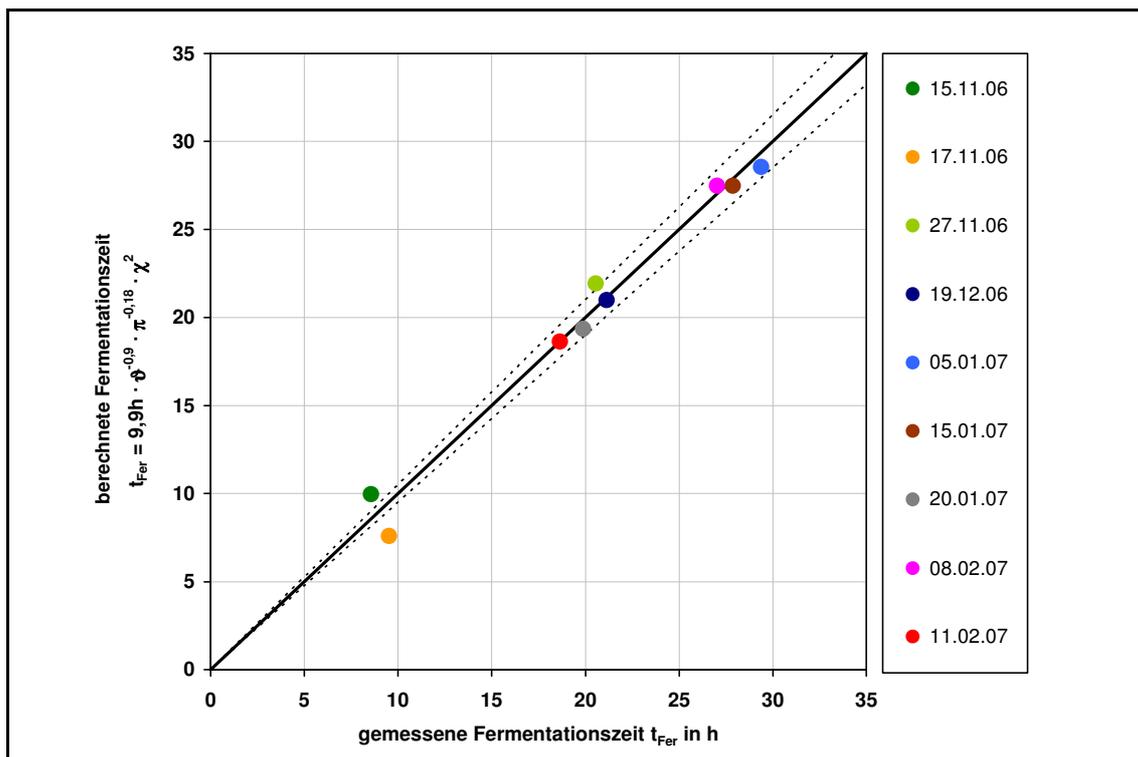


Abbildung 35: nach Gleichung [55] berechnete vs. gemessene Fermentationszeiten t_{Fer}
Die durchgezogene schwarze Linie kennzeichnet die Übereinstimmung.
Die gestrichelten Linien begrenzen den Fehlerbereich von $\pm 5\%$.

Wie man anhand des Exponenten $c=2$ in Gleichung [55] erkennt, beeinflusst der Zuckergehalt χ_{Fer} die Fermentationszeit am stärksten. Dabei ist zu berücksichtigen, dass mit χ_{Fer} sowohl der Saccharosegehalt direkt als auch der Trockensubstanzgehalt indirekt durch das nahezu konstante Verhältnis beider Größen ausgedrückt werden. Beide Größen bewirken durch ihre Zunahme eine Verlängerung der Fermentationszeit.

Die Temperatur ϑ_{Fer} besitzt erwartungsgemäß einen signifikanten Einfluss auf die Fermentationszeit. Der Exponent $a=-0,9$ bestätigt die Theorie einer Beschleunigung der Fermentation durch Steigerung der Starttemperatur.

Formal weniger von Bedeutung ist der Fermentationsdruck π_{Fer} . Er beeinflusst bei einem Exponenten $b=-0,18$ die Fermentationszeit nur gering. Die Wirkung ist derart, dass kleinere Drücke zu einer geringfügig längeren Fermentationszeit führen. Dabei ist jedoch zu berücksichtigen, dass eine Druckabsenkung für die Realisierung einer Festbettfermentation

von fundamentaler Bedeutung ist. Erst durch eine Druckabsenkung erfolgt bei der adiabaten Festbettfermentation eine ausreichende Wärmeabfuhr zur Einhaltung des für die Hefen lebenswichtigen Temperaturbereichs. Damit wird nur durch eine Druckabsenkung eine höhere Starttemperatur mit entsprechend deutlich kürzerer Fermentationszeit möglich.

3.2.4.8. Produktivität

Die Raum-Zeit-Ausbeute bzw. Produktivität Y_E kennzeichnet die volumenspezifische, auf die Zeit bezogene Ethanolbildung. Sie wird nach Gleichung [56] berechnet. Die Produktivität der Ethanolbildung Y_E ist ein Maß für die verfahrenstechnische Effektivität. Je mehr Ethanol pro Volumen- und Zeiteinheit produziert werden kann, desto größer ist die Produktivität der Fermentation bzw. des Verfahrens allgemein.

$$Y_E = \frac{m_E}{V_{\text{Sch}}^{\circ} \cdot t_{\text{Fer}}} \quad [56]$$

Bei den durchgeführten Festbettfermentationen lag die Produktivität der Ethanolbildung in einem Bereich von 1,4 bis 3,5g/(l·h). Sie ist in dem Maß von den Versuchsparametern abhängig, wie es die einzelnen Größen m_E , V_{Sch}° und t_{Fer} sind. Diese Größen sowie die Produktivität Y_E sind in Tabelle 12 für die einzelnen Versuche aufgelistet.

Tabelle 12: Produktivität Y_E und deren Faktoren

Versuch	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
m_E [g]	311,3	352,1	323,8	281,2	367,6	394,3	381,5	385,3	428,8
V_{Sch}° [l]	10,6	10,5	9,2	9,0	9,0	9,0	8,8	6,8	7,1
t_{Fer} [h]	8,6	9,5	20,6	21,1	29,4	27,9	19,9	27,0	18,6
Y_E [g/(l·h)]	3,4	3,5	1,7	1,5	1,4	1,6	2,2	2,1	3,2

Am stärksten beeinflusst wurde die Produktivität von der Fermentationszeit, da diese verglichen zur gebildeten Ethanolmasse m_E sowie des Volumens der Schüttung V_{Sch}° deutlich stärker variierte. Daher gelten für die Produktivitäten im Wesentlichen die gleichen Zusammenhänge wie für die Fermentationszeiten.

Darüber hinaus ergab sich ein Einfluss durch die Zusammensetzung der Rüben. Infolge der Lagerung und der allmählichen Austrocknung der Rüben stieg über den Versuchszeitraum der Zuckergehalt der Schnitzel an. Der höhere Zuckergehalt der Schnitzel wurde zwar durch Zugabe von zusätzlichem Wasser nahezu ausgeglichen. Das Volumen der Schüttung ergab sich jedoch aus den unbefeuchteten Schnitzeln, so dass pro Volumeneinheit mehr Zucker verfügbar war. Durch den höheren spezifischen Zuckergehalt war schließlich die Ethanolmenge pro Volumeneinheit und damit die Produktivität etwas größer.

Die ermittelte Produktivität für die Festbettfermentation liegt oberhalb der in der Literatur gefundenen Angaben. Aus den Ergebnissen der Arbeit von *Morgan* bzw. *Weiland* lassen sich

Produktivitäten für Feststofffermentationen von 0,7g/(l·h) respektive 1,8g/(l·h) abschätzen [MOR89, WEI90].)

Angaben zur Produktivität konventioneller Lösungsfermentationen gibt *Kosaric* [KOS02]. Für Lösungsfermentationen im Batch-Verfahren werden Produktivitäten von 1,8-2,5g/(l·h) erreicht, die durch Hefezellenrückführung etwas gesteigert werden können. Mit einfachen kontinuierlichen Fermentationsprozessen kann die Produktivität auf das Dreifache gesteigert werden. Bei kontinuierlichen Prozessen mit Heferückführung werden sogar Raum-Zeit-Ausbeuten bis zu 50g/(l·h) erreicht. Beim Vergleich dieser Produktivitäten ist allerdings zu berücksichtigen, dass sie sich nur auf den Teilprozess der Fermentation beziehen. Während bei den „produktiveren“ Lösungsfermentationen eine vorgeschaltete Saftgewinnung und eventuell auch Pasteurisierung notwendig ist, entfällt dies für die Feststofffermentation.

Ebenso wie bei der Lösungsfermentation ist eine Heferückführung und damit Erhöhung der Hefekonzentration im Fermenter durch das Abtrennen aus der flüssigen Phase (Sumpfflüssigkeit) durch Zentrifugieren vorstellbar. Dies würde erstens zu einer Einsparung an extern zuzuführender Hefe führen. Zweitens könnte die Fermentationszeit eventuell etwas verringert und in direkter Folge die Produktivität gesteigert werden. (Dies setzt eine entsprechend hohe Verfügbarkeit vergärbaren Zuckers durch eine hinreichend hohe Diffusion an die Schnitzeloberfläche voraus.)

Aus der theoretischen Analyse der experimentell gewonnenen Daten konnten für alle relevanten Größen Berechnungsgleichungen abgeleitet werden. Dadurch ist auch eine Berechnung der zu erwartenden Produktivität in Abhängigkeit der Prozessparameter möglich. Die Berechnungsgleichungen für die zu erwartende Ethanolmasse m_E , das benötigte Volumen des Festbetts V_{Sch}° sowie der benötigten Fermentationszeit t_{Fer} werden an dieser Stelle noch einmal kurz zusammengefasst:

Im Abschnitt 3.2.4.6 wurde die Ethanolausbeute der Festbettfermentation mit Hefen ausgewertet. Sie war von den Prozessparametern nur geringfügig abhängig und kann mit einem mittleren Wert von 90% der theoretischen Ausbeute angesetzt werden. Für die Vorausberechnung der Produktivität ist dies ausreichend, da die Produktivität weit stärker durch die Fermentationszeit beeinflusst wird. Die absolute Ethanolausbeute ist demzufolge aus der Kenntnis des Zuckergehalts der Schnitzel nach Gleichung [57] berechenbar.

$$m_E = m_{RS} \cdot x_{RS_S} \cdot 90\% \cdot 0,538 \quad [57]$$

Die Berechnungsvorschrift des Schüttungsvolumens resultiert aus den Betrachtungen zur Porosität eines Schnitzelfestbetts im Abschnitt 3.1.3.1. Aus der empirischen Gleichung [11] sowie Gleichung [12] ergibt sich das Schüttungsvolumen V_{Sch}° nach Gleichung [58]. L bezeichnet in dieser Gleichung die Schüttungshöhe in Metern.

$$V_{\text{Sch}}^{\circ} = \frac{1}{[1 - 0,536 \cdot (L + 0,007)^{-0,126}]} \cdot \frac{m_{\text{RS}}}{\rho_{\text{RS}}} \quad [58]$$

Die Berechnung der Fermentationszeit wurde im vorangegangenen Abschnitt 3.2.4.7 erarbeitet und kann nach Gleichung [55] erfolgen. Für die Berechnung sind der Zuckergehalt sowie die Prozessparameter Starttemperatur und Druck der Fermentation notwendig. Die Fermentationszeit t_{Fer} ist die Größe mit dem Haupteinfluss auf die Produktivität Y_E . Demzufolge führen die in Abschnitt 3.2.4.7 aufgeführten Bedingungen zur Verringerung der Fermentationszeit unmittelbar auch zur Erhöhung der Produktivität Y_E der Festbettfermentation.

4. Anlagenkonzept einer dezentralen Bioethanolproduktion

Vor dem Hintergrund des entwickelten Verfahrenskonzepts und der praktischen Versuche zur Festbettfermentation wurde ein Anlagenkonzept zur Bioethanolherstellung ausgearbeitet. Dieses Anlagenkonzept bezieht sich primär auf die Produktion von Bioethanol aus Zuckerrüben. Darüber hinaus sieht es die energetische Nutzung der Reststoffe durch Methanisierung und Verbrennung in einem BHKW vor.

Im Abschnitt 4.1 wird die Erarbeitung des Anlagenkonzepts vorgestellt. Dabei wird zunächst auf die Lagerung der Rohstoffe eingegangen. Schließlich wird für das beabsichtigte Anlagenkonzept eine geeignete Anlagenkapazität hergeleitet.

Im Abschnitt 4.2 wird die Grobauslegung der Anlage dargestellt. Dazu werden die einzelnen Teilanlagen bilanziert und wesentliche Apparate dimensioniert. Besonderes Augenmerk wird auf die Teilanlage Festbettfermentation als Kern des innovativen Konzepts gelegt. Auf Grund der energietechnischen Relevanz wird zudem die Ethanoltrennung ausführlicher betrachtet. Die Auslegung der Teilsysteme Rohstoffaufbereitung sowie Biogasanlage und BHKW erfolgt auf Grundlage vorliegender Literaturdaten.

Abschließend wird das entwickelte Anlagenkonzept betriebswirtschaftlich bewertet. Die Ergebnisse einer Kostenkalkulation sowie einer Sensitivitätsanalyse sind im Abschnitt 4.3 dargestellt.

4.1. Konzeptentwicklung

Dem Anlagenkonzept liegt die Vorstellung einer gekoppelten Verwertung zuckerhaltiger Rohstoffe zu Bioethanol und Biogas innerhalb dezentraler landwirtschaftlicher Strukturen zu Grunde. Ein wesentlicher Vorteil einer dezentralen Rohstoffverwertung wird in realisierbaren kleinen Stoffkreisläufen gesehen. Gerade zuckerhaltige Rohstoffe wie zum Beispiel die Zuckerrübe gehen mit einem hohen Wassergehalt einher. Daher ist eine Etablierung kleiner Stoffkreisläufe nicht nur aus ökologischen, sondern auch ökonomischen Gesichtspunkten erforderlich.

Die gekoppelte Produktion von Bioethanol und Biogas (sowie dessen Nutzung in einem BHKW) bietet die Möglichkeit einer stofflich-energetischen Verwertung der gesamten Pflanze. Dies führt zu einer sehr effizienten Verwertung des Rohstoffs zu Energieträgern bzw. Endenergie. Wie die Bilanzierung auf Basis der konventionellen Bioethanolproduktion gezeigt hat, kann durch die Verwertung der Reststoffe aus der Ethanolproduktion der Energiebedarf der gesamten Anlage gedeckt werden [SCH05a]. Dies gilt auch für die Ethanolproduktion durch eine Festbettfermentation.

Zusätzlich kann ein solcher Konversionsprozess im Hinblick auf eine zukünftige Zertifizierung von Biokraftstoffen Vorteile gegenüber konventionellen Bioethanolprozessen aufweisen. Eine solche Zertifizierung wurde in einem Strategiebeschluss Ende 2007 von der Bundesregierung und führenden Industrieverbänden angedacht [BMU07c]. Zwar wurden inzwischen einige Details dieser Strategie, wie die Erhöhung der Ethanolbeimischung zu Ottokraftstoff, wieder revidiert. Eine zukünftige Nachweispflicht über realisierte CO₂-Einsparungen von Biokraftstoffen durch den jeweiligen Biokraftstoffproduzenten wird aber voraussichtlich im Rahmen der Biomasse-Nachhaltigkeitsverordnung (BioNachV) umgesetzt [BMU07b]. Bei einer Eigenversorgung mit regenerativ erzeugter Prozessenergie muss die CO₂-Bilanz wesentlich besser ausfallen, als bei konventionell arbeitenden Produktionsverfahren auf Basis fossiler Energieträger.

Darüber hinaus kann ein solches Anlagenkonzept dem Erhalt ländlicher Erwerbsstrukturen dienen. Einerseits können durch einen Kampagnebetrieb landwirtschaftliche Arbeitskräfte im Winterhalbjahr gebunden werden. Andererseits bietet eine direkte Verwertung der Rohstoffe durch die Produktionsbetriebe zusätzliches Wertschöpfungspotenzial im ländlichen Raum.

4.1.1. Betrachtungen zur Rohstofflagerung

Auf Grund ihres hohen Ertragspotenzials (siehe Abschnitt 1.3) wird die Zuckerrübe als primärer Rohstoff des Verfahrens favorisiert. Nachteilig ist jedoch die vergleichsweise schlechte Lagerfähigkeit gegenüber der von Getreide. Zuckerrüben sind frostempfindlich und müssen daher vor dem Winter geerntet und innerhalb kurzer Zeit verarbeitet werden. Aus diesem Grund werden Zuckerrüben in der Rüben-Kampagne verarbeitet. Die Kampagnedauer ist von der Witterung und dem Ertrag abhängig. Sie beginnt in der Regel Mitte September und wird bis Ende Dezember abgeschlossen, so dass die Rübenernte eines Jahres innerhalb von etwa 90 Tagen verarbeitet wird. (Die Kampagne 2007/08 dauerte 98 Tage im Vergleich zu nur 81 Tagen im Vorjahr [WVZ08].) Während dieser Zeit wird lagerfähiger Dicksaft für eine ganzjährige Zucker- bzw. Ethanolproduktion hergestellt. Dies bedeutet, dass die Teilanlagen Rübenväsche, Extraktion und Eindampfung nur während der Kampagne betrieben werden.

Das beabsichtigte Konzept der Festbettfermentation vermeidet den Zwischenschritt der Herstellung von Dicksaft. Es sieht die direkte Verarbeitung der Rüben während der Kampagne vor. In dieser Produktionsphase werden das nahezu wasserfreie Produkt Bioethanol sowie Regenerationsalkohol aus dem Betrieb der Ethanolentwässerung hergestellt. Dieser Regenerationsalkohol ist sehr gut lagerfähig und kann auch nach der Kampagne zu verkaufsfähigem Bioethanol aufgearbeitet werden.

Um die zeitliche Auslastung der Fermentationsanlage zu steigern, sollte die Kampagnedauer so weit wie möglich ausgedehnt werden. Dies ist zum einen durch eine Optimierung und Ausweitung der Rübenlagerung vorstellbar. Zusätzlich kommt auch die Verwendung anderer Rübensorten in Betracht. Generell gilt, dass sich die Lagerfähigkeit mit sinkendem Trockensubstanzgehalt verbessert [BR076]. Der geringere Zuckergehalt der

Futterrüben begünstigt demnach die Lagerfähigkeit. Andererseits würden bei deren Verarbeitung die Anlagenleistung verringert und in Folge der geringeren Ethanolkonzentration der spezifische Prozessenergiebedarf erhöht werden. Eigene Fermentationsversuche von Futterrüben analog zu den in Abschnitt 3.2 beschriebenen Versuchen ergaben keine Unterschiede hinsichtlich der generellen Eignung bzw. der Qualität der Fermentationsreaktion im Vergleich zu Zuckerrüben.

Eine Herausforderung bei der Lagerung der Rüben ist die Minimierung der durch Zuckerverluste verursachten Ethanolmindererträge. Die Zuckerverluste der Lagerung können in direkte und indirekte Verluste unterteilt werden [KEN07]. Direkte Verluste meinen den Zuckerabbau durch Atmungsverluste. Indirekte Verluste hingegen beziehen sich auf die Anreicherung von Stoffwechselprodukten (z.B. Invertzucker, Aminosäuren) und entstehen erst bei der Fabrikation von Zucker durch höhere Melasseverluste. Für die Ethanolfermentation von gelagerten Rüben sind diese indirekten Verluste nicht relevant. Daraus lässt sich ableiten, dass eine Lagerung von Rüben für die spätere Ethanolproduktion mit geringeren Verlusten als für eine Zuckerproduktion einhergeht. Vor diesem Hintergrund sind die bisher üblichen Lagerungsmöglichkeiten und -strategien neu zu überdenken und mögliche Potenziale speziell für Ethanolrüben zu erschließen.

Generell sind die Verluste bei der Lagerung bzw. die Lagerleistung von drei wesentlichen Faktoren abhängig. Dies sind der physiologische Ausgangszustand der Rübe, die Erntebedingungen sowie die Lagerbedingungen. Eine fertig ausgereifte, gesunde Rübe verursacht die geringsten Verluste. Unreife Rüben haben durch eine Nachreifung zu Beginn der Lagerung höhere Atmungsverluste. Krankheiten und ein Mangel an bestimmten Spurenstoffen können die Atmungsverluste ebenfalls deutlich erhöhen [BRO76].

Bei der Ernte haben die Witterung und die Güte des Ernteverfahrens einen Einfluss auf die späteren Zuckerverluste. Feuchte Witterung führt zu höherem Erdanhang und damit schneller zu Fäulnisprozessen. Hohe Temperaturen verstärken diesen Effekt zusätzlich. Ebenso wirkt sich der Grad der mechanischen Beschädigungen stark auf die Zuckerverluste aus [KEN07]. Zum einen geht mit der Wundverkorkung ein Trockensubstanzverlust einher. Andererseits bieten die Verletzungen Angriffsmöglichkeiten für Schimmelbefall und Fäulnis. Der Zuckerverlust bei der späteren Lagerung vervierfacht sich im Vergleich zu unbeschädigten Rüben [KEN07]. Aus diesem Grund wäre zu prüfen, ob eine Ernte der Rüben ohne Köpfen oder zumindest mit einem höheren Schnitt möglich ist. Nach *Brouwer* beträgt der Zuckerverlust ungeköpfter Rüben nur etwa die Hälfte konventionell geernteter Rüben [BRO76]. Dem gegenüber haben *Steensen und Augustinussen* während einer Lagerung verschiedenartig geköpfter und entblätterter Rüben über einen Zeitraum von etwa fünf Wochen keinen signifikanten Unterschied festgestellt. Sie erwähnen aber einen Zuckermehrertrag ungeköpfter gegenüber konventionell geernteter Rüben von 3,8% [STE03]. In einer anderen Literaturstelle werden von *Jaggard* sogar Mehrerträge von bis zu 8% aufgeführt [JAG99].

Wichtigster Parameter bei der Lagerung der Rüben ist die Temperatur. Der optimale Bereich wird mit 0-5°C angegeben [ERD94]. Zwar können gefrorene Rüben problemlos und mit sehr geringen Zuckerverlusten gelagert werden. Nach dem Auftauen kommt es jedoch durch die Zellschädigungen rasch zu Fäulnis, so dass die Rüben direkt verarbeitet werden müssen [SCH02]. Höhere Temperaturen führen zu verstärktem Stoffwechsel und entsprechenden Atmungsverlusten. Bei 5°C und unbeschädigten Rüben betragen die täglichen Zuckerverluste ungefähr 0,01% des Zuckers [KEN07]. Dem gegenüber steigen sie bei 12°C auf etwa das Dreifache [ERD94] und liegen bei 20°C bereits bei knapp 0,1% [KEN07].

Um diese vielschichtigen Einflussfaktoren der Rübenlagerung besser zu beherrschen, haben *Kenter und Hoffmann* ein Lagerungsmanagement für Zuckerrüben vorgeschlagen [KEN07]. Ein solches Management wäre eine Voraussetzung für die Verlängerung der Lagerungszeiten im Rahmen einer Ausdehnung der Kampagne. Hauptgrundsatz muss dabei sein, die schlechtesten Rüben sofort oder zumindest zeitnah zu verarbeiten. Rüben sehr guter Qualität sollten direkt in spezielle Langzeitlager gelangen.

Für die Rübenlagerung haben sich nach *Erdeljan* folgende Methoden bewährt [ERD94]:

- ♥ Feld- bzw. Hofmieten
- ♥ Scheunen
- ♥ Rübenkeller
- ♥ Lagerhäuser

Diese Methoden unterscheiden sich stark hinsichtlich des benötigten Arbeitskräftebedarfs und der Investitionskosten. Mieten sind besonders gut für die Kurzzeitlagerung geeignet. Sie können bei einer geeigneten Abdeckung aber auch eine kostengünstige Alternative für eine längere Lagerungszeit sein. Probleme ergeben sich insbesondere bei zu warmer Witterung durch Wärmestau innerhalb der Rübenschüttung. Hier bietet eine Lagerung in Rübenscheunen oder -kellern bessere Möglichkeiten, da diese die direkte Sonneneinstrahlung abschirmen und so auch im Frühjahr noch für moderate Temperaturen sorgen. Lagerhäuser können durch entsprechende Technik ganzjährig optimale Lagerbedingungen schaffen, sind aber mit einem sehr hohen Investitions- und Energieaufwand verbunden.

Mit diesen Erkenntnissen wurde ein Lagerungskonzept für eine dezentral arbeitende Ethanolanlage entwickelt (Abbildung 36). Dieses Konzept sieht eine Kampagnedauer von etwa 180 Tagen vom 1. Oktober bis zum 31. März des darauf folgenden Jahres vor. Zu Beginn der Kampagne werden die Rüben direkt verarbeitet. Im November beginnt die Einlagerung der Zuckerrüben in Mieten, wobei Rüben von schlechterer Qualität direkt in die laufende Produktion gelangen. Im Dezember wird dann ein Großteil der geernteten Rüben in Scheunen für längere Zeit eingelagert. Diese werden erst zum Ende der Kampagne verarbeitet. Die maximale Lagerungszeit liegt damit bei drei Monaten. Im letzten Produktionsmonat März könnte die Verarbeitung eingelagerter, zuckerreicher Futterrüben (Gehaltsrüben) auf Grund geringerer Zuckerverluste als bei gelagerten Zuckerrüben sinnvoller sein.

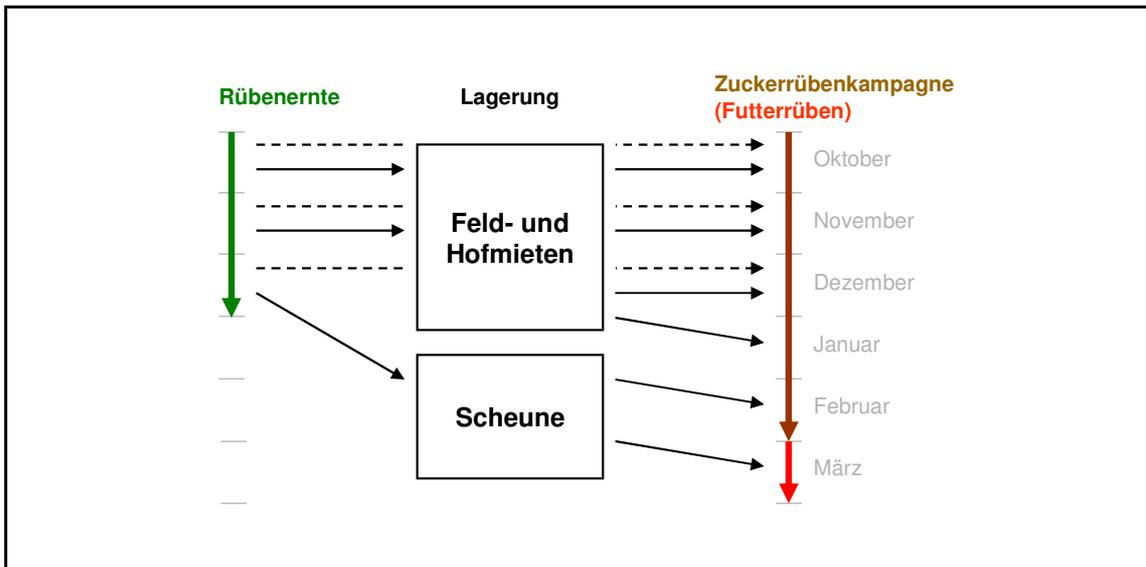


Abbildung 36: Lagerungskonzept einer 180-tägigen Rübenkampagne

Während der dreimonatigen Ernte werden Rüben guter Qualität eingelagert und im Verlauf der sechsmonatigen Kampagne verarbeitet (durchgezogene Pfeile). Die Rüben schlechter Qualität werden direkt dem Produktionsprozess zugeführt (gestrichelte Pfeile).

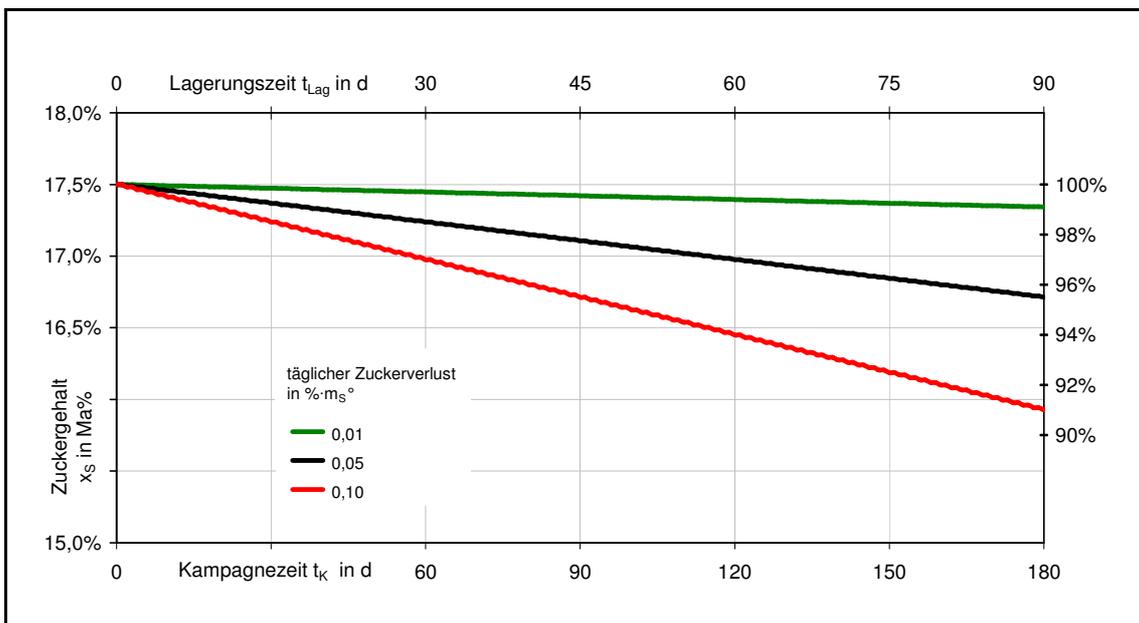


Abbildung 37: modellierter Zuckergehalt gelagerter Rüben über die Kampagne von 180 Tagen in Abhängigkeit des täglichen Zuckerverlusts

Das Diagramm zeigt für verschieden große, tägliche Verlustraten den Verlauf des Zuckergehalts der gelagerten Rüben als absoluten Zuckergehalt (links) bzw. relativ zum Ausgangswert (rechts). Die mittlere Lagerungszeit zum entsprechenden Zeitpunkt der Kampagne ist auf der sekundären Abszisse abgetragen.

Geht man von einer gleichförmig intensiven Ernte vom 1. Oktober bis zum 31. Dezember und konstanter Anlagenleistung über die Kampagne aus, so ergibt sich eine mittlere Lagerungszeit von 45 Tagen. Dies ist aus Abbildung 37 ersichtlich. In dieser Abbildung ist die Abnahme des Zuckergehalts gelagerter Rüben für verschieden große, tägliche Verlustraten dargestellt.

Für eine Lagerung wenig beschädigter gesunder Rüben unter guten Bedingungen kann ein mittlerer täglicher Lagerungsverlust von 0,05% der Zuckermasse angesetzt werden. Der Zuckergehalt der Rüben sinkt unter dieser Randbedingung im Verlauf der Lagerung von 17,5% bei frischen Rüben bis auf 16,7% bei eingelagerten und am letzten Tag der Kampagne verarbeiteten Rüben. (Die zuletzt verarbeiteten Rüben müssen für 90 Tage eingelagert werden.) Dies entspricht einer relativen Abnahme auf 95,4% des Ausgangszuckergehalts.

Der mittlere Zuckergehalt aller während der Kampagne verarbeiteten Rüben beträgt 17,1%. Dies bedeutet einen lagerungsbedingten Zuckerverlust von 2,25% des Zuckers frischer Rüben.

4.1.2. Anlagenkonzept

Das Anlagenkonzept besteht aus sechs Teilanlagen. Diese sind die Rohstoffaufbereitung, die Festbettfermentation, die Ethanoltrennung, die Biogasanlage, das Blockheizkraftwerk (BHKW) sowie das Lager. In Abbildung 38 ist das Konzept mit den wesentlichen Stoff- und Energieströmen dargestellt.

Die Teilanlage I – die Rohstoffaufbereitung – umfasst die mechanische Vorbehandlung der Rüben bis zum Eintritt in die Fermentation. Die Rüben müssen gereinigt und zu Rübenschnitzeln zerkleinert werden.

Die Festbettfermentation – Teilanlage II – umfasst alle Apparate zur Produktion einer ethanolhaltigen Maische. Zur Teilanlage II gehören die Festbettfermentation mit Heferückführung, die Verdichtung des Fermentationsgases sowie die mechanische Ethanolgewinnung aus den Rübenschnitzeln.

Die Gewinnung des Hauptprodukts Bioethanol aus der Maische erfolgt in der Teilanlage III – der Ethanoltrennung. Zunächst wird ein nahezu azeotropes Ethanol-Wasser-Gemisch produziert, welches in einer Absolutierung zu nahezu wasserfreiem Bioethanol aufgereinigt wird. Prozessbedingt entsteht ein ethanolhaltiger Regenerationsstrom, der gut lagerfähig ist. Dieser wird im Anschluss an die Rübenkampagne zu Bioethanol in der Teilanlage III aufbereitet.

Die ethanolfreien Stoffströme Lutterwasser und Schlempe werden in die Teilanlage I zum Waschen der Rüben bzw. in die Teilanlage II zum Extrahieren der Schnitzel eingesetzt. Dadurch entsteht ein anlageninterner Wasserkreislauf, so dass kein Frischwasser benötigt wird.

Die überschüssige Schlempe aus der Ethanoltrennung wird zusammen mit den Pressschnitzeln aus der Festbettfermentation und dem Waschwasser der Rübenreinigung in

die Biogasanlage geleitet. Diese bildet die Teilanlage IV des Anlagenkonzepts. Damit werden während der Kampagne alle Reststoffe der Bioethanolproduktion zu Biogas fermentiert. Der nach der Methanisierung anfallende Gärrest wird zwischengelagert und kann als Dünger auf die Ackerflächen ausgebracht werden. Dadurch wird ein geschlossener (Nähr-)Stoffkreislauf erreicht.

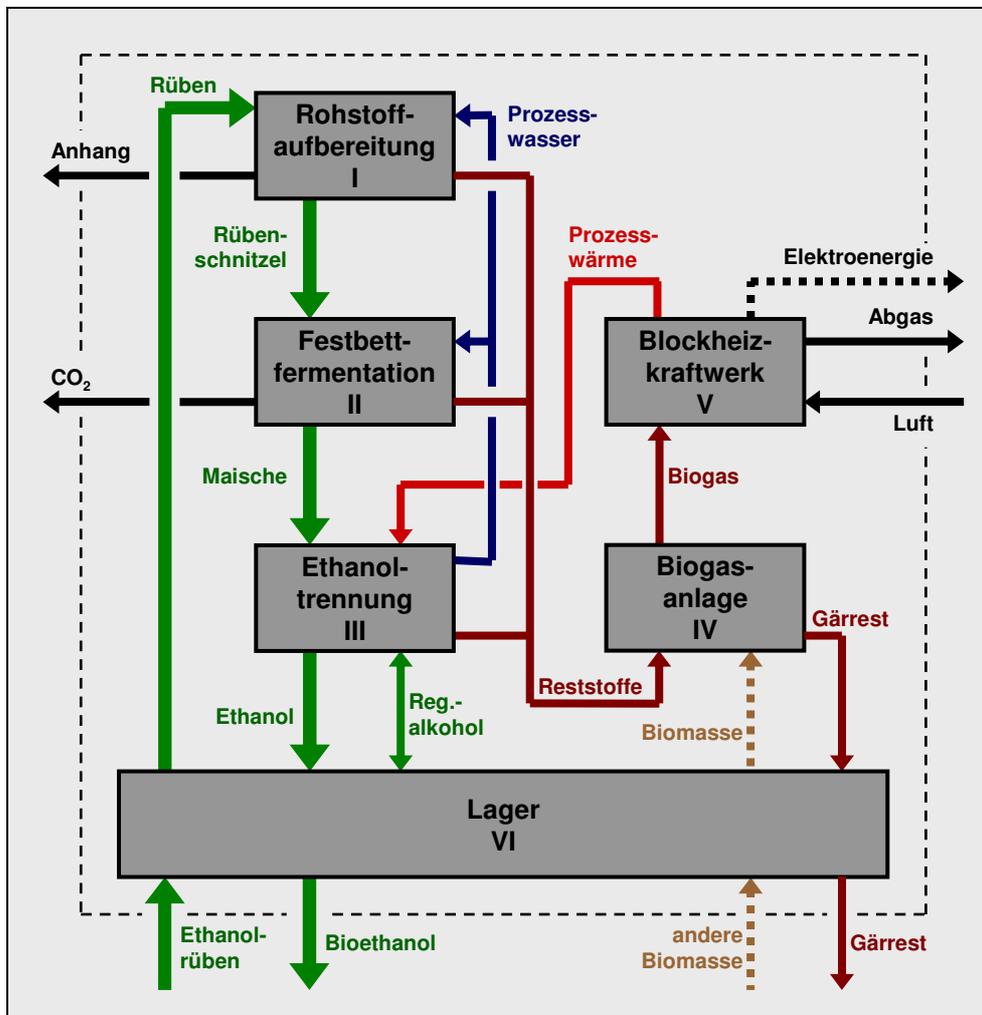


Abbildung 38: Anlagenkonzept zur Bioethanolherstellung aus Rüben

In einem BHKW – der Teilanlage V – wird das Biogas in Elektroenergie und Prozesswärme umgewandelt. Die Elektroenergie wird in das öffentliche Netz eingespeist und entsprechend vergütet. Die Prozesswärme steht für die Ethanolproduktion bzw. externe Anwendungen zur Verfügung.

Das Lager (Teilanlage VI) beinhaltet die Rübenlagerstätten, einen Tank zur Zwischenlagerung des Regenerationsalkohols sowie das Endlager für das absolutierte Ethanol. Zudem sind Lagerstätten für zusätzliche Biomasse sowie die Rückstände der Methangärung vorgesehen. Die Teilanlage V ist mehr als organisatorische denn als räumliche Einheit zu betrachten. Ein baulicher Zusammenhang der einzelnen Lager untereinander sowie mit der Produktionsanlage ist nur bedingt erforderlich. Eine externe Lagerung abseits der

Produktionsanlage kann unter Umständen wirtschaftlich sinnvoller sein. Jedoch ist für eine effektive Beschickung der Produktionsanlage eine unmittelbare Nähe zu den jeweiligen Teilanlagen von Vorteil. Für die Bilanzierung ist die Rübenlagerung von besonderer Bedeutung, da durch den allmählichen Zuckerabbau der Ausgangsstoff eine Veränderung erfährt und damit der Gesamtprozess beeinflusst wird (siehe Abschnitt 4.1.1). Bei allen anderen Stoffen (Ethanol, Rückstände etc.) wird Unveränderlichkeit unterstellt.

Die Teilanlagen I und II werden nur während der Kampagne betrieben. Die Teilanlage III wird auch nach der Rübenkampagne betrieben, um den zwischengelagerten Regenerationsalkohol zu Produktalkohol aufzuarbeiten. Die Biogasanlage und das BHKW können durch Verwertung zusätzlicher, gut lagerfähiger Biomasse ganzjährig genutzt werden.

4.1.3. Anlagenkapazität

Die Rübenanbaufläche betrug im Zuckerwirtschaftsjahr 2007/08 in Deutschland reichlich 390.000ha [WVZ08]. Pro Rübenbauer ergab sich damit eine durchschnittliche Anbaufläche von etwa 10ha. Allerdings gibt es eine regional sehr unterschiedliche Agrarstruktur. Die Agrarbetriebe in den neuen Bundesländern sind deutlich größer, so dass auch die jeweiligen Rübenanbauflächen wesentlich größer sind. In Sachsen-Anhalt, der Referenzregion für die weiteren Überlegungen, liegt die durchschnittliche Betriebsgröße zum Beispiel bei 242ha im Vergleich zu nur 45ha im Mittel über das gesamte Bundesgebiet [STA08A].

Zudem ist Sachsen-Anhalt der größte Zuckerrübenproduzent in Ostdeutschland. Dort wurden im Wirtschaftsjahr 2006/07 in 1.385 landwirtschaftlichen Betrieben auf 48.273ha Zuckerrüben angebaut [STA08B]. Dies ergibt eine durchschnittliche Rübenanbaufläche von etwa 35ha pro Betrieb. Da die Betriebsstrukturen divergieren und der Zuckerrübenanbau lokal sehr unterschiedlich ausgeprägt ist, existieren auch Betriebe (meist Agrargenossenschaften) mit deutlich größerer Rübenanbaufläche. Bei einer großen Agrargenossenschaft mit 4.000ha bewirtschafteter Ackerfläche und einem dem Durchschnitt entsprechenden Rübenanbau auf 5% der Fläche werden auf 200ha Zuckerrüben angebaut. Dies entspricht bei einem Hektarertrag von 60t einer Zuckerrübenproduktion von 12000t.

Vor diesem Hintergrund und unter Berücksichtigung einer Verarbeitungskampagne der Rüben von 180 Tagen wurde die Anlagengröße gewählt. Die Kapazität der Fermentationsanlage sieht eine Verarbeitung von 3t/h Rüben vor. Damit könnte eine solche Anlage zum Beispiel durch eine oder zwei große Agrargenossenschaften betrieben werden.

Für die Berechnung der Ethanolproduktion wurde ein Zuckergehalt von 17,5% angesetzt. Durch die Lagerung reduziert sich dieser auf durchschnittlich 17,1% (siehe Abschnitt 4.1.1). Ferner wird eine Ethanolausbeute von 90% des theoretischen Werts zu Grunde gelegt. Damit ergibt sich eine rechnerische Ethanolkapazität von 5900kg reinen Alkohols pro Tag. Da während der Kampagne der anfallende Regenerationsalkohol zwischengelagert wird, beträgt die tatsächlich produzierte Tagesmenge Produktalkohol etwa 4500kg bzw. 5,7m³. Der Regenerationsalkohol wird im Anschluss an die Kampagne aufgearbeitet, so dass die

Anlagenauslastung der Ethanoltrennung erhöht wird. Die jährliche Produktionskapazität der gesamten Anlage beträgt etwa 1400m³ Produktethanol.

Die Kapazität der angegliederten Biogasanlage ergibt sich aus zwei Überlegungen. Zunächst kann aus den zu verwertenden Reststoffen der Bioethanolanlage eine Mindestleistung errechnet werden. Danach sollte eine Einordnung dieser Leistung in die derzeit verfügbare Anlagentechnik sowie in die gesetzlich verankerte Vergütungsstruktur für die Stromeinspeisung erfolgen. Da eine Biogasanlage in den meisten Fällen zur Stromproduktion eingesetzt wird, erfolgt die Leistungsangabe als elektrische Leistung in Kilowatt.

Für die insgesamt anfallenden Reststoffe der täglichen Verarbeitung von 60t Rüben kann ein Energieinhalt von etwa 85GJ angesetzt werden [SCH05a]. Diese werden in der Methanisierung zu Biogas mit einem Energieinhalt von ca. 65GJ umgesetzt. Bei einem angenommenen elektrischen Wirkungsgrad des BHKW von $\eta_{el}=40\%$ werden daraus 26GJ Elektroenergie produziert. Für den oben genannten Anlagendurchsatz von 3t/h entspricht dies einer elektrischen Leistung von etwa 360kW.

Die durchschnittliche elektrische Leistung der in Deutschland Ende 2007 installierten ca. 3.750 Biogasanlagen betrug 330kW. Hingegen betrug die mittlere Anlagenleistung der in 2007 neu gebauten Anlagen etwa 500kW [LEN08]. Hauptgrund für diese Anlagenleistung ist die Art und Weise der Vergütung. Sie ist im *Gesetz für den Vorrang erneuerbarer Energien* (Erneuerbare-Energien-Gesetz, EEG) festgelegt [EEG0]. Demnach sind die Vergütungen für Stromeinspeisungen nach Leistungsklassen gestaffelt. Bisher wirtschaftlich am interessantesten waren Anlagen der Leistungsklasse 150-500kW. Deren Grundvergütung liegt bei 9,18Cent pro Kilowattstunde für im Jahr 2009 neu installierte Anlagen (500kW-5MW: 8,25Cent/kWh; >5MW: 7,79Cent/kWh).

Dem hier betrachteten Anlagenkonzept wird eine Biogasanlage mit einer elektrischen Leistung von 500kW zu Grunde gelegt. Diese betriebswirtschaftlich attraktive Anlagengröße bietet genügend Kapazität, die während der Rübenkampagne anfallenden Reststoffe zu verwerten. Zusätzlich werden landwirtschaftliche Reststoffe oder speziell angebaute Energiepflanzen des Agrarbetriebs verarbeitet, so dass eine ganzjährige Auslastung der Anlage gesichert ist. Im Rahmen der Bilanzierung werden die Aufwendungen für diese Anlage anteilig gemäß dem Energiegehalt der Reststoffe kalkuliert.

4.2. Auslegung der Produktionsanlage

Im folgenden Abschnitt werden die Masse- und Energiebilanzen der einzelnen Teilanlagen sowie teilweise die Dimensionierung wesentlicher Apparate vorgestellt. Die jeweiligen Bilanzen werden zur Wahrung der Übersicht nur für die Gesamtmassenströme sowie einige ausgewählte Komponenten dargestellt. Die Bilanzen gelten für den Kapagnebetrieb. Im

Abschnitt 4.2.6 werden die Ergebnisse zur Darstellung der Effizienz der gesamten Anlage zusammengeführt.

Für die Bilanzierung wurde eine mittlere Umgebungstemperatur von $T_U=10^\circ\text{C}$ und der Umgebungsdruck $p_U=101,3\text{kPa}$ festgelegt. Ferner wurde im Zusammenhang mit diesen Umgebungsbedingungen die Verfügbarkeit von Kühlwasser mit einer Vorlauftemperatur zwischen 10°C und 15°C unterstellt. Sollten nicht explizit andere Angaben gemacht sein, so handelt es sich bei den relativen Angaben um Masseprozent.

4.2.1. Rohstoffaufbereitung

Die Rohstoffaufbereitung besteht aus den Prozessschritten Rübenreinigung und Zerkleinerung sowie dem Rübentransport. Der Rübentransport vom Lager zur Produktion erfolgt mit Maschinen (Radlader). Diese kippen die Rüben in Schwemmrinnen, von denen aus sie mit Wasser durch die Teilanlage I transportiert werden. In der Rübenreinigung werden die Rüben vom Anhang getrennt. Es wird von anhaftenden Erd- und Pflanzenbestandteilen von etwa 9% ausgegangen, welche durch Wäscher und Abscheider nahezu vollständig beseitigt werden.

Für den innerbetrieblichen Transport sind bezogen auf die Rübenmasse etwa 650% und für die Reinigung 250% Wasser nötig. Das Wasser wird zu einem sehr großen Teil erneut genutzt, so dass nur 25% an Waschwasser bezogen auf die Rübenmasse zugeführt werden müssen [SCH02]. Dies sind etwa 740 Liter pro Stunde. Mit dem in der Teilanlage III anfallenden Prozesswasser steht ein Wasserstrom zur Verfügung, der gut für den Rübentransport und die Reinigung eingesetzt werden kann, so dass kein Frischwasser benötigt wird.

Durch den Kontakt mit dem Wasser treten Zuckerverluste von etwa 0,2% der Rübenmasse auf [SCH02]. Der Elektroenergiebedarf der Rübenreinigung beträgt etwa 2,2kWh/t Rüben [KAL97].

Die Zerkleinerung der Zuckerrüben zu Rübenschnitzeln erfolgt in Schneidmaschinen, wie sie in der Zuckerindustrie Standard sind. Diese Maschinen produzieren für die Festbettfermentation gut geeignete Rübenschnitzel von 3 bis 5mm Dicke. Dafür ist eine elektrische Leistung von 0,6kWh/t Rüben nötig [KAL97]. Die zugeführte elektrische Leistung soll im betrachteten Prozess vollständig zu Umgebungswärme dissipiert werden.

Damit ergibt sich für die Teilanlage I die in Abbildung 39 vereinfacht dargestellte Bilanz. Die stündlich eintretende Masse gelagerter Rüben wurde unter Berücksichtigung der mittleren Lagerungsverluste von ursprünglich 3t frischen Rüben berechnet (siehe Abschnitt 4.1.1). Der Elektroenergiebedarf summiert sich zu einer Leistung von insgesamt 8,3kW in der Teilanlage I.

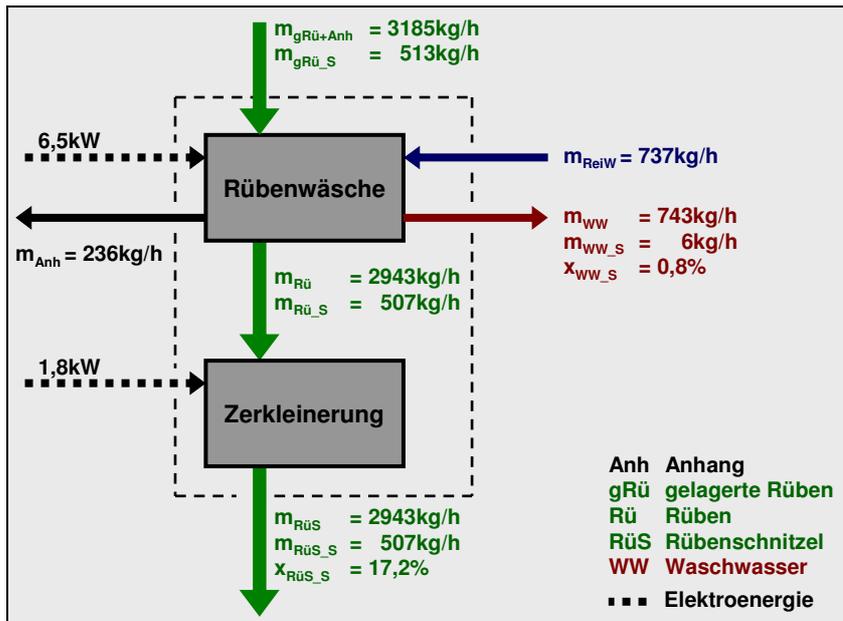


Abbildung 39: Stoff- und Energieströme i der Teilanlage I

4.2.2. Festbettfermentation

Sowohl bei den Untersuchungen zur Hydrodynamik von Schnitzelschüttungen, als auch bei den späteren Fermentationsversuchen wurde festgestellt, dass eine kontinuierliche Gegenstromführung von Gas- und Flüssigphase nicht bzw. nur für sehr geringe Gas- und Flüssigkeitsbelastungen möglich war. Zudem wurde bei der Fermentation eine signifikante Abnahme der Porosität der Schnitzelschüttung beobachtet, welche die Bedingungen einer im Gegenstrom geführten Zweiphasenströmung weiter verschlechtert. Mit diesen Kenntnissen muss von dem in Abschnitt 2.2.3 erarbeiteten Konzept einer Schnitzeldestillation Abstand genommen werden. Die geringe Porosität des vergorenen Substrats zusammen mit den für eine effektive Trennung erforderlichen Gas- und Flüssigkeitsbelastungen würden einen kontinuierlichen Gegenstrom der fluiden Phasen und damit eine effektive Stofftrennung nicht zulassen. Im Weiteren wird demzufolge nur die mechanische Ethanolgewinnung nach *Prozess 1* verfolgt (siehe auch Abschnitt 2.4).

Die mechanische Ethanoltrennung zur Gewinnung einer ethanolhaltigen Maische wird jedoch nicht separat, sondern zusammen mit der Festbettfermentation entwickelt und bilanziert. Dies ist notwendig, da durch zurückgeführte Stoffströme von der mechanischen Trennung auch die Bilanz der Fermentation beeinflusst wird. Für die Bilanzierung wurden die gewonnenen Daten der eigenen Fermentationsversuche sowie die aus der Literatur entnommenen Angaben zum Abpressen ethanolhaltiger Schnitzel verwendet (siehe Abschnitt 2.2.2).

4.2.2.1. Masse- und Energiebilanz

Das Konzept der Festbettfermentation ist der Abbildung 40 zu entnehmen. Die im Teilsystem I produzierten Rübenschnitzel gelangen zunächst in den Vorwärmer. In diesem Behälter werden die Schnitzel vom auf Umgebungsdruck verdichteten Fermentationsgas durchströmt. Dabei wird ein wesentlicher Teil der in der Verdichtung aufgebrauchten Arbeit auf die Rübenschnitzel übertragen und diese erwärmt. Zudem kondensieren Wasser und Ethanol bei der Abkühlung des Gases an den Rübenschnitzeln, so dass im Fermentationsgas enthaltenes Ethanol in den Prozess zurückgeführt wird. (Vereinfachend wurde von einer vollständigen Kondensation des Ethanols aus dem Fermentationsgas ausgegangen, das schließlich nur mit Wasserdampf gesättigt, abgekühlt aus dem Fermentationsgas austritt.) Die Rübenschnitzel werden im Vorwärmer von Umgebungstemperatur auf 20°C erwärmt. Sie werden mit einer Schnecke über eine Zelleradschleuse in den Festbettfermenter gefahren.

Im Fermenter herrscht ein absoluter Druck von $p_{\text{Fer}}=14\text{kPa}$. Dadurch wird gewährleistet, dass mit dem entstehenden Fermentationsgas gerade soviel Energie in Form von Verdampfungsenthalpie abgeführt wird, wie durch die Reaktionsenthalpie der Fermentation freigesetzt wird. Als Parameter der Fermentation wurde ein Zuckerumsatz von 99,5% angesetzt. Das Zielprodukt Ethanol als auch das Kohlendioxid werden mit einer Ausbeute von 90% des theoretischen Werts gebildet. Die Hefeneubildung wird in Anlehnung an die eigenen Versuche sowie an Literaturangaben mit 3% des umgesetzten Zuckers veranschlagt.

Der Druck p_{Fer} wird durch die permanente Verdichtung und Abfuhr des Fermentationsgases konstant gehalten. Bevor das Fermentationsgas verdichtet wird, durchströmt es einen Kondensator und wird von $T_{\text{Fer}}=35^\circ\text{C}$ (festgelegte mittlere Fermentationstemperatur) auf 15°C abgekühlt. Dabei findet eine Teilkondensation des enthaltenen Wasser- und Ethanoldampfs statt. Dieses Kondensat wird mit dem Flüssigkeitsstrom aus der mechanischen Ethanoltrennung zur Maische vereint.

Durch die Abkühlung und Teilkondensation des Fermentationsgases werden der Volumenstrom und damit der Verdichtungsaufwand wesentlich verringert. Für die Verdichtung des gekühlten Fermentationsgases von p_{Fer} auf p_{U} (Vernachlässigung des Druckverlusts im Vorwärmer) wurde ein Elektroenergiebedarf von 16,7kW ermittelt. Das Fermentationsgas wird bei der Verdichtung auf 186°C erwärmt. Die entsprechende Enthalpie des Gases wird beim Passieren des Vorwärmers fast vollständig auf die Rübenschnitzel übertragen (siehe oben).

Im Festbettfermenter findet nach dem Besprühen der Schnitzelschüttung mit rückgeführtem, hefehaltigem Inoculum die Umsetzung des Zuckers zu Ethanol statt. Die benötigte Fermentationszeit beträgt nach Gleichung [55] etwa 16 Stunden. Entsprechend den Ergebnissen der eigenen Fermentationsversuche werden nach dieser Zeit nahezu zuckerfreie Rübenschnitzel mit einem TS-Gehalt von 9% erhalten. Die anfallende Menge Sumpfflüssigkeit ergibt sich aus der Bilanz. Der berechnete Wert ist etwas höher als in den durchgeführten Fermentationsversuchen, da die TS-Gehalte der frischen Rübenschnitzel

sowie des zurückgeführten Inoculum im Vergleich zu den eigenen Versuchen etwas geringer sind. Der Ethanolgehalt der Sumpfflüssigkeit ist mit 10,2% etwas höher als in der flüssigen Phase der fermentierten Schnitzel. Bezug nehmend auf die eigenen Versuche wurde ein um zehn Prozent höherer Ethanolgehalt in der Sumpfflüssigkeit gegenüber dem Gehalt in den Schnitzeln angesetzt.

Die fermentierten Schnitzel werden in einer Schnitzelpresse in Teilströme unterschiedlichen TS-Gehalts getrennt. Dabei wird vereinfachend von einer homogenen Verteilung des Ethanols ausgegangen. (Im realen Fall wird das Ethanol auf Grund seiner Entstehung an der Oberfläche der Schnitzel tendenziell leichter zugänglich sein als bei einer Verteilung im homogenen Flüssigkeitsgemisch.) Damit ergibt sich in den flüssigen Phasen jeweils die gleiche Ethanolkonzentration. Die abgepresste Flüssigkeit (Primärsaft) soll jeweils 85% der Hefe und des in den Schnitzeln gebundenen Ethanols enthalten. In den bis auf einen TS-Gehalt von 35% abgepressten Schnitzeln (Primärschnitzel) verbleiben die geringen Mengen Restzuckers sowie der überwiegende Teil der Nichtzuckerstoffe.

Um das in den Primärschnitzeln enthaltene Ethanol zu gewinnen, werden diese mit rückgeführtem Prozesswasser (Spülwasser; 15% bezogen auf die Masse fermentierter Schnitzel) aus der thermischen Ethanoltrennung vermischt. Durch stattfindende Diffusionsprozesse kann in einem zweiten Pressvorgang bis auf einen TS-Gehalt von 35% noch einmal ein ethanolhaltiger Flüssigkeitsstrom (Sekundärsaft) gewonnen werden. Dessen Ethanolgehalt liegt bei ca. 4,5%. Die wiederholt abgepressten Schnitzel (Sekundärschnitzel) enthalten dann jedoch immer noch Restmengen Ethanol. Wollte man diesen Anteil weiter verringern, müsste die Menge Spülwasser erhöht oder das Ethanol thermisch ausgetrieben werden. Der Energiebedarf der Schnitzelpressen wurde nach Angaben eines Herstellers zu je 1,3kW berechnet [FLO08].

Der in der ersten Schnitzelpresse gewonnene Primärsaft wird zusammen mit der Sumpfflüssigkeit zur Rückgewinnung der Hefen zentrifugiert. In der Zentrifuge wird eine Hefesuspension mit einem TS-Gehalt von 8% erzeugt. Sollte eine derartige Aufkonzentrierung nicht erreicht werden, würden sich die absolute Menge zurückzuführenden Inoculums und damit der Flüssigkeitsinhalt im Fermenter erhöhen. Für das Zentrifugieren wird eine Abtrennung von jeweils 75% der Hefemenge sowie der Nichtzuckerstoffe mit der gewonnenen Suspension bilanziert. Der Energiebedarf wird mit 2,6kW angesetzt [FLO08].

Der Klarlauf aus der Zentrifuge, der Sekundärsaft der zweiten Schnitzelpresse sowie das Kondensat des Fermentationsgases bilden zusammen die Maische. Sie enthält das später durch thermisches Trennen gewinnbare Ethanol. Aus dem zugeführten Massenstrom an Rübenschnitzeln von 2943kg/h ergibt sich ein Maischestrom von 2539kg/h. Der Ethanolgehalt der Maische beträgt 9,3%. Die einzelnen Massenströme sowie weitere charakteristische Größen der Massen- und Energiebilanz sind im vereinfachten Fließbild des Teilsystems III in Abbildung 40 dargestellt.

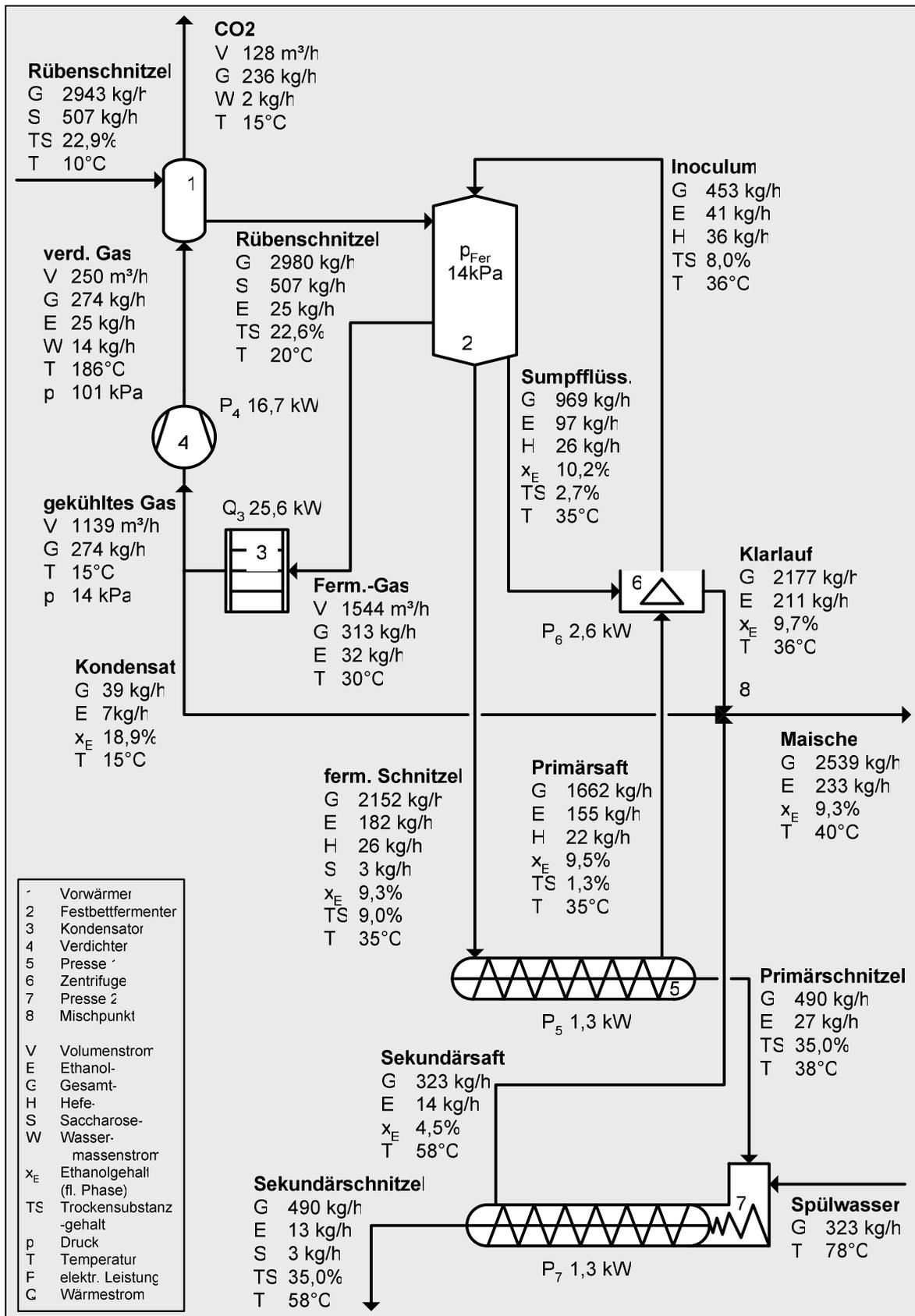


Abbildung 40: vereinfachtes Fließbild der Festbettfermentation mit mechanischer Ethanolgewinnung mit Angaben zur Masse- und Energiebilanz

Für die berechnete Zusammensetzung der Rübenschnitzel am Eintritt mit einem Zuckergehalt von 17,2% könnten theoretisch 273kg/h gebildet werden. Die auftretenden Verluste einer realen Fermentation führen zu einer geringeren Ausbeute von 246kg/h. Durch das Inoculum und die Kondensation von Ethanol im Vorwärmer werden insgesamt 66kg/h Ethanol im Kreis gefahren. Das gebildete und rückgeführte Ethanol teilt sich schließlich wieder auf die Massenströme Fermentationsgas (10%), Sumpfflüssigkeit (31%) und fermentierte Schnitzel (59%) auf. Das in den Schnitzeln enthaltene Ethanol wird durch das zweimalige Abpressen zu 93% in flüssiger Phase gewonnen. Etwa 13kg/h Ethanol und damit etwa 5% des gebildeten Ethanols gehen mit den Sekundärschnitzeln für die weitere Gewinnung verloren. Damit sinkt die Gesamtausbeute der Fermentation und Ethanoltrennung auf 85%.

Die Rückgewinnung der Hefe erfolgt auf Basis oben genannter Annahmen zu knapp 70%. Dadurch stellt sich im Fermenter eine Hefekonzentration von etwa 11g pro kg Substrat ein. Diese Konzentration liegt sowohl im Bereich der Empfehlungen in der Literatur als auch der durchgeführten Versuche.

4.2.2.2. Dimensionierung der Apparate

Bei der Dimensionierung werden der Vorwärmer und der Festbettfermenter betrachtet.

Der Vorwärmer ist ein direkter Wärmeübertrager, bei dem das verdichtete, warme Gas in Kontakt mit den Rübenschnitzeln steht. Als Wärmeübertragungsfläche kann die Schnitzeloberfläche angesehen werden. Da die spezifische Schnitzeloberfläche relativ groß ist, stellt der Wärmeübergang vom Gas an die Schnitzel nicht das entscheidende Kriterium für die Apparategröße dar. (Eine Abschätzung ergab eine benötigte Fläche von $A_1 \approx 10\text{m}^2$, welche allein durch nur ca. 10kg Rübenschnitzel bereitgestellt wird.)

Entscheidendes Kriterium soll die Pufferung von Schwankungen der Förderaggregate sein. Ein Puffer von 10min bedeutet eine Rübenmasse von etwa 500kg. Dies entspricht unter Verwendung der in Tabelle 6 angegebenen Dichte und einer Porosität von $\varepsilon=50\%$ einem Apparatvolumen von etwa $V_1=1\text{m}^3$. Es wird ein Behälter mit den Abmessungen $D_1=900\text{mm}$ und $H_1=3\text{m}$ gewählt, wobei die mittlere Höhe der Schnitzelschüttung 1,5m betragen soll. Die Strömungsgeschwindigkeit des Gases durch den mit Schnitzeln gefüllten Apparat beträgt 0,14m/s. Der trockene Druckverlust ergibt sich nach Abschnitt 3.1.3.2 zu $\Delta p_1=130\text{Pa}$.

Die Abmessungen des Fermenters ergeben sich aus der nach Gleichung [55] berechneten Fermentationszeit von 16h. Damit wird ein Fermentervolumen von etwa $V_2=90\text{m}^3$ benötigt. Dieses Volumen kann großzügig gerechnet durch einen Apparat mit einem Durchmesser von $D_2=3\text{m}$ und einer Länge von $L_2=15\text{m}$ bereitgestellt werden. Der Apparat wird, als Schrägröhr installiert, am oberen Ende mit den frischen Schnitzeln und dem Inoculum beaufschlagt (siehe Abbildung 41). Diese rutschen während des Fermentationsprozesses langsam zum unteren Ende des Fermenters. Vom Sumpf fördert eine Schnecke die fermentierten Schnitzel zur mechanischen Trennung. Dabei muss innerhalb der Schnecke eine hinreichende Verdichtung

der Schnitzelmasse realisiert werden, so dass der Unterdruck im Fermenter nicht durch im Gegenstrom eintretende Gase beeinträchtigt wird. Die anfallende Sumpfflüssigkeit wird mit einer Pumpe abgezogen. Über den Fermenter verteilt sollten sich mehrere Stützen befinden, um den Weg des Gases durch die Schüttung möglichst kurz und den Druckverlust entsprechend klein zu halten. Zum Beispiel könnten sich die Stützen etwa alle zwei Meter seitlich, entlang des Fermenters befinden. Bei jeweils sieben Anschlüssen auf jeder Seite des Fermenters wären bei allgemein üblichen Gasgeschwindigkeiten von maximal 20m/s DN50-Leitungen zu installieren. Diese werden beidseitig zu je einer DN100-Leitung zusammengeführt und schließlich als DN150-Leitung zum Verdichter geführt.

Die Wandstärke des Fermenters muss für den herrschenden Betriebsdruck ausgelegt werden. Eine Abschätzung wurde nach einschlägiger Fachliteratur vorgenommen [BEI01]. Die Mindestwanddicke (berechnet für plastisches Verformen) beträgt $s_{2min}=10\text{mm}$. Für eine zusätzliche Sicherheit sollte eine Wandstärke $s_2=12\text{mm}$ realisiert werden.

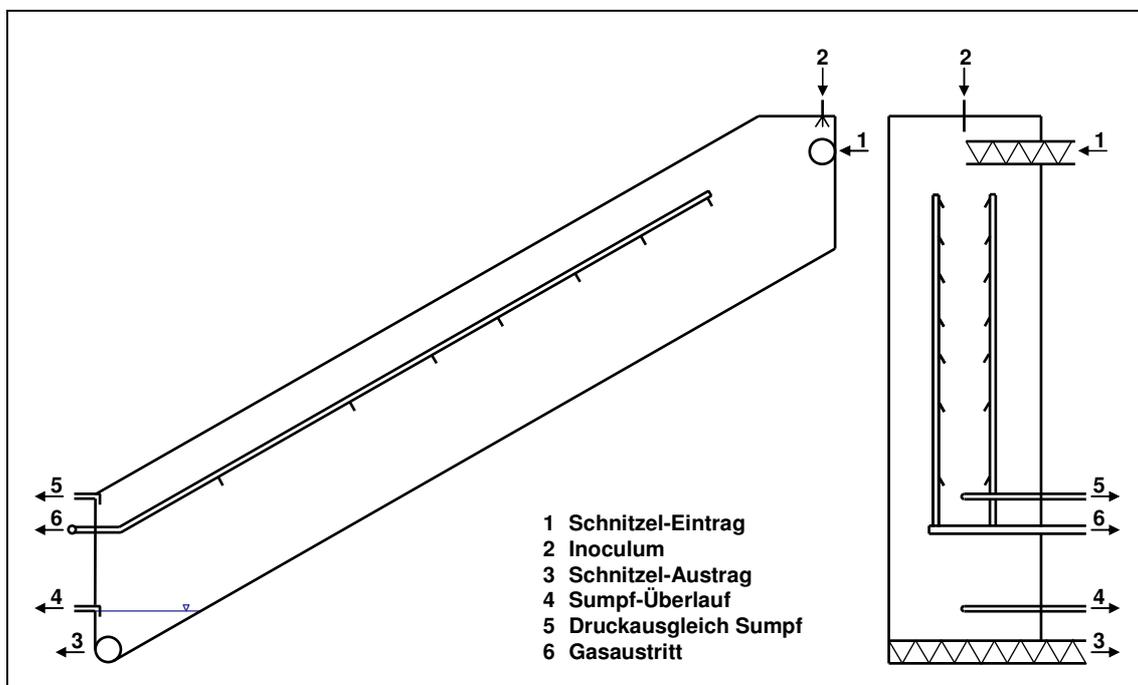


Abbildung 41: Prinzipskizze des Festbettfermenters

4.2.3. Ethanoltrennung

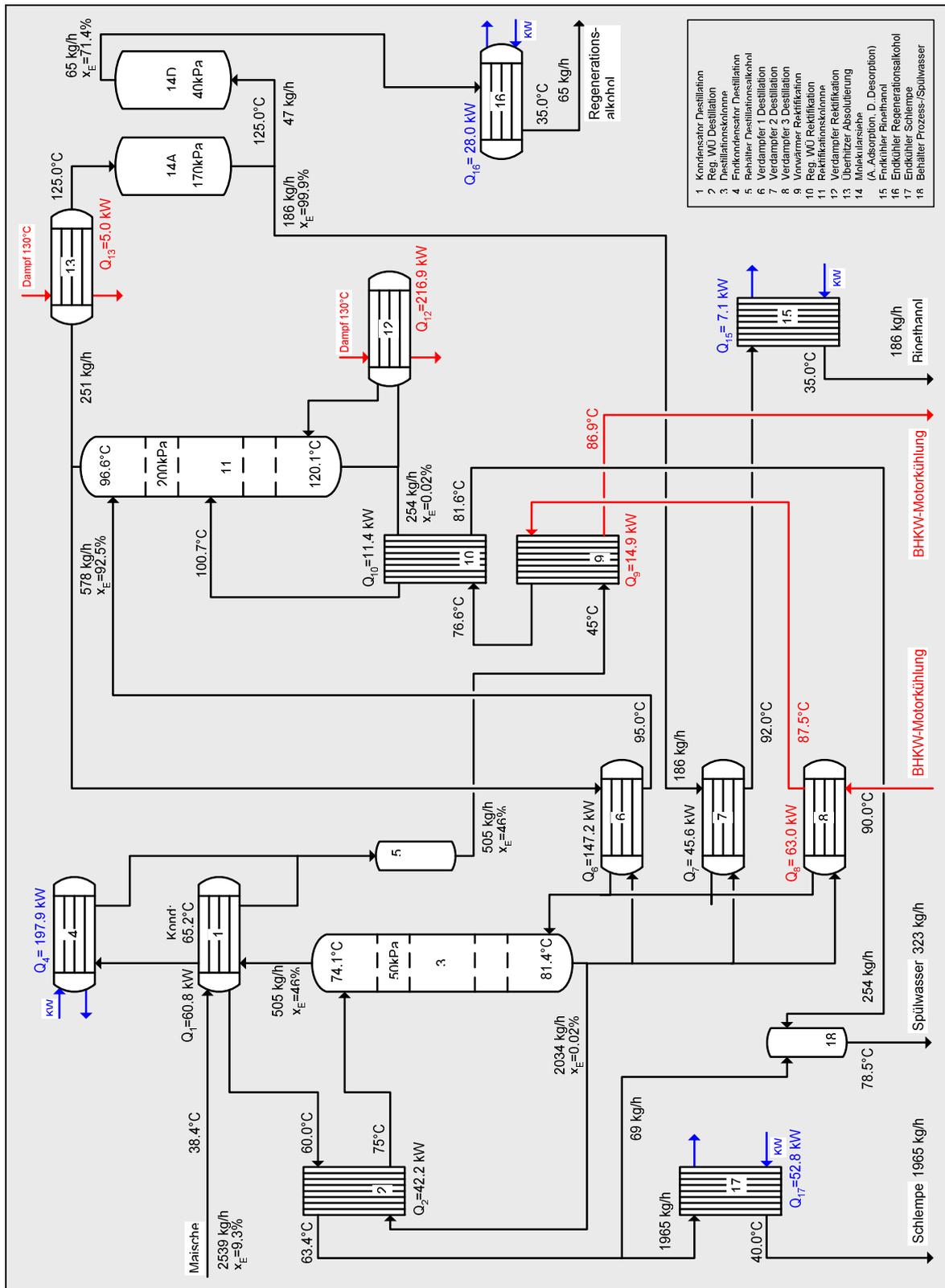
Die thermische Ethanoltrennung wird durch eine zweistufige Destillations-Rektifikations-Einheit und eine Druckwechseladsorptionsanlage realisiert. Dabei sind die Stoffströme in komplexer Weise miteinander energetisch verschaltet. Eine Darstellung des energetischen Konzepts der Teilanlage III ist in Abbildung 42 in Form eines vereinfachten Fließbilds gegeben.

4.2.3.1. Masse- und Energiebilanz

Die im Teilsystem II gewonnene Maische wird zweistufig vorgewärmt. Zunächst geschieht dies durch Kondensation des Destillationsalkohols (Apparat 1 in Abbildung 42). Im Anschluss wird die Maische regenerativ gegen die aus der Destillationskolonne (3) austretende heiße Schlempe bis auf 75°C aufgewärmt (2). Die Destillationskolonne arbeitet bei einem Druck von 50kPa als reine Abtriebskolonne, so dass die eintretende Maische teilweise verdampft und sich in der Gasphase am Kopf der Destillation ein Ethanolgehalt von etwa 50vol% einstellt. Der Ethanoldampf wird zunächst teilweise im Kondensator 1 gegen die kalte Maische niedergeschlagen. Im Endkondensator der Destillation (4) findet dann die vollständige Kondensation statt. Die beiden Kondensatströme werden in einem Sammelbehälter (5) zusammengeführt. Von dort wird der Destillationsalkohol mit einer Pumpe zur Rektifikation gefördert. Die benötigte Energie der Destillation wird in drei mit Abwärme beheizten Wärmeübertragern (6-8) auf die im Sumpf zwangsumlaufende Schlempe übertragen. Die Ethanolkonzentration im Sumpf der Destillation beträgt 0,02%, so dass die ausgeschleuste Schlempe praktisch ethanolfrei ist.

Ein Teil der zugeführten Energie stammt aus der Motorkühlung des BHKW. Nachdem das heiße Motorkühlwasser den Verdampfer 3 der Destillation durchströmt hat, gibt es einen weiteren Teil seiner Energie zur Vorwärmung des Destillationsalkohols bis auf knapp 77°C ab (9). Im Anschluss wird der Destillationsalkohol mit dem heißen Lutterwasser (10) bis auf etwa 100°C aufgeheizt. Damit tritt der Destillationsalkohol siedend flüssig in die bei 200kPa arbeitende Rektifikationskolonne ein. Die Energiezufuhr der Rektifikation wird im Verdampfer 12 durch die Kondensation von 130°C-Dampf gewährleistet. Während im Abtriebsteil der Rektifikation die Ethanolkonzentration bis auf 0,02% im Lutterwasser abnimmt, treten am Kopf der Kolonne nahezu azeotrope Ethanoldämpfe aus. Entsprechend dem erforderlichen Rücklaufverhältnis von $RV=2,3$ wird der größere Teil dieser Dämpfe kondensiert und am Kopf zurück in die Kolonne geführt. Die anfallende Kondensationsenthalpie wird im Verdampfer 1 der Destillation auf die Schlempe übertragen und stellt den überwiegenden Teil des in der Destillation benötigten Energiebedarfs dar. Der andere Teil des rektifizierten Ethanols wird dampfförmig zur Absolutierung geleitet.

Für die Entfernung des restlichen Wassers wird der Produktstrom nach einer Überhitzung bis auf 125°C (11) bei einem Druck von 170kPa auf ein Molekularsieb gefahren. In diesem wird das Wasser adsorbiert, so dass nach dem Passieren des Molekularsiebs (14A) der Alkohol dampfförmig mit der gewünschten Produktqualität (99,9%) austritt. Etwa 20% dieses Stroms werden für die Regeneration des Molekularsiebs (14D) benötigt. Die restlichen 80% werden zunächst im Verdampfer 2 der Destillation kondensiert und schließlich auf die Lagerungstemperatur von 35°C abgekühlt (15).



- 1 Kondensator Destillation
- 2 Reg. WU Destillation
- 3 Destillationskolonne
- 4 Frötkondensator Destillation
- 5 Rehalter Destillationsalkohol
- 6 Verdampfer 1 Destillation
- 7 Verdampfer 2 Destillation
- 8 Verdampfer 3 Destillation
- 9 Rektifikationskolonne
- 10 Rektifikationskolonne
- 11 Reflektationskolonne
- 12 Verdampfer Refifikation
- 13 Überhitzer Absättelung
- 14 Molekularsiebe
- 15 (A. Adsorption, D. Desorption)
- 16 Endkühler Regenerationsalkohol
- 17 Endkühler Schlempe
- 18 Behälter Prozess-/Spülwasser

Abbildung 42: vereinfachtes Fließbild der thermischen Ethanoltrennung mit Angaben zur Masse- und Energiebilanz

Durch das Spülen der beladenen Molekularsiebe mit absolutiertem Alkoholdampf bei 40kPa wird das zurückgehaltene Wasser wieder ausgetrieben. Das austretende Dampfgemisch wird kondensiert und auf 35°C abgekühlt (16). Der entstehende Regenerationsalkohol mit einem Ethanolgehalt von ca. 71% wird während der Kampagne in Behältern zwischengelagert. Im Anschluss an den Kampagnebetrieb kann dieser Alkohol in einer alternativen Betriebsweise der Teilanlage III zu Bioethanol aufgereinigt werden. (Für einen kontinuierlichen Betrieb werden in der Regel drei Molekularsiebe parallel betrieben, so dass sich eines im Adsorptionsmodus und die anderen im Desorptions- bzw. Wartemodus befinden. Vereinfachend sind in Abbildung 42 nur zwei Module dargestellt.)

Das in der Rektifikation anfallende Lutterwasser wird mit einem Teil der Schlempe in einem Prozesswasserbehälter (18) zwischengelagert und als Spülwasser in der mechanischen Ethanoltrennung der Teilanlage II eingesetzt. Der überwiegende Teil der Schlempe wird auf etwa 40°C abgekühlt (17) und der Biogasanlage (Teilanlage IV) zugeführt.

Aus dem in der Maische enthaltenen Ethanol (233kg/h) werden in der Teilanlage III 186kg/h Produktethanol gewonnen. Weitere 46,5kg/h sind im Regenerationsalkohol enthalten. Damit wird das zugeführte Ethanol zu deutlich über 99% gewonnen. Der Wärmeenergiebedarf der thermischen Ethanoltrennung liegt bei 300kW und wird ausschließlich durch Prozesswärme aus dem BHKW (Teilanlage V) bereitgestellt. Der Elektroenergiebedarf der Teilanlage III wurde nach Angaben von *Kaltschmitt* abgeschätzt [KAL97]. Er beträgt für die gesamte thermische Ethanoltrennung etwa 9,3kW.

4.2.3.2. Dimensionierung der Apparate

Für die hier betrachteten Trennaufgaben der Destillation und Rektifikation wurden Bodenkolonnen gewählt, da diese für feststoffbeladene Fluide sehr gut geeignet sind. Die Größe der beiden Kolonnen (Apparat 3 bzw. 11 in Abbildung 42) ergibt sich aus Betrachtungen zur Hydrodynamik und des Stoffübergangs. Nach *Weiß* lässt sich die Gasgeschwindigkeit (bezogen auf den Leerraum) einer Bodenkolonne über den Gasbelastungsfaktor nach Gleichung [59] abschätzen [WEI93B]. Hier wurde ein Gasbelastungsfaktor von 2,1 unterstellt. Mit dem bekannten Gasvolumenstrom aus der Massebilanz kann der benötigte Querschnitt und schließlich ein geeigneter Kolonnendurchmesser errechnet werden.

$$w_{\text{Gas}} \cdot \sqrt{\rho_{\text{Gas}}} \cdot (\sqrt{\text{Pa}})^{-1} = 1,8..2,6 \quad [59]$$

Für die Destillationskolonne ergibt sich ein Gasvolumenstrom von etwa 1200m³/h. Mit der berechneten Gasgeschwindigkeit von 3,2m/s wurde ein geeigneter Kolonnendurchmesser von D_{Dest}=0,4m ermittelt. Die entsprechenden Werte der Rektifikationskolonne betragen 310m³/h und 1,3m/s. Demzufolge wurde für diesen Apparat ein Durchmesser von D_{Rekt}=0,3m gewählt.

Die Kolonnenhöhe ergibt sich primär aus der notwendigen Anzahl der Böden. Zunächst wird dafür die theoretische Bodenzahl aus dem Phasendiagramm des binären Gemischs bestimmt. Die Abweichungen der Realität vom theoretischen Boden werden durch den Bodenwirkungsgrad η_{Boden} berücksichtigt, so dass eine reale Bodenzahl errechnet werden kann. Mit dem üblichen Abstand von 0,5m zwischen jedem Boden kann die Kolonnenhöhe ermittelt werden. Für die Destillationskolonne ergibt sich eine theoretische Bodenzahl von 6. Mit einem auf Grund der Feststoffbelastung in der Destillation relativ geringen Wirkungsgrad von $\eta_{\text{Boden}}=30\%$ errechnen sich 20 Böden. Einschließlich einer Höhe des Kolonnensumpfs von zwei Metern ergibt sich für die Destillationskolonne eine Gesamthöhe von $H_{\text{Dest}}=12\text{m}$.

Für die Rektifikation ergibt sich eine Bodenzahl von 19 theoretischen bzw. mit $\eta_{\text{Boden}}=50\%$ von 38 realen Böden. Inklusive eines Sumpfteils von zwei Metern Höhe errechnet sich die Höhe der Rektifikation zu $H_{\text{Rekt}}=21\text{m}$.

Die Dimensionierung des Molekularsiebs ergibt sich ebenfalls aus Betrachtungen zur Hydrodynamik (Durchmesser) bzw. zum Stoffübergang (Höhe). Die erforderlichen Daten für eine Druckwechseladsorption wurden aus der Fachliteratur bzw. aus den Herstellerangaben zum Produkt *Zeochem*[®] entnommen [CAR02, GUA03]. Für die üblicherweise in der Absolutierung eingesetzten Zeolithe mit einer Porenweite von drei Angström sollte die Gasgeschwindigkeit (bezogen auf den Leerraum) bei 0,5m/s liegen. Dementsprechend wurde ein Apparatedurchmesser von $D_{\text{Abs}}=0,35\text{m}$ gewählt. Die benötigte Masse an Zeolith kann über die Beladungen in Abhängigkeit der Temperatur und des Drucks berechnet werden. Für einen nahezu isothermen Prozess mit einer Schaltzeit von 30 Sekunden ergibt sich für die beabsichtigte Abscheidung des Wassers unter Berücksichtigung einer 50%igen Sicherheit eine Zeolithmasse von 60kg. Das entspricht für den gewählten Durchmesser von $D_{\text{Abs}}=0,35\text{m}$ einer Schüttungshöhe von 0,85m, so dass sich inklusive der Einbauten für die Gasverteilung eine Apparatehöhe von ca. $H_{\text{Abs}}=1\text{m}$ ergibt. In der Regel wird die Druckwechseladsorption in drei Apparaten durchgeführt, die durch permanentes Umschalten zwischen Adsorption und Regeneration (Desorption) einen quasikontinuierlichen Betrieb ermöglichen. Demzufolge sind drei Apparate mit jeweils 0,35m Durchmesser und 1m Höhe mit einer Zeolithmasse von insgesamt 180kg für die Absolutierung des Ethanols nötig.

Für die im Teilsystem III benötigten Wärmeübertrager wurde nur eine sehr grobe Abschätzung der Wärmeübertragungsflächen vorgenommen. Dafür wurde ohne Berücksichtigung der Hydrodynamik für alle Apparate ein Wärmedurchgangskoeffizient von $k_{\text{WÜ}}=400\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ zu Grunde gelegt. Mit den bekannten Temperaturen aus der Energiebilanz kann jeweils die Temperaturdifferenz der Wärmeübertragung $\Delta T_{\text{WÜ}}$ ermittelt werden. Zudem sind die jeweiligen Wärmeströme $Q_{\text{WÜ}}$ bekannt. Mit einer zusätzlichen Flächenreserve von 20% (ausgedrückt als Sicherheitsfaktor $S_{\text{WÜ}}=120\%$) kann nach Gleichung [60] für jeden Apparat die benötigte Fläche abgeschätzt werden.

$$A_{WÜ} = \frac{S_{WÜ} \cdot \dot{Q}_{WÜ}}{k_{WÜ} \cdot \Delta T_{WÜ}} \quad [60]$$

Die berechneten Wärmeübertragerflächen sind in Tabelle 13 dargestellt. Für alle Apparate des Teilsystems III zusammen ergibt sich eine zu installierende Wärmeübertragerfläche von 206m².

Tabelle 13: Berechnete Wärmeübertragerflächen $A_{WÜ}$ der Wärmeübertrager im Teilsystem III

Nr. in Abbildung 42	Apparat	Fläche $A_{WÜ}$ in m ²
1	Kondensator Destillation	14
2	Reg. WÜ Destillation	27
4	Endkondensator Destillation	13
6	Verdampfer 1 Destillation (Rekt. Alkohol)	30
7	Verdampfer 2 Destillation (Abs. Alkohol)	13
8	Verdampfer 3 Destillation (Motorabwärme)	26
9	Vorwärmer Rektifikation	2
10	Reg. WÜ Rektifikation	4
12	Verdampfer Rektifikation	68
13	Überhitzer Absolutierung	1
15	Endkühler Bioethanol	1
16	Endkühler Regenerationsalkohol	2
17	Endkühler Schlempe	5

4.2.4. Biogasanlage und BHKW

Die Biogasanlage (Teilanlage IV) und das BHKW (Teilanlage V) werden zusammen betrachtet. In der Biogasanlage werden die Reststoffe der Teilanlagen I, II und III sowie zusätzliche Biomasse (nachwachsende Rohstoffe, NaWaRo) eingesetzt. Als Co-Substrat zur vollen Auslastung der 500kW-Biogasanlage wird beispielhaft Maissilage eingesetzt. (Maissilage ist aus energetischer Sicht auf Grund der hohen Biomasseproduktivität von Mais attraktiv. Zudem lässt sich Maissilage sehr gut lagern und ist das ganze Jahr verfügbar.)

4.2.4.1. Masse- und Energiebilanz

Die Biomasse wird zunächst in einem Vorbehälter homogenisiert. Dabei werden die Rübenschnitzel und die Maissilage zerkleinert und mit der Schlempe und dem Waschwasser vermischt. Der Vorbehälter dient gleichzeitig als Puffer mit einer Aufnahmefähigkeit von ca. acht Betriebsstunden. Der Elektroenergiebedarf für die Zerkleinerung und Durchmischung des Substrats beträgt 0,8kW [FNR04]. Das Substrat wird mit einer Pumpe in den Biogasfermenter gefördert. Dafür ist eine Leistung von 0,7kW nötig [FNR04].

Im Biogasfermenter wird der überwiegende Teil der organischen Biomasse innerhalb einer Verweilzeit von etwa 25 Tagen zu Biogas umgesetzt. Der Biogasfermenter arbeitet im mesophilen Bereich bei etwa 38°C. Da die Schlempe mit wesentlich höherer Temperatur in der Bioethanolanlage anfällt, kann die Einstellung der beabsichtigten Prozesstemperatur über diesen Stoffstrom erfolgen. Um ein Absinken suspendierter Partikel zu verhindern und den Stoffaustausch im Biogasprozess zu verbessern ist der Fermenter mit einem Rührwerk ausgestattet. Der Elektroenergiebedarf des Rührers beträgt 17,3kW [FNR04].

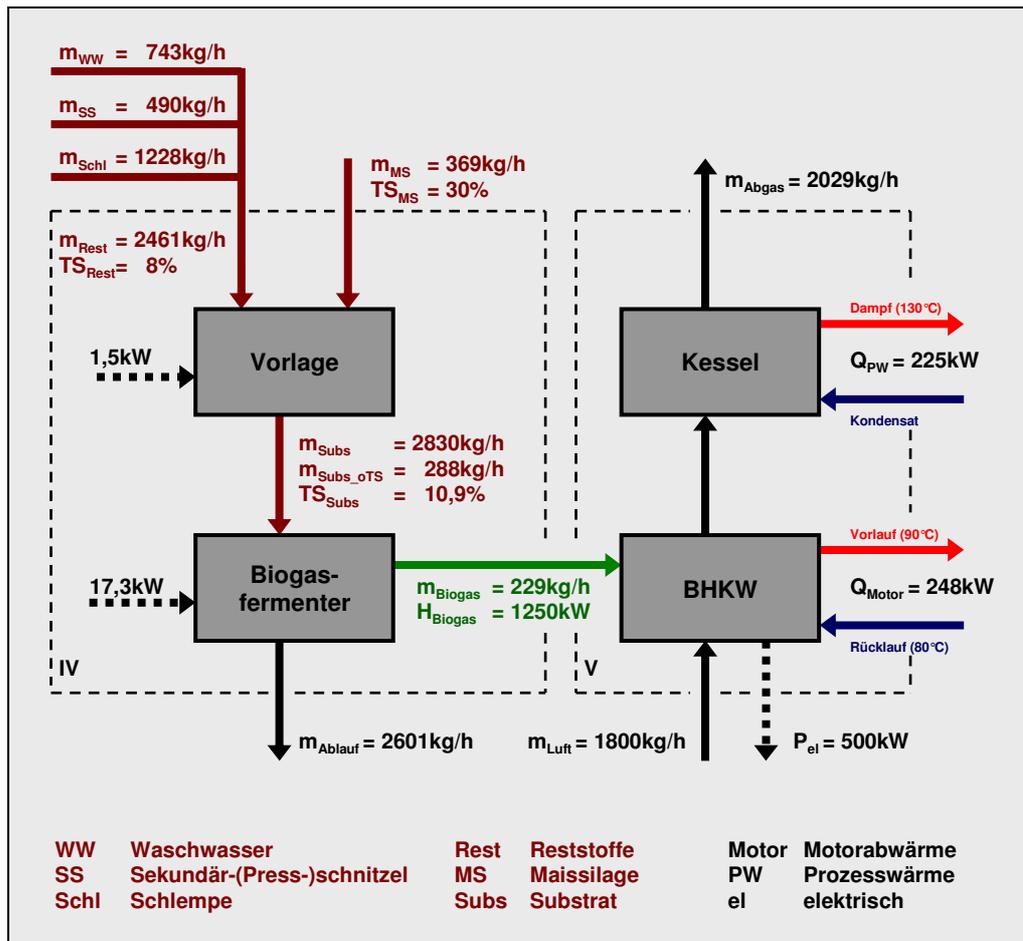


Abbildung 43: Stoff- und Energieströme in den Teilanlagen IV und V (Biogasanlage und BHKW) mit Angaben zur Masse- und Energiebilanz

Während des Kampagnebetriebs werden etwa 72% des Biogases aus den Reststoffen und 28% aus dem Co-Substrat gewonnen. Die entsprechenden Massenströme sind in Abbildung 43 dargestellt. Insgesamt werden der Biogasanlage reichlich 2800kg/h Substrate zugeführt, welche Biogas mit einer energetischen Leistung von 1250kW liefern. Der nach der Vergärung anfallende Ablauf aus dem Biogasfermenter wird in einen Lagerbehälter (siehe Teilanlage VI) geleitet, von welchem er als Flüssigdünger auf den Acker gebracht wird.

Das Biogas wird in einem BHKW verbrannt. Entsprechend der in Tabelle 14 angegebenen Leistungsdaten kann dadurch die beabsichtigte Elektroenergie von 500kW sowie Wärme

bereitgestellt werden. Etwa 250kW stehen als Motorabwärme mit einem Temperaturniveau von 90°C zur Verfügung. Weitere 225kW werden als Niederdruckdampf (130°C bzw. 1,7bar) im Kessel aus der Rauchgasenthalpie gewonnen.

Tabelle 14: Leistungsdaten und Kennzahlen des bilanzierten BHKW

η	85%
η_{el}	40%
η_{th}	45%
Stromkennzahl	0,89
Biogasleistung	1250kW
Elektrische Leistung	500kW
Thermische Leistung (Motorabwärme, Abgas)	563kW
Motorabwärme	248kW
Abgasenthalpie	315kW
Prozesswärme aus dem Abgas (1,7bar-Dampf)	225kW
Luftüberschussfaktor λ	1,3

4.2.4.2. Dimensionierung der Apparate

Für die Homogenisierung des Substrats und eine Pufferung von Störungen wird ein Vorbehälter installiert. In diesem Vorbehälter soll das Substratvolumen von etwa acht Volllaststunden gepuffert werden. Die dafür benötigten Abmaße eines senkrecht stehenden Behälters betragen $D=2,5m$ und $H=5m$.

Die Größe des Biogasfermenters ergibt sich aus zwei anlagentechnischen Größen: der Raumbelastung B_R und der hydrodynamischen Verweilzeit HRT. Beide Parameter sind von vielen Faktoren (z.B. Geometrie des Fermenters, Strömungsregime, Substrat) abhängig. Für die Raumbelastung wurde ein Wert von $4g/(m^3d)$ organischer Trockensubstanz angesetzt [FNR04]. Damit errechnet sich für die zu verarbeitende Substratmenge ein Gärvolumen von $V=1700m^3$. Die hydraulische Verweilzeit ergibt sich zu $HRT=25d$ und liegt im unteren Bereich der gängigen Verweilzeiten für Biogasanlagen. Da es sich bei den Substraten um gut abbaubare Biomasse handelt [HUT00], die nach dem Ethanolprozess bzw. der Silierung teilweise aufgeschlossen vorliegt, scheint eine solche Verweilzeit realistisch.

Für die Gasspeicherung wurde ein Volumen von $V=950m^3$ entsprechend der Gasproduktion von fünf Stunden berechnet. Damit ergibt sich für den zylindrischen Biogasfermenter (inkl. der Gasspeicherfolie) eine Baugröße von $D=18m$ und $H=12m$.

Für die Wärmeübertragung vom Rauchgas zur Erzeugung von Niederdruckdampf im Kessel wurde eine Abschätzung der benötigten Wärmeübertragungsfläche vorgenommen. Auch hier gilt Gleichung [60], wobei für den Wärmedurchgangskoeffizienten ein mittlerer Wert von $35W/(m^2 \cdot K)$ angesetzt wird [FRA87]. Es ergibt sich eine Fläche von $A_{wü}=64m^2$.

4.2.5. Lager

In der Teilanlage VI sind die verschiedenen Lager für die Rohstoffe (Rüben und Maissilage), das Hauptprodukt Bioethanol, das Nebenprodukt Regenerationsalkohol sowie für den anfallenden Reststoff (Ablauf der Biogasanlage) zusammengefasst. Nachfolgend werden die benötigten Lagerkapazitäten hergeleitet.

Für die betrachtete Anlage beläuft sich die Verarbeitungskapazität der frischen Rüben auf ca. 13.000t innerhalb von 180 Tagen. Die Hälfte der Rüben muss für eine spätere Verarbeitung gelagert werden, so dass sich eine benötigte Lagerkapazität von fast 15000m³ ergibt. Etwa ein Drittel der Rüben werden für etwa 30 Tage in Mieten eingelagert. Eine Rübenmiete ist etwa 8m breit und im Mittel 2m hoch. Damit ergibt sich eine rechnerische Länge von 300m. Die Rübenmieten können an geeigneten Stellen am Feltrand errichtet werden.

Die anderen zwei Drittel der Rüben sollen auf Grund der längeren Lagerungszeit von 60 Tagen zum Schutz vor der Witterung in Scheunen eingelagert werden. Geht man von einer Schütthöhe von H=3m aus, müssen Scheunen mit einer Grundfläche von knapp 3200m² zur Verfügung stehen. Großzügig gerechnet könnten dies zum Beispiel drei Scheunen mit einer Grundfläche von 20x60 Quadratmetern sein.

Auf dem Betriebsgelände sollten Lagerungsmöglichkeiten für vier Betriebstage vorhanden sein, um auch über Wochenenden und Feiertage ohne Rübentransporte auszukommen. In diesem Zeitraum werden etwa 300t Rüben verarbeitet. Werden diese Rüben mit einer mittleren Schütthöhe von 2m zwischengelagert, so wird eine Fläche von 15x20 Quadratmetern benötigt.

Die benötigte Lagerkapazität für das Co-Substrat der Biogasanlage (Maissilage) wird separat für den Kampagnebetrieb und die Biogasanlage berechnet. Bei einem Einsatz von knapp neun Tonnen pro Tag während der Kampagne ergibt sich eine benötigte Lagerkapazität von 1600t bzw. etwa 1600m³. Silagemais wird üblicherweise in Fahrsilos gelagert. Wird auch dort eine Höhe von 2m unterstellt, wird eine Silofläche von 800m² benötigt.

Für die restliche Zeit des Jahres würden täglich 32t Silagemais benötigt. Dies entspräche einer Lagerkapazität von knapp 6000m³. Es ist davon auszugehen, dass während der Erntezeit auch eine direkte Verarbeitung von Mais oder anderen landwirtschaftlichen Rohstoffen erfolgen kann, so dass eine geringere Lagerkapazität genügt. Entsprechend wird ein Rohstofflager mit einem Fassungsvermögen von 4000m³ veranschlagt.

Für die Produkte der Bioethanolanlage sind zwei Behälter vorgesehen. Zum einen muss das Hauptprodukt Bioethanol gelagert werden. Es wird davon ausgegangen, dass eine Lagerkapazität von 50m³ ausreichend ist, da das Produkt mit Tankkraftwagen (TKW mit 25m³ Transportvolumen) über die Straße abtransportiert wird. Die Zwischenlagerung kann in zwei senkrecht stehenden, zylindrischen Behältern mit der Höhe H=4m und dem Durchmesser D=3m realisiert werden. Bei Vollaustlastung beträgt die tägliche Bioethanolproduktion knapp 6m³, so dass im Mittel alle vier bis fünf Tage einer der Behälter

vollgefahren ist und das Bioethanol abtransportiert werden kann. Der zweite Behälter dient dabei als Pufferbehälter und ermöglicht eine zeitliche Verlegung des Abtransports in einem Zeitfenster von vier Tagen.

Der bei der Regeneration des Molekularsiebs anfallende Regenerationsalkohol (71% Ethanol) soll während der Kampagne zwischengelagert werden. Die anfallende Tagesmenge beträgt $1,8\text{m}^3$. Im Verlauf der gesamten Kampagne ergibt sich ein benötigtes Volumen von 320m^3 . Diese Menge Regenerationsalkohol soll in einem $H=8\text{m}$ hohen zylindrischen Behälter gelagert werden. Der auszuführende Durchmesser beträgt $D=7,5\text{m}$. (Der Regenerationsalkohol wird in der Aufarbeitungsphase des Anlagenbetriebs durch Rektifikation und Absolutierung innerhalb von 44 Tagen zu verkaufsfähigem Bioethanol aufgereinigt.)

Eine besonders große Lagerkapazität wird für den anfallenden Reststoff der Biogasanlage benötigt. Dieser beinhaltet auch alle vergorenen Reststoffe der Bioethanolanlage. Insgesamt fällt während der Kampagne ein Ablauf von etwa 62m^3 pro Tag aus der Biogasanlage an. Auf Grund gesetzlicher Bestimmungen ist für die Zeit vom 01.November bis zum 31.Januar (Kernsperrfrist) die Ausbringung von Gärresten als Flüssigdünger untersagt. Zudem ist auch eine Ausbringung auf gefrorenem bzw. durchnässtem Ackerboden nicht gestattet. Damit ergibt sich die Notwendigkeit der Zwischenlagerung des Biogasablaufs über einen Zeitraum von mindestens 90 Tagen. Um auch bei ungünstigen Wetterbedingungen zu Beginn des Jahres nicht die Produktion drosseln oder gar einstellen zu müssen, sollte die realisierte Lagerkapazität großzügig gewählt werden. Dies kann zum Beispiel durch drei große Gärresttanks mit gleichen Abmaßen wie denen des Biogasfermenters realisiert werden. Diese haben demzufolge eine Höhe von jeweils $H=12\text{m}$ und einen Durchmesser von $D=18\text{m}$. In diesem Volumen von etwa 9000m^3 kann der Gärrest von 146 Tagen Produktion zwischengelagert werden.

4.2.6. Gesamtanlage

Eine Übersicht über die Massenströme der gesamten Anlage während des Kampagnebetriebs gibt Abbildung 44. Bei voller Leistung werden aus 2949kg gelagerten Rüben in einer Stunde 186kg reiner Produktalkohol und 65kg Regenerationsalkohol mit einem Ethanolanteil von 46kg produziert. Die insgesamt 2461kg Reststoffe der Bioethanolproduktion werden zusammen mit zusätzlichen 369kg Maissilage in der Biogasanlage zu 229kg Biogas, welches im BHKW vollständig thermisch verwertet wird. Als Rückstand der gesamten Anlage fallen 2601kg Gärrest aus dem Biogasprozess an. Dieser Gärrest enthält neben dem mit den Rohstoffen zugeführten Wasser auch alle Mineralien, so dass er als Flüssigdünger genutzt werden sollte. Der gesamte Prozess kommt auf Grund des relativ hohen Feuchtegehalts der Rüben ohne zusätzliche Wasserzufuhr aus.

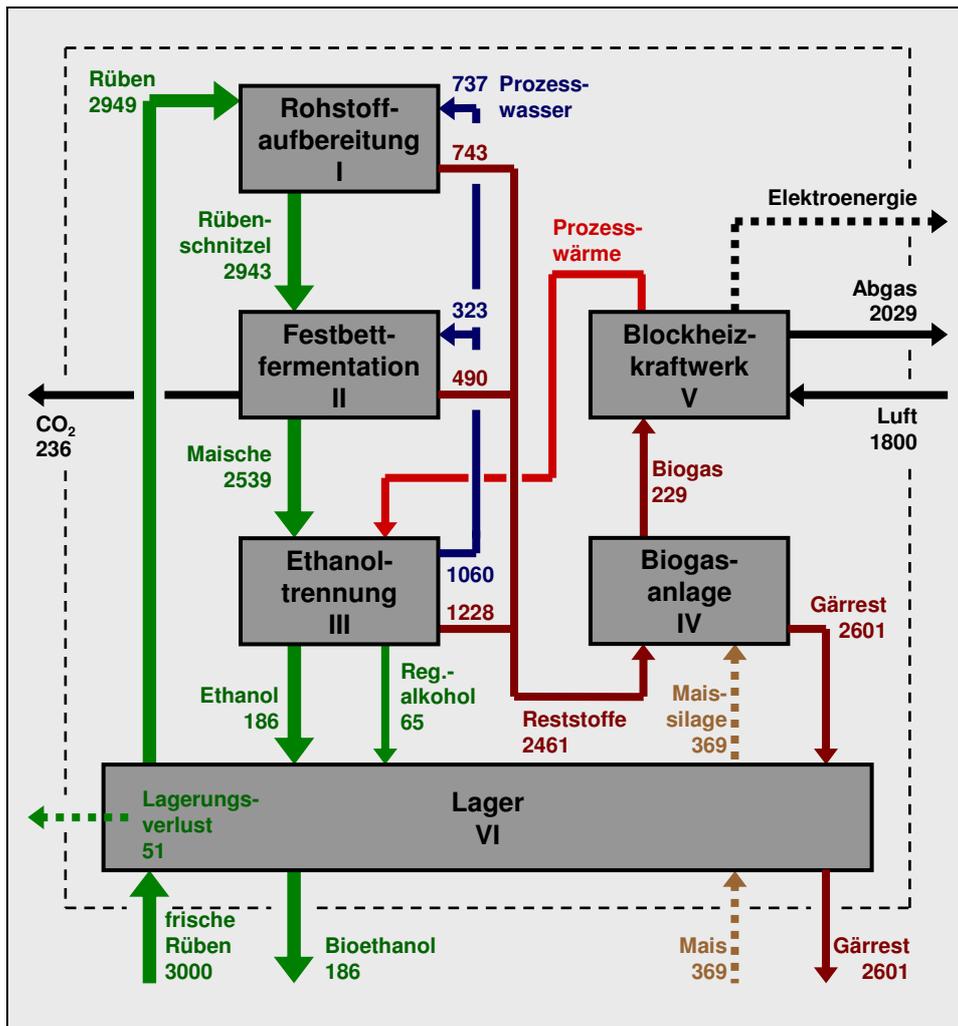


Abbildung 44: Massebilanz der Gesamtanlage (Kampagnebetrieb)
Zahlen bedeuten Massenströme in kg/h

In 3000kg frisch geernteten Rüben sind 525kg Saccharose enthalten. Bei vollständigem, stöchiometrischem Umsatz würden daraus 283kg Ethanol gebildet. Durch die auftretenden Verluste beträgt die tatsächliche Ethanolausbeute etwa 232kg. Der Gesamtprozess der Bioethanolherstellung, einschließlich der Lagerung, weist demzufolge eine Ethanolausbeute von reichlich 82% auf. Die Verluste teilen sich in indirekte Zuckerverluste sowie direkte Ethanolverluste auf. Die Zuckerverluste entstehen während der Lagerung (2,3%), bei der Rübenwäsche (1,1%) sowie durch unvollständigen Abbau (0,5%) und Umsatz zu Biomasse bzw. Nebenprodukten (9,2%) während der Ethanolfermentation. Direkte Ethanolverluste ergeben sich durch unvollständige mechanische (4,6%) bzw. thermische Abtrennung (0,1%).

Auf Grund der nachgeschalteten Biogasanlage werden die Ausbeuteverluste beim Ethanol (abgesehen von den Verlusten während der Lagerung) in einen Mehrertrag an Biogas und schließlich in Energie umgesetzt. Sie werden aus energetischer Sicht nicht bzw. nicht vollständig dissipiert.

Eine energetische Bewertung des gesamten Prozesses liefert einen Wirkungsgrad von 73% für den Kampagnebetrieb. Dabei wurden auch das Zwischenprodukt Regenerationsalkohol sowie die überschüssige Motorabwärme als Nutzen bilanziert (siehe Abbildung 45).

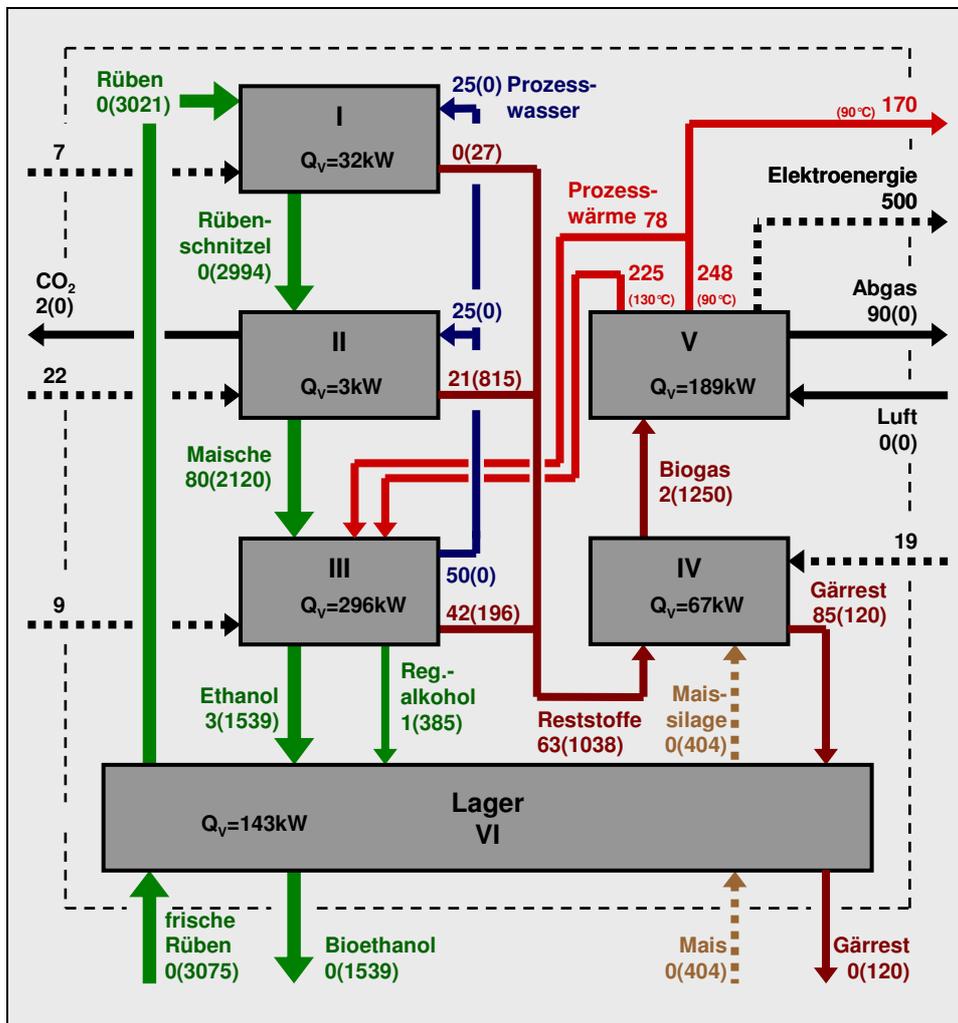


Abbildung 45: Energiebilanz der Gesamtanlage (Kampagnebetrieb)
Angaben in kW, vor der Klammer thermische Energie, in der Klammer chemische Enthalpie des Stoffstroms

Um den energetischen Wirkungsgrad der Ethanolherstellung zu erhalten, muss auch die Aufbereitung des Regenerationsalkohols betrachtet werden. Dieser wird in einem Zeitraum von 44 Tagen (hier als Aufbereitungsphase bezeichnet) zu Produktalkohol aufbereitet. Dabei arbeitet die Biogasanlage mit zusätzlichen Substraten im Volllastbetrieb. Die Energiebilanz für diese Betriebsweise ist in Anhang 7 dargestellt. Die benötigte Prozesswärme für die thermische Trennung des Regenerationsalkohols wird wie beim Kampagnebetrieb aus dem BHKW-Betrieb in Form von Niederdruckdampf geliefert. Der energetische Wirkungsgrad während der Aufbereitungsphase beträgt 79%. Dabei werden 333kg Regenerationsalkohol zu etwa 190kg Bioethanol pro Stunde verarbeitet.

Eine Bilanzierung der gesamten Bioethanolherstellung ergibt einen Prozesswärmebedarf von 1600MWh sowie einen Elektroenergiebedarf von 170MWh. Die eingesetzte Biomasse (13300MWh) wird zu 8300MWh Bioethanol umgewandelt. Damit ergibt sich ein energetischer Wirkungsgrad der Ethanolherstellung von 55%. Durch die Verwertung in der angeschlossenen Biogasanlage können auch die Reststoffe als Nutzen betrachtet werden. Bei dieser Betrachtungsweise beträgt der Wirkungsgrad 87%.

An 141 Tagen im Jahr ruht die Ethanolproduktion und es werden lediglich die Biogasanlage und das BHKW betrieben. Eine Bilanzierung dieser Betriebsart ist im Anhang 8 dargestellt. Der Wirkungsgrad dieser Betriebsart beträgt 62%. Über ein ganzes Jahr betrachtet ergibt sich bei vollständiger Abwärmenutzung für die gesamte Anlage ein Wirkungsgrad von 69%.

4.3. Betriebswirtschaftliche Analyse

In diesem Abschnitt werden die Ergebnisse der ökonomischen Analyse für das erarbeitete Anlagenkonzept vorgestellt. Zunächst wurden die Herstellkosten des Bioethanols berechnet. Vom bilanzierten Basisszenario ausgehend wurde eine Sensitivitätsanalyse hinsichtlich des Einflusses verschiedener Kostenfaktoren auf die Herstellkosten des Bioethanols durchgeführt.

4.3.1. Kostenkalkulation

Um die Investitionskosten der Anlage abzuschätzen, wurden einzelne Anlagenteile zusammengefasst und in Anlehnung an verfügbare Literaturdaten vergleichbarer Anlagengrößen pauschal bewertet. Diese Vorgehensweise ohne Berücksichtigung einzelner Apparate verringert den Aufwand erheblich und ist dennoch in der Lage, Grundaussagen zur Rentabilität des Anlagenkonzepts zu liefern.

Da die Produktionsanlage Teil eines landwirtschaftlichen Betriebs ist, wird das Vorhandensein der Fläche und der Maschinenteknik zur Pflanzenproduktion unterstellt. Die entsprechenden Kosten sind in die variablen Kosten der Pflanzenproduktion integriert. Für die Produktionsanlage wurden die Investitionskosten auf Basis zweier Studien zur ökonomischen Bilanzierung landwirtschaftlicher Brennereien von *Senn und Lucá* bzw. *Wetter und Brüggling* sowie im Bereich der Reststoffverwertung auf Grundlage der *Handreichung Biogasgewinnung und Nutzung* abgeschätzt [SEN03; WET04, FNR04]. So wurden zum Beispiel für die gesamte Fermentation spezifische Kosten von 100€ pro Kubikmeter Bioethanol angesetzt. Dieser Kostensatz gilt für eine Anlage im Dauerbetrieb, so dass eine Umrechnung auf den hier bilanzierten Kampagnenbetrieb erfolgen muss. Für die Produktion von etwa 1400m³ Bioethanol in 180 Tagen ergeben sich demzufolge Investitionskosten für die Fermentation von 280.000€. In entsprechender Weise wurden für die Destillation bei spezifischen Kosten von 150€ pro Kubikmeter Bioethanol Investitionskosten in Höhe von

345.000€ errechnet. Eine Übersicht der spezifischen und absoluten Investitionskosten der einzelnen Anlagenteile bietet Anhang 9.

Die gesamten Investitionskosten der Anlage betragen 2,25 Millionen Euro. Unter Berücksichtigung einer Abschreibungsdauer von 10 Jahren für die Anlagentechnik, 20 Jahren für Lagerbehälter bzw. 40 Jahren für Bauwerke und Grundstückskosten ergeben sich jährliche Abschreibungen in Höhe von etwa 183.000€ für die ersten zehn Jahre. Einschließlich eines Zinssatzes von 6% ergeben sich jährliche Kapitalkosten von knapp 320.000€.

Die Bedienung der Produktionsanlage verursacht jährliche Kosten von etwa 120.000€. Dabei wurden für den Betrieb der Ethanolanlage drei Vollzeitkräfte während der Kampagne und eine Vollzeitkraft während der Aufarbeitungsphase veranschlagt. Die Lohnkosten wurden bei zwei Mitarbeitern mit 15€/h (Anlagenfahrer) bzw. beim dritten Mitarbeiter (Ingenieur) mit 25€/h veranschlagt. Für den ganzjährigen Betrieb der Biogasanlage sind etwa 2000 Arbeitskraftstunden (AKh) nötig.

Die bilanzierten Rohstoffkosten beinhalten alle Kosten zur Pflanzenproduktion einschließlich der Lagerung und des Transports zur Anlage. Für Rüben wurden in Anlehnung an Fachliteratur spezifische Kosten von 35€/t und für Silagemais von 40€/t berechnet [PUT03; KWK08]. Dementsprechend ergeben sich jährliche Rohstoffkosten von insgesamt 755.000€ (Rüben: 455.000€, Mais: 300.000€).

Der Energieverbrauch der Anlage wird zwar vollständig aus der Verwertung der Reststoffe und des Co-Substrats gewonnen. Durch die garantierte Vergütung des produzierten Stroms ist der Einkauf des Eigenbedarfs an Elektroenergie günstiger. Die Kosten für den jährlichen Bedarf von 340.000kWh betragen 34.000€.

Schließlich steht auf der Kostenseite der Bilanzierung auch die Bewertung des unternehmerischen Wagnisses. Dieses soll pauschal mit einem jährlichen Überschuss von 100.000€ vergütet werden. Diese Position sowie alle anderen Kosten und ihre Berechnungsgrundlagen sind im Anhang 10 dargestellt. Einen Überblick der jährlichen Aufwendungen für den Bilanzierungszeitraum der ersten 10 Jahre gibt Abbildung 46. Die Rohstoffkosten sind mit 56% der dominierende Kostenfaktor. Weitere 23% ergeben sich aus den Kapitalkosten. Die Lohnkosten schlagen mit etwa 9% zu Buche.

Auf der Ertragsseite der Kostenrechnung stehen die Erlöse für das Bioethanol und die Prozesswärme, die Vergütung für den produzierten Strom sowie Subventionen für den Anbau von Energiepflanzen. Die Förderung des Energiepflanzenanbaus ist im Rahmen einer EU-Verordnung geregelt. Demnach wird für den Anbau von Energiepflanzen auf nicht stillgelegten landwirtschaftlichen Flächen eine Prämie von 45€ pro Hektar von der EU gezahlt [EUV03]. Dies ergibt für den Anbau von Rüben und Mais zur Versorgung der hier betrachteten Anlage jährliche Subventionen von knapp 18.000€.

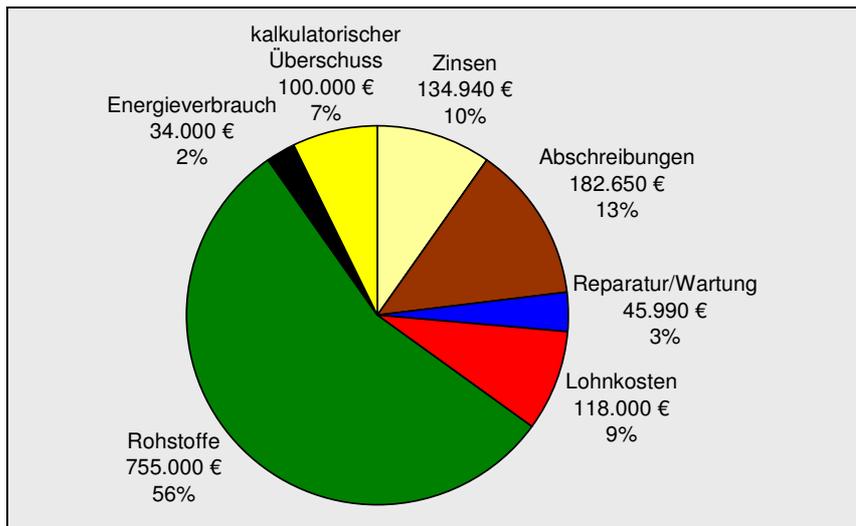


Abbildung 46: jährliche Aufwendungen der gekoppelten Bioethanol- und Bioenergieproduktion

Die Vergütung der produzierten Elektroenergie erfolgt auf Grundlage der Neuregelungen des *Erneuerbare-Energien-Gesetzes* [EEG08]. Zur Grundvergütung von 9,18Cent/kWh kommen zusätzliche Vergütungen für die Verwertung von nachwachsenden Rohstoffen sowie durch Nutzung von Kraft-Wärme-Kopplung. Der NaWaRo-Bonus beträgt 7Cent/kWh und wird anteilig nur für den Strom aus NaWaRo's gewährt. Die Schlempe der Ethanolproduktion zählt per Gesetz nicht dazu. Der KWK-Bonus wird auf Grundlage der extern genutzten Wärme über die Stromkennzahl des BHKW anteilig auf die produzierte Elektroenergie angerechnet. Die dem Ethanolprozess zugeführte Prozesswärme ist von dem Bonus in Höhe von 3Cent/kWh jedoch ausgenommen [EEG08, KWK08]. Alle Vergütungen zusammen ergeben jährlich 609.200€. Diese Vergütungen sind bei entsprechender Einspeisung bzw. Wärmeabgabe gesetzlich für 20 Jahre gesichert. Zusätzliche Erträge in Höhe von 22.500€ wurden für den Verkauf der Abwärme zu einem spezifischen Preis von 1Cent/kWh veranschlagt.

Auf Grundlage der dargestellten jährlichen Aufwendungen sowie Erträge wurden die Herstellkosten für die Produktion des Bioethanols bilanziert (Anhang 10). Es ergeben sich Herstellkosten von 51,5Cent pro Liter Bioethanol bzw. insgesamt 721.330€. Dies sind 53% der gesamten jährlichen Erträge. Weitere 46% werden durch die garantierten Vergütungen der produzierten Energieüberschüsse realisiert. Der Restanteil der Erträge von 3% wird durch die Subventionen und den Wärmeverkauf erhalten. Eine Darstellung der einzelnen Erträge zeigt Abbildung 47.

Nach Angaben des Bundesverbands der deutschen Bioethanolwirtschaft e.V. konnte im vergangenen Jahr 2008 im deutschen Markt ein Ethanolpreis von etwa 56Cent/l im Jahresmittel erzielt werden [BDB09]. Allerdings rutschte der Ethanolpreis Anfang des Jahres auf knapp 51Cent/l ab. (In Rotterdam betrug er teilweise nur 45Cent/l [BDB09]). Demnach kann für das kalkulierte Basisszenario eine konkurrenzfähige Produktion des Bioethanols durch das betrachtete Anlagenkonzept unterstellt werden. Dabei ist die externe Nutzung der

Abwärme von großer wirtschaftlicher Bedeutung. Gelingt es nicht, diese Wärme als Nutzen an externe Abnehmer abzugeben, gehen neben dem reinen Erlös aus dem Verkauf deutlich höhere Vergütungen durch den KWK-Bonus verloren. Der rechnerische Ethanolpreis würde im schlechtesten Fall bei keiner Wärmenutzung auf über 57Cent pro Liter ansteigen (Anhang 10) und wäre nur bei sehr guter Marktlage zu realisieren.

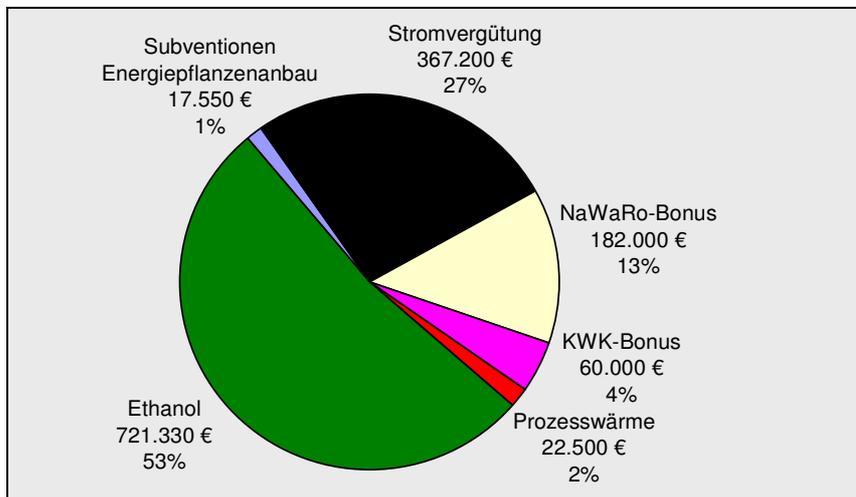


Abbildung 47: jährliche Erträge der gekoppelten Bioethanol- und Bioenergieproduktion

4.3.2. Sensitivitätsanalyse

Ausgangspunkt der Sensitivitätsanalyse ist das in Abschnitt 4.3.1 skizzierte Basisszenario mit einem Herstellungspreis von 51,5 Cent pro Liter Bioethanol. Um die negativen Auswirkungen einzelner Posten der Kostenbilanz auf die Herstellkosten des Bioethanols einzustufen, wurden jeweils einzelne Posten um einen Betrag von 10% variiert. Dabei wurde wie im Basisszenario eine vollständige externe Abwärmenutzung unterstellt. Die Ergebnisse der Auswirkungen derart veränderter Kostenfaktoren sind in Abbildung 48 dargestellt. (Zusätzlich wurden in dieser Darstellung die Herstellkosten des Bioethanols für das Basisszenario, jedoch ohne externe Wärmenutzung, aufgeführt. Siehe auch Abschnitt 4.3.1.)

Die Sensitivitätsanalyse zeigt einen sehr starken Einfluss der produzierten Ethanolmenge. Fällt die Ethanolproduktion zum Beispiel durch schlechte Rübenqualität mit geringerem Zuckergehalt um 10% niedriger aus, erhöhen sich die Herstellkosten für das Ethanol um 21% auf 62,3Cent/l. Eine Verringerung der Biogasausbeute von 10% führt dagegen nur zu einer Erhöhung der Ethanolherstellkosten um 9% auf 56,0Cent/l. Auf Grund des hohen Rohstoffkostenanteils wirkt sich eine Erhöhung dieses Postens um 10% ebenfalls stark auf die Herstellkosten des Bioethanols aus. Diese würden sich um 10% auf 56,9Cent/l erhöhen. 10% höhere Investitionskosten führen zu gegenüber dem Basisszenario um 4% höheren Herstellkosten von 53,8Cent/l. Alle anderen Positionen beeinflussen die Herstellkosten weniger stark.

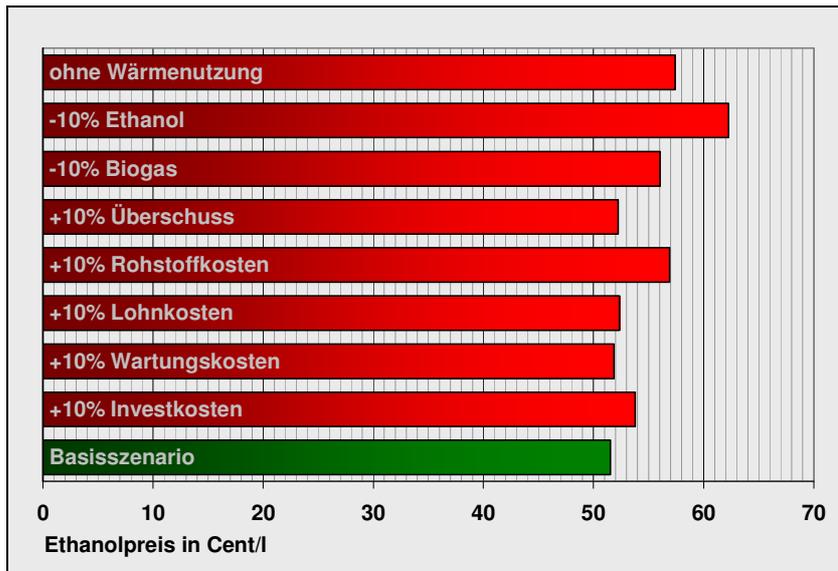


Abbildung 48: Auswirkungen diverser Kostenfaktoren auf den Ethanolpreis (Sensitivitätsanalyse)

Die Sensitivitätsanalyse zeigt den starken Einfluss der Ethanolproduktivität. Niedrigere Ethanolerträge können zu deutlich höheren spezifischen Herstellkosten des Bioethanols führen. Andererseits zeigt diese Abhängigkeit aber auch eine Möglichkeit der Kostenreduktion auf. Dies gilt unter Umständen in noch viel stärkerem Maß für die Rohstoffkosten. Hier können durch Anpassungen auf die reine Energiepflanzenproduktion des Rübenanbaus sicher noch zusätzliche Potenziale ausgeschöpft und damit Kostenreduzierungen erreicht werden. Zudem könnte auch die Verringerung der Investitionskosten durch Verwendung bereits bestehender Bauten oder Anlagenteile (zum Beispiel Lagergebäude) bzw. durch Ausschöpfung von öffentlichen Investitionszuschüssen oder anderer Fördermittel zu einer Kostenreduktion und damit zu geringeren spezifischen Herstellkosten führen.

5. Zusammenfassung

Das Ziel dieser Arbeit bestand in der Entwicklung eines innovativen Anlagenkonzepts zur Verwertung von Zuckerrüben für die Herstellung von Bioethanol.

Zur Verwirklichung dieses Ziels wurde zunächst ein Verfahrenskonzept entwickelt. Der Schwerpunkt wurde dabei auf die Entwicklung eines als vorteilhaft eingestuften Konzepts zur direkten Feststofffermentation der Rüben gelegt. Die durchgeführten theoretischen Untersuchungen sind im Abschnitt 2.1 dargestellt. Zunächst wurden darin die Ergebnisse einer Literaturstudie zu den vorliegenden Erfahrungen einer Feststofffermentation präsentiert. Es folgten Betrachtungen zur ablaufenden Fermentationsreaktion im Rahmen einer stofflichen und energetischen Bilanzierung. In einem Exkurs wurde zudem auch auf die Möglichkeit der Effizienzsteigerung durch Nutzung des Bakteriums *Zymomonas mobilis* als Alternative zur konventionell genutzten Hefe *Saccharomyces cerevisiae* eingegangen. Schließlich wurde das Konzept einer Festbettfermentation von Rüben als besondere Form der Feststofffermentation entwickelt. Aus der Energiebilanz bzw. der Notwendigkeit einer geeigneten Wärmeabfuhr heraus wurde das Fermentationskonzept um das Konzept der Vakuumfermentation erweitert. Dadurch war es möglich, eine praktikable Lösung auch für Feststofffermentationen in einer über den Labormaßstab hinausgehenden Dimension anzubieten. Das Verfahrenskonzept der Festbettfermentation als Vakuumfermentation wurde schließlich thermodynamisch modelliert, um die Zusammenhänge zwischen Fermentationstemperatur und notwendigem Fermentationsdruck zu quantifizieren. Demnach muss für eine adiabate Festbettfermentation im Batch-Betrieb bei einer Starttemperatur von zum Beispiel 25°C ein absoluter Druck von 16,5kPa im Fermenter realisiert werden, um eine hinreichende Wärmeabfuhr zu gewährleisten.

Ein zweiter Schwerpunkt der Entwicklung eines Verfahrenskonzepts wurde auf die Untersuchung der Gewinnung des Ethanol in Abschnitt 2.2 gelegt. In Abhängigkeit der Fermentationsparameter wurde der Ethanolaustrag mit dem Fermentationsgas quantifiziert. Zudem wurden zwei Alternativen zur Ethanolgewinnung aus den fermentierten Schnitzeln aufgezeigt. Dies war zum einen die mechanische Gewinnung durch Abpressen, zum anderen das thermische Austreiben des Ethanol in einem als Schnitzeldestillation bezeichneten Prozess. Zur Vervollständigung dieser Thematik wurde der derzeitige Stand der Technik im Bereich der Absolutierung dargestellt.

Schließlich wurden auf Grundlage der in Abschnitt 2.3 dargestellten Konzepte der vor- und nachgelagerten Prozessschritte zwei alternative umfassende Verfahrenskonzepte zur Ethanolherstellung aus Rüben mit einer Verwertung der Reststoffe zur Deckung des Prozessenergiebedarfs entwickelt. Diese beiden in Abschnitt 2.4 beschriebenen Verfahrenskonzepte unterscheiden sich im Wesentlichen in der Art und Weise der Ethanolgewinnung aus den Schnitzeln.

Um das erarbeitete Verfahrenskonzept auf seine praktische Eignung zu prüfen, wurden Versuche zur Festbettfermentation durchgeführt. Diese praktischen Untersuchungen sind im Abschnitt 3 zusammengefasst und bilden den Hauptteil der vorliegenden Arbeit. Die durchgeführten Experimente gliedern sich in Untersuchungen zur Hydrodynamik einer Schnitzelschüttung (Abschnitt 3.1) sowie in Fermentationsversuche zur Festbettfermentation (Abschnitt 3.2).

Durch die Experimente zur Hydrodynamik konnte eine empirische Gleichung zur Vorhersage der Bettporosität in Abhängigkeit der Betthöhe aufgestellt werden. Zudem wurde der trockene Druckverlust gemessen. Die Messergebnisse konnten unter Berücksichtigung der Sphärizität der Rübenschnitzel mit vorhandenen Berechnungsmodellen nachvollzogen werden. Dadurch ist mit den dargestellten Gleichungen eine Vorausberechnung des trockenen Druckverlusts auch für andere Partikelabmessungen möglich. Die durchgeführten Experimente zum nassen Druckverlust sowie zum Flüssigkeits-Hold-Up in der Schüttung konnten nur teilweise quantifizierbare Ergebnisse liefern. Während für das Hold-Up ohne Gasgegenstrom aus den Messungen eine Potenzgleichung auf Basis von Ähnlichkeitskennzahlen abgeleitet werden konnte, traten bei den Untersuchungen mit Gasgegenstrom sowie der Charakterisierung des nassen Druckverlusts deutliche Differenzen zu den theoretischen Modellen auf. Zwar konnten die Tendenzen der Messungen qualitativ, jedoch nicht quantitativ nachvollzogen werden. Es wird davon ausgegangen, dass diese Modelle auf Grund der Inhomogenitäten der untersuchten Schüttung nicht anwendbar waren.

Im zweiten Teil der praktischen Untersuchungen konnten Festbettfermentationen sowohl bei Normaldruck sowie als Vakuumfermentationen erfolgreich durchgeführt werden. Es wurden gute Ethanolausbeuten von über 90% der theoretisch möglichen Ausbeute erreicht. Die Fermentationszeiten variierten insbesondere in Abhängigkeit der Fermentationstemperatur stark. Es wurden erfolgreiche Festbettfermentationen mit Fermentationszeiten unter 20h realisiert. Eine detaillierte Analyse in Abhängigkeit der untersuchten charakteristischen Parameter Temperatur, Druck und Substratfeuchte führten zur Entwicklung einer Potenzgleichung zur Vorhersage der Fermentationszeit in Abhängigkeit dieser Parameter. Darüber hinaus wurde auf Grundlage der Versuchsdaten auch die Vorausberechnung der Produktivität aus den Parametern einer Festbettfermentation erarbeitet. Die in den Versuchen realisierte Produktivität von etwa $2..3\text{g}/(1\cdot\text{h})$ lag höher als bei vergleichbaren, in der Literatur beschriebenen Feststofffermentationen.

Zudem wurden in den Fermentationsversuchen wertvolle Erkenntnisse zur Veränderung des Festbetts und zur Hydrodynamik während der Fermentation gewonnen. Wesentliche Konsequenz dieser Betrachtungen war, dass für eine technische Umsetzung dieses Fermentationskonzepts ein Gegenstrom von perkolierender Flüssigkeit und austretendem Gasstrom vermieden werden sollte. Andernfalls kann es auf Grund abnehmender Bettporosität während der Fermentation zu unerwünscht hohen Druckverlusten innerhalb des Festbetts kommen. Aus diesem Grund wurde in der Erarbeitung eines Anlagenkonzepts von der

Verfahrensvariante einer thermischen Ethanolgewinnung Abstand genommen und sich allein auf die mechanische Ethanolgewinnung aus den Schnitzeln konzentriert.

Die Entwicklung des Anlagenkonzepts wurde in Abschnitt 4 dargestellt. Das Konzept beruht auf einer dezentralen Bioethanolproduktion mit Verwertung der Reststoffe der Ethanolproduktion in einer Biogasanlage. Die Anlagenkapazität wurde auf Grundlage von Betrachtungen zur Rohstofflagerung und der Betriebsgrößenstruktur derzeitiger Agrarbetriebe dimensioniert.

Das Anlagenkonzept beruht auf der Verarbeitung von etwa 13.000t Zuckerrüben während einer Kampagne von 180 Tagen. Insgesamt können in dieser Anlage jährlich etwa 1.400m³ Bioethanol produziert werden. Durch eine angeschlossene Biogasanlage und ein BHKW mit einer elektrischen Leistung von 500kW können die Reststoffe der Bioethanolproduktion sowie weitere Substrate (z.B. Silagemais) zur ganzjährigen Auslastung dieses Anlagenteils zu Elektroenergie und Prozesswärme verarbeitet werden. Die generierte Prozesswärme genügt, um die gesamte Anlage mit der benötigten Prozessenergie zu versorgen.

Auf der Basis der aufgestellten Stoff- und Energiebilanzen wurden die wesentlichen Apparate der Anlage dimensioniert. Die Energiebilanz ergab für den gesamten Prozess einen Wirkungsgrad der Konversion von Zuckerrüben und Silagemais zu Nutzenergie (Bioethanol, Elektroenergie und Prozesswärme) von 69%.

Im letzten Teil dieser Arbeit wurde das Anlagenkonzept einer betriebswirtschaftlichen Analyse unterzogen. Eine Kostenbilanzierung ergab Herstellkosten des Bioethanols von 51,5 Cent pro Liter. Ökonomisch zwingend erforderlich ist dafür eine möglichst vollständige Abgabe der überschüssigen Prozesswärme. Andernfalls steigen die Herstellkosten im ungünstigsten Fall auf knapp 57 Cent pro Liter. In diesem Fall wäre diese Ethanolproduktion nur bei sehr guter Marktlage konkurrenzfähig. Eine Sensitivitätsanalyse zeigte die starke Abhängigkeit der Herstellkosten von der produzierten Ethanolmenge sowie von den Rohstoffkosten. In diesen Positionen sowie in der Reduktion der Investitionskosten (z.B. durch Nutzung bereits vorhandener Strukturen) wurden Möglichkeiten zur Verringerung der Herstellkosten ausgemacht.

Anhang

Anhang 1: durchschnittliche Zusammensetzung der Zuckerrübe (in Anlehnung an [KAL01, Sch02])

Inhaltsstoff	Massenanteil [%]	Massenanteil auf TS [%]
Wasser	77,0	-
Trockensubstanz (TS)	23,0	100
Zucker (Saccharose)	17,5	76,1
Nichtzuckerstoffe	5,5	23,0
Proteine	1,4	6,1
Fett	0,1	0,4
Rohfaser	1,4	6,1
Asche	1,4	6,1
Andere	1,2	5,2

Anhang 2: spezifische Wärmekapazitäten relevanter Stoffe und Substanzen

Stoff/Substanz	Aggregatzustand bei der Fermentation	spezifische Wärmekapazität c_p in kJ/(kg·K)
Wasser	Flüssig	4,183
Ethanol	Flüssig	2,395
Saccharose	Fest	1,204
Rübenrest (NZ)	Fest	1,669
Hefe (TS)	Fest	1,773
Glas	Fest	0,795

Anhang 3: Ergebnisse der Wasserbilanz

Versuch	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
	Zuckerrüben Charge 1				Zuckerrüben Charge 2				
m_w [g]	4053	4014	3257	3187	3016	3611	3608	2850	3933
m_w^E [g]	4128	4107	3393	3248	3104	3685	3701	2930	4004
Δm_w [g]	75	94	135	61	88	74	93	80	71
$\Delta m_w/m_{R,S}$ [%]	10,8	12,9	17,4	10,2	11,2	9,0	11,3	10,2	8,2

Anhang 4: Vergleich der Messwerte und Berechnung des Kondensats

Versuch	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07	
	Zuckerrüben Charge 1				Zuckerrüben Charge 2					
m_{K_gem} [g]	63,8	4,6	126,6	102,3	165,0	164,6	64,5	4,9	4,6	
F_{Konz_E} []	1,1	1,1	1,3	1,1	-	1,1	1,0	1,1	1,1	
m_{K_ber} [g]	67,3	8,4	122,7	92,7	165,9	162,7	64,6	7,0	8,2	
x_{K_E} [%]	33	31	40	35	40	43	38	37	33	
Δm_K [%]	5,5	83	-3,1	-9,4	0,5	-1,2	0,2	43	80	

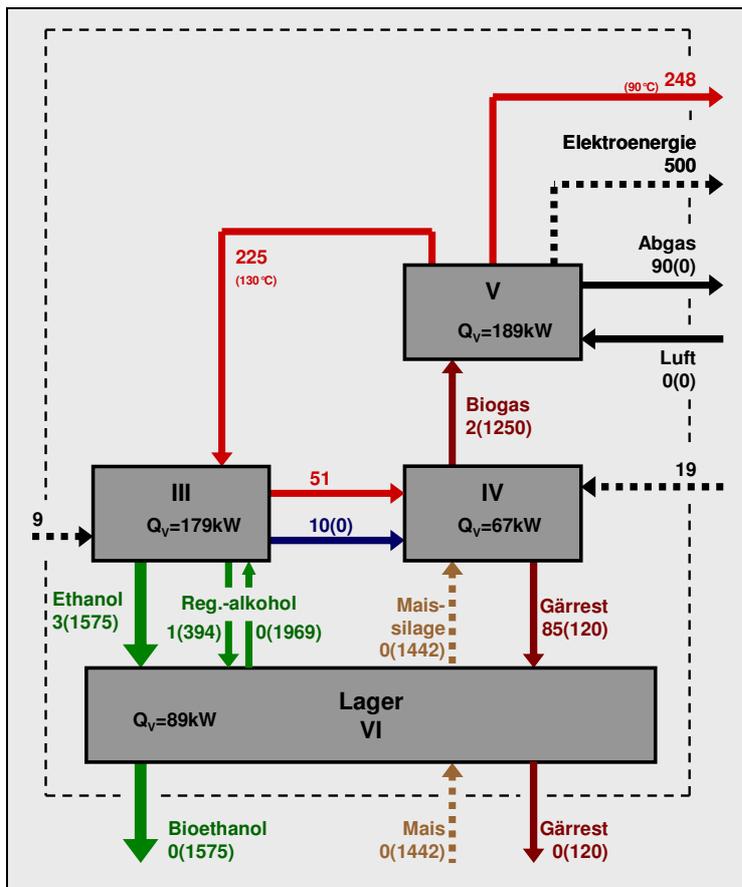
Anhang 5: Temperaturen, Temperaturdifferenzen sowie relative Wärmen und Enthalpieänderungen

	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
T_{Fer}^o [°C]	24,0	25,3	20,0	14,1	18,2	14,8	19,1	12,9	13,7
T_{Fer}^E [°C]	34,5	26,4	33,6	30,9	31,0	30,4	32,5	34,2	37,3
T_{Fer_max} [°C]	36,0	39,5	33,7	31,2	32,6	30,5	34,2	35,2	37,6
T_{Fer} [°C]	31,7	34,7	31,3	27,2	30,0	27,2	30,1	22,3	23,9
ΔT_{Fer_max} [°C]	12,0	14,2	13,7	17,1	14,4	15,7	15,1	22,3	22,7
$\Delta T_{ad}(p_{Fer})$ [°C]	12,7	22,1	12,6	14,2	11,9	13,5	14,1	32,9	26,7
$ Q_{Ul} $ [% Q_{Fer}]	28	116	31	58	29	37	45	30	24
Q_{zu} [% Q_{Fer}]	10	12	22	54	26	34	19	13	18
Q_{ab} [% Q_{Fer}]	-18	-104	-9	-4	-3	-3	-25	-17	-6
ΔH_{Sch} [% Q_{Fer}]	-46	-5	-45	-69	-41	-52	-49	-61	-78
ΔH_{Ferm} [% Q_{Fer}]	-13	2	-17	-30	-15	-18	-18	-31	-30
ΔH_{IV} [% Q_{Fer}]	-32	-4	-50	-51	-66	-60	-25	-4	-4

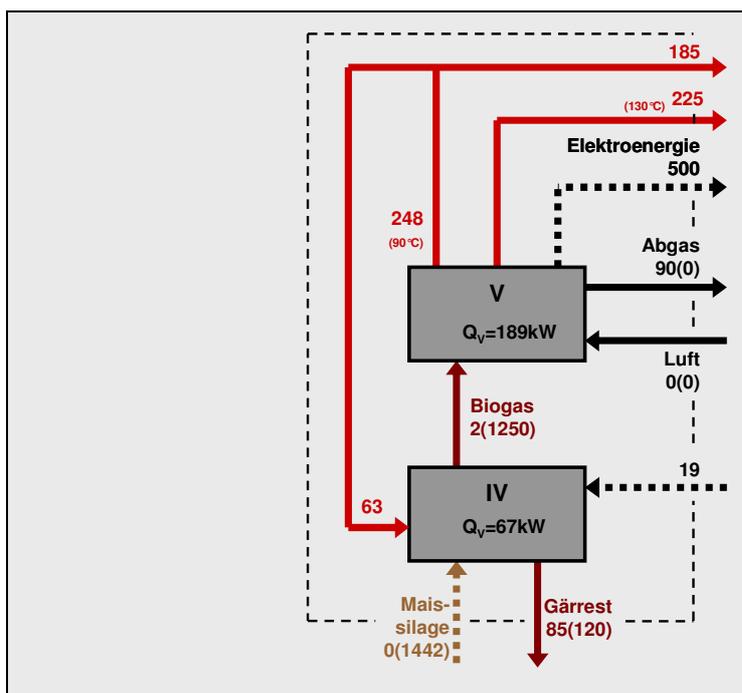
Anhang 6: Daten und Ergebnisse der Parameteranpassung zur Berechnung der Fermentationszeit

	15.11.06	17.11.06	27.11.06	19.12.06	05.01.07	15.01.07	20.01.07	08.02.07	11.02.07
T_{Fer}^o [°C]	24,0	25,3	20,0	14,1	18,2	14,8	19,1	12,9	13,7
ϑ_{Fer} []	0,80	0,84	0,67	0,47	0,61	0,49	0,64	0,43	0,46
p_{Fer} [kPa]	17,7	109,0	12,8	10,8	10,8	10,4	20,7	103,2	104,0
π_{Fer} []	0,17	1,08	0,13	0,11	0,11	0,10	0,20	1,02	1,03
x_S [g/g]	0,14	0,14	0,18	0,15	0,19	0,17	0,17	0,20	0,17
χ_{Fer} []	0,77	0,82	1,03	0,85	1,11	0,99	0,99	1,14	0,97
t_{Fer_gem} [h]	8,6	9,5	20,6	21,1	29,4	27,9	19,9	27,0	18,6
t_{Fer_ber} [h]	9,9	7,6	21,9	21,0	28,5	27,5	19,3	27,5	18,6
Δt_{Fer} [h]	1,4	-1,9	1,4	-0,2	-0,8	-0,4	-0,5	0,4	0,0
Δt_{Fer} [%]	16	-20	7	-1	-3	-1	-3	2	0

Anhang 7: Energiebilanz während der Aufarbeitungsphase (Angaben in kW, vor der Klammer thermische Energie, in der Klammer chemische Enthalpie des Stoffstroms)



Anhang 8: Energiebilanz während des alleinigen Betriebs der Biogasanlage (Angaben in kW, vor der Klammer thermische Energie, in der Klammer chemische Enthalpie des Stoffstroms)



Anhang 9: Investitionskosten des Anlagenkonzepts

Position	Ab- schreibung	Kosten- satz Einheit	Menge Einheit	Invest- kosten	jährl. Ab- schreibung (1.-10.Jahr)
Grundstück	40 Jahre	19 €/m ²	10.000 m ²	190.000 €	4.750 €
Rübenlagerstätten (Scheunen)	40 Jahre	20 €/m ³	10.800 m ³	216.000 €	5.400 €
Silagelager	20 Jahre	10 €/m ³	5.600 m ³	56.000 €	2.800 €
Rübenaufbereitung	10 Jahre	5 €/t	26.000 t	130.000 €	13.000 €
Fermentation	10 Jahre	100 €/m ³	2.800 m ³	280.000 €	28.000 €
Destillation/Absolutierung	10 Jahre	150 €/m ³	2.300 m ³	345.000 €	34.500 €
Alkohollager	10 Jahre	200 €/m ³	370 m ³	74.000 €	7.400 €
Biogasanlage	10 Jahre	700 €/kW	500 kW	350.000 €	35.000 €
BHKW	10 Jahre	800 €/kW	500 kW	400.000 €	40.000 €
Rauchgaskessel	10 Jahre	20 €/m ³	1.400 m ³	28.000 €	2.800 €
Gärrestlager	20 Jahre	20 €/m ³	9.000 m ³	180.000 €	9.000 €
Gesamt				2.249.000 €	182.650 €

Anhang 10: jährliche Aufwendungen und Erträge des Anlagenkonzepts

Zinsen		6% p.A.	2.249.000 €	134.940 €
Abschreibungen				182.650 €
Reparatur/Wartung		3% p.A.	1.533.000 €	45.990 €
Lohnkosten	Bioethanol	15 €/AKh	2880 AKh	43.200 €
		25 €/AKh	1792 AKh	44.800 €
	Biogas/BHKW	15 €/AKh	2000 AKh	30.000 €
				118.000 €
Rohstoffe	Rüben	35 €/t	13.000 t	455.000 €
	Mais (o.ä.)	40 €/t	7.500 t	300.000 €
				755.000 €
Energieverbrauch	Strom	0,10 €/kWh	340.000 kWh	34.000 €
Kalkulatorischer Überschuss				100.000 €
Kosten/Aufwendungen				1.370.580 €
Subventionen für Energiepflanzenanbau		45,00 €/ha	390 ha	17.550 €
Energieerträge	Stromeinspeisung	0,0918 €/kWh	4.000.000 kWh	367.200 €
	NaWaRo-Bonus	0,0700 €/kWh	2.600.000 kWh	182.000 €
	KWK-Bonus ¹⁾	0,0300 €/kWh	2.000.000 kWh	60.000 €
	Prozesswärme ²⁾	0,0100 €/kWh	2.250.000 kWh	22.500 €
			mit ¹⁾ und ²⁾	631.700 €
			ohne ¹⁾ und ²⁾	549.200 €
Ethanol	mit ¹⁾ und ²⁾	0,52 €/l	1.400.000 l	721.330 €
	ohne ¹⁾ und ²⁾	0,57 €/l	1.400.000 l	803.830 €
Erträge				1.370.580 €

Literaturverzeichnis

- [AMI87] Amin, G.; Doelle, H.W.; Greenfield, P.F.: Ethanol Production from Glucose by Immobilized *Zymomonas mobilis* Cells in Polyurethane Foam. *Biotechnology Letters*, Amsterdam, 9 (1987) 3, S. 225-228
- [AMI92a] Amin, G.: Conversion of sugar-beet particles to ethanol by the bacterium *Zymomonas mobilis* in solid-state fermentation. *Biotechnology Letters*, Amsterdam, 14 (1992) 6, S. 499-504
- [AMI92b] Amin, G.; Khalaf Allah, A. M.: Byproducts formed during direct conversion of sugar beets to ethanol by *Zymomonas mobilis* in conventional submerged and solid-state fermentations. *Biotechnology Letters*, Amsterdam, 14 (1992) 12, S. 1187-92
- [ASUE05] ASUE - Arbeitsgemeinschaft für sparsamen und umweltfreundlichen Energieverbrauch e.V.: BHKW-Kenndaten 2005
Kaiserslautern: Verlag Rationeller Energieeinsatz, 2005
- [BDB09] Bundesverband der deutschen Bioethanolwirtschaft BDBe e.V.: Bioethanol Fakten.
Internet: <http://www.lab-biokraftstoffe.de/bioethanol.html> (Zugriff: 10.05.09)
- [BEI01] Beitz, W.; Grote, K.-H. (Hrsg.): *Dubbel - Taschenbuch für den Maschinenbau*.
Berlin: Springer Verlag, 2001
- [BER06] Bernhardt, D.; Germanwatch e.V. [Hrsg.]: *Ökobilanz von Bioethanol - Eine Literaturstudie*.
Internet: <http://www.germanwatch.org/handel/eth06.htm> (Zugriff: 26.05.2008)
- [BEU77] Beutler, H.-O.; Michal, G.: Neue Methode zur enzymatischen Bestimmung von Ethanol in Lebensmitteln.
Zeitschrift für analytische Chemie, Berlin, 284 (1977) 2, S. 113-117
- [BEU84] Beutler, H.-O.: *Methods of Enzymatic Analysis* 3rd ed., Band VI, S. 598-606.
Weinheim, Deerfield Beach/Florida, Basel: Verlag Chemie 1984
- [BIL89] Billet, R.; Maćkowiak, J.; Kim, J.-H.: Druckverlust in berieselten Schüttungen.
Chemie Ingenieur Technik, Weinheim, 61 (1989) 2, S. 157-159
- [BIO06] Biokraftstoffquotengesetz (BioKraftQuG).
Bundesgesetzblatt Teil 1, Bonn, (2006) 62, S. 3180-3188.
- [BIO08] Bioethanol. In: *Wikipedia - Die freie Enzyklopädie*.
Internet: <http://de.wikipedia.org/wiki/Bioethanol> (Zugriff: 06.05.2008)
- [BMU07a] Deutsches Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit: *Klimaänderung 2007: Zusammenfassungen für politische Entscheidungsträger*.
Bern/Berlin: ProClim/IPCC-Koordinierungsstelle 2007

- [BMU07b] Deutsches Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit: Entwurf und Begründung einer Verordnung über Anforderungen an eine nachhaltige Erzeugung von Biomasse zur Verwendung als Biokraftstoff (Biomasse-Nachhaltigkeitsverordnung - BioNachV)
Internet: http://www.bmu.de/erneuerbare_energien/downloads/doc/40712.php
(Zugriff: 25.05.08)
- [BMU07c] Deutsches Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit: Roadmap Biokraftstoffe. Gemeinsame Strategie von BMU/BMELV, VDA, MWV, IG, VDB und DBV.
Internet: http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/roadmap_bio_kraftstoffe.pdf (Zugriff: 25.05.08)
- [BOR93] Bornhütter, K.; Mersmann, A.: Mass transfer in packed columns: the cylinder model.
Chemical Engineering and Technology, Weinheim, 16 (1993) 1, S. 46-57
- [BRA71] Brauer, M.: Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen.
Aarau: Verlag Sauerländer 1971
- [BRO76] Brouwer, W.: Handbuch des speziellen Pflanzenbaues. Band 2: Kartoffeln, Beta-Rüben, Raps und Rübsen, Erbsen, Ackerbohnen
Hamburg: Parey 1976
- [BÜc51] Bücher, T.; Redetzki, H.: Eine spezifische photometrische Bestimmung von Ethylalkohol auf fermentativem Wege.
Klinische Wochenschrift, Berlin, 29 (1951) 35/36, S. 615-616
- [BÜR85a] Bürcky, K.; Winner, C.: Ertrag und Ethanolpotenzial von Beta-Rüben verschiedener Zuchttrichtungen - I. Erträge an Trockensubstanz und Zucker (Saccharose).
Zuckerindustrie, Berlin, 35 (1985) 11, S. 967-971
- [BÜR85b] Bürcky, K.; Beiß, U.: Ertrag und Ethanolpotenzial von Beta-Rüben verschiedener Zuchttrichtungen - II. Gesamtzucker und Ethanolergiebigkeit.
Zuckerindustrie, Berlin, 35 (1985) 11, S. 972-976
- [BUS52] Buswell, A.M.; Mueller, H.F.: Mechanism of Methan Fermentation.
Industrial and Engineering Chemistry, Washington, 44 (1952) 3, S. 550-552
- [CAR02] Carmo, M.J.; Gubulin, J.C.: Ethanol-Water Separation in the PSA Process.
Adsorption, Amsterdam, 8 (2002) 3, S. 235-248
- [CRA82] Cranach von, D.: Drogen im Alten Ägypten.
In: Völger, G.; Welck, K.: Rausch und Realität: Drogen im Kulturvergleich. Band 2, S. 480-487. Reinbek: Rowohlt 1982

- [CRO82] Cromie, S.; Doelle, H.W.: Limitations in substrate utilization efficiency by *Zymomonas mobilis*.
Applied Microbiology and Biotechnology, Heidelberg, 14 (1982) 2, S. 69-73
- [CYS77] Cysewski, G.R.; Wilke, C.R.: Rapid Ethanol Fermentations Using Vacuum and Cell Recycle.
Biotechnology and Bioengineering, New York, 19 (1977) 8, S. 1125-1143
- [DAM82] Dambroth, M.: Beta-Rüben - Ein nachwachsender Rohstoff für die Ethanol- und Chemiegrundstoffgewinnung.
Zuckerindustrie, Berlin, 33 (1982) 2, 125-130
- [DIE53] Dietrich, K.R.: Die Erzeugung und Eignung von Äthylalkohol als Kraftstoff.
Erdöl und Kohle, Hamburg, 6 (1953) 3, S. 146-148
- [DOE93] Doelle, H.W.; Kirk, L.; Crittenden, R.; Toh, H.: *Zymomonas Mobilis* - Science and Industrial Application.
Critical reviews in biotechnology, Philadelphia, 13 (1993) 1, S. 57-98
- [EDE96] Edelmann, W; Engeli, H.: Biogas aus festen Abfällen und Industrieabwässern - Eckdaten für PlanerInnen.
Bern: Bundesamt für Konjunkturfragen 1996
- [EEG04] Gesetz zur Neuregelung des Rechts der Erneuerbaren Energien im Strombereich.
Bundesgesetzblatt Teil 1, Bonn, (2004) 40, S. 1918-1930.
- [EEG08] Gesetz zur Neuregelung des Rechts der Erneuerbaren Energien im Strombereich und zur Änderung damit zusammenhängender Vorschriften.
Bundesgesetzblatt Teil 1, Bonn, (2008) 49, S. 2074-2100.
- [ENG00] Engel, V.: Fluidodynamik in Füllkörper- und Packungskolonnen für Gas/Flüssig-Systeme.
Chemie Ingenieur Technik, Weinheim, 72 (1997) 7, S. 700-703
- [ENG97] Engel, V.; Stichlmair, J.; Geipel, W.: A new model to predict liquid holdup in packed columns - using data based on capacitance measurement techniques.
Chemical Engineering Progress, New York, 48 (1997) 2, S. 939-947
- [ERD94] Erdeljan, H.: Verfahrenstechnische Untersuchungen zur Flüssigkonservierung von Beta-Rüben für die Schweinemast.
Dissertation, Universität Hohenheim, 1994
- [ERG52] Ergun, S.: Fluid flow through packed columns.
Chemical Engineering Progress, New York, 48 (1952) 2, S. 89-94
- [EUR03] EU: Richtlinie 2003/30/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 8. Mai 2003 zur Förderung der Verwendung von Biokraftstoffen oder anderen erneuerbaren Kraftstoffen im Verkehrssektor.
Amtsblatt der Europäischen Union, Luxemburg, 46 (2003) L123, S. 42-46

- [EUV03] EU: Verordnung Nr. 1782/2003 vom 29. September 2003 mit gemeinsamen Regeln für Direktzahlungen im Rahmen der Gemeinsamen Agrarpolitik [...]. Amtsblatt der Europäischen Union, Luxemburg, 46 (2003) L270, S. 1-69
- [FAL92] Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL); Dambroth, M.: Weiterentwicklung und Optimierung einer umweltfreundlichen und energiesparenden Ethanolproduktion aus nachwachsenden einheimischen Rohstoffen.
Braunschweig: FAL 1992
- [FLO06] Flottweg Separation Technology (Hrsg., Produktbroschüre): Flottweg Klär-Separatoren.
<http://www.flottweg.de/Broschu/2500KFDdtsch.pdf>
(Zugriff: 24.03.2008)
- [FLO08] Flottweg Separation Technology (Hrsg., Produktbroschüre): Flottweg Bandpressen.
<http://www.flottweg.de/Broschu/BandPrDtsch.pdf>
(Zugriff: 24.03.2008)
- [FNR04] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (Hrsg.): Handreichung Biogasgewinnung und -nutzung.
Gülzow: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe 2004
- [FNR08] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (Hrsg.): Biogas - Basisdaten Deutschland.
Gülzow: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe 2008
- [FRA87] Fratzscher, W.; Picht, H.P.; Stoffdaten und Kennwerte der Verfahrenstechnik.
Leipzig: Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie 1987
- [GIB84] Gibbons, W.R.; Westby, C.A.; Dobbs, T.L.: A Continuous, Farm-Scale, Solid-Phase Fermentation Process for Fuel Ethanol and Protein Feed Production from Fodder Beets.
Biotechnology and Bioengineering, New York, 26 (1984) 9, S. 1098-1107
- [GIB86a] Gibbons, W.R.; Westby, C.A.: Effect of Pulp-pH on Solid-Phase Fermentation of Fodder Beets for Fuel Ethanol Production.
Biotechnology Letters, Amsterdam, 8 (1986) 9, S. 657-662
- [GIB86b] Gibbons, W.R.; Westby, C.A.: Effect of Inoculum Size on Solid-Phase Fermentation of Fodder Beets for Fuel Ethanol Production.
Applied and Environmental Microbiology, Washington, 52 (1986) 4, S. 960-962
- [GIB87a] Gibbons, W.R.; Westby, C.A.: Effect of Fodder Beet Cube Size on Ethanol Production via Diffusion Fermentation.
Biotechnology Letters, Amsterdam, 9 (1987) 1, S. 135-138

- [GIB87b] Gibbons, W.R.; Westby, C.A.: Effects of Sodium Meta Bisulfite on Diffusion Fermentation of Fodder Beets for Fuel Ethanol Production. *Biotechnology and Bioengineering*, New York, 30 (1987) 7, S. 909-916
- [GIB88a] Gibbons, W.R.; Westby, C.A.; Arnold, E.: Semicontinuous Diffusion Fermentation of Fodder Beets for Fuel Ethanol and Cubed Protein Feed Production. *Biotechnology and Bioengineering*, New York, 31 (1988) 7, S. 696-704
- [GIB88b] Gibbons, W.R.; Westby, C.A.: Technology and Economics of Ethanol Production from Fodder Beets via Solid-Phase Fermentation. *Biotechnology Letters*, Amsterdam, 10 (1988) 9, S. 665-670
- [GOE02] Goebel, O.: Ethanol: Recovery and Purification. In: Bohnet, M. [Hrsg.]: *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Weinheim: Wiley VCH 2002
- [GOL89] Goldberg, R.N.; Tewaril, Y.B.; Ahluwalia, J.C.: Thermodynamics of the Hydrolysis of Sucrose. *The Journal of Biological Chemistry*, Bethesda, 264 (1989) 17, S. 9901-9904
- [GUA03] Guan, J.; Hu, X.: Simulation and analysis of pressure swing adsorption: ethanol drying process by the electrical analogue. *Separation and Purification Technology*, Amsterdam, 31 (2003) 1, S. 31-35
- [GUN99] Gunasekaran, P.; Raj, K. Chandra: Ethanol fermentation technology - *Zymomonas mobilis*. *Current Science*, Bangalore, 77 (1999) 1, S. 56-68
- [HUT00] Hutnan, M.; Drtil, M.; Mrafkova, L.: Anaerobic biodegradation of sugar beet pulp. *Biodegradation*, Dordrecht, 11 (2000) 4, S. 203-211
- [JAG99] Jaggard, K.W.; Clark, C.J.A.; Draycott, A.P.: The weight and processing quality of components of the storage roots of sugar beet. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, Kuala Lumpur, 79 (1999) 11, S. 1389-1398
- [JAL91] Jaleel, S.A.; Srikanta, S.; Ghildyal, N.P.; Lonsane, B.K.: Comparative efficiency of techniques for recovery of ethanol from pulpy substrate fermented in solid phase. *Starch/Stärke*, Weinheim, 43 (1991) 5, S. 183-186
- [KAL97] Kaltschmitt, M.; Reinhardt, G. (Hrsg.): *Nachwachsende Energieträger*. Braunschweig: Vieweg 1997
- [KAL01] Kaltschmitt, M.; Hartmann, H. (Hrsg.): *Energie aus Biomasse*. Berlin: Springer-Verlag 2001

- [KAL03] Kaltschmitt, M.; Wiese, A.; Streicher, W. (Hrsg.): Erneuerbare Energien. Berlin: Springer-Verlag 2003
- [KAR74] Karwowski, T.: Hackfruchterntemaschinen. Berlin: Verlag Technik 1974
- [KEN07] Kenter, C.; Hoffmann, C.: Lagerungsversuche. Wie lange hält die Rübe durch? DLG-Mitteilungen, Frankfurt, M., 122 (2007) 1, S. 24-27
- [KIR80] Kirby, K.D.; Mardon, C.J.: Production of Fuel Ethanol by Solid-Phase Fermentation. Biotechnology and Bioengineering, New York, 22 (1980) 12, S. 2425-2427
- [KIR84] Kirby, K.D.; Mardon, C.J.: Production of Ethanol by Fermentation. United States Patent, Patent Number: 4490469, 1984
- [KNR07] Koordinierungsstelle Nachwachsende Rohstoffe (KoNaRo): Biogasanlagen in Sachsen-Anhalt. Internet: <http://lsa-st23.sachsen-anhalt.de/llg/konaro/fakten/biogaskarte.pdf> (Zugriff: 06.10.08)
- [KOS83] Kosaric, N.; Wiczorek, A.; Kliza, S.: Ethanol Production from Fodder Beets. Biotechnology and Bioengineering, New York, 25 (1983) 7, S. 1737-1745
- [KOS88] Kosaric, N.; Duvnjak, Z.; Wiczorek, A.: Novel Processes for Production of Fuel Alcohol. In: Holló, J.; Törley D. [Hrsg.]: Biotechnology and food industry: proceedings of the International Symposium, S. 427-452. Budapest: Akademiai Kiadó 1988
- [KOS02] Kosaric, N.; Duvnjak, Z.; Sahm, H.; Bringer-Meyer, S.: Ethanol: Fermentation. In: Bohnet, M. [Hrsg.]: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Weinheim: Wiley VCH, 2002
- [KOV96] Kovarik, B.: Henry Ford, Charles F. Kettering and the Fuel of the Future. Proceedings of the 1996 Automotive History Conference, Henry Ford Museum, Dearborn (Michigan), 1996
- [KTBL09] Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft e.V. (KTBL): Kostenrechner Energiepflanzen. Internet: <http://daten.ktbl.de/energy/postHv.html;jsessionid=68B2A96087C0278E3583A0CC35F071E1#start> (Zugriff: 17.01.2009)
- [KWK08] Gesetz zur Förderung der Kraft-Wärme-Kopplung. Bundesgesetzblatt Teil 1, Bonn, (2008) 49, S. 2101-2108.
- [LAB08] LAB - Landwirtschaftliche Biokraftstoffe e.V.. Internet: <http://www.lab-biokraftstoffe.de/bioethanol.html> (Zugriff: 06.05.2008)

- [LEN08] Lenz, V.; Edel, M.; Kaltschmitt, M.: Erneuerbare Energien. BWK, Düsseldorf, 60 (2008) 4, S. 118-122
- [MAT56] Matthies, H. J.: Der Strömungswiderstand beim Belüften landwirtschaftlicher Erntegüter. VDI Forschungsheft 545, Düsseldorf, 22 (1956) Ausgabe B
- [MDG08] United Nations - Millennium Development Goals Indicators. Internet: <http://millenniumindicators.un.org/unsd/mdg/default.aspx> (Zugriff: 07.05.2008)
- [MEL88] Meliß, M.; Kleemann, M.: Regenerative Energiequellen. Berlin: Springer Verlag 1988
- [MIL60] Miller, G.L.; Blum, R.; Glennon, W.E.; Burton, A.L.: Measurement of carboxymethylcellulase activity. Analytical Biochemistry, San Diego, 1 (1960) 2, S. 127-132
- [MIN03] Steueränderungsgesetz 2003: Änderung des Mineralölsteuergesetzes. Bundesgesetzblatt Teil 1, Bonn, (2003) 62, S. 2672-2673
- [Mis82] Misselhorn, K.: Technologische Aspekte der Ethanolgewinnung. Starch/Stärke, Weinheim, 43 (1982) 10; S. 325-329
- [Mis04] Misselhorn, K.: Gärungsalkohol. In: Heiss, R. [Hrsg.]: Lebensmitteltechnologie. Berlin: Springer-Verlag, 2004
- [Mit00] Mitchell, David A.; Berovic, Marin; Krieger, Nadia: Biochemical Engineering Aspects of Solid State Bioprocessing. Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology, Berlin, 68 (2000); S. 61-138
- [Mit02] Mitchell, David A.; Berovic, Marin; Krieger, Nadia: Overview of solid state bioprocessing. Biotechnology Annual Review, London, 8 (2002); S. 183-225
- [MOL82] Molerus, O.: Fluid-Feststoff-Strömungen. Strömungsverhalten feststoffbeladener Fluide und kohäsiver Schüttgüter. Berlin: Springer-Verlag 1982
- [MOL93] Molerus, O.: Principles of Flow in Disperse Systems. London: Chapman & Hall 1993
- [MOR89] Morgan, E.; Fleming, G.; Patching, J.; Colleran, E.: Solid-state fermentation of sugar beet for the purpose of fuel-alcohol production. Biochemical Society Transactions, London, 17 (1989) 2, S. 424

- [MUT93] Muttzall, K.: Einführung in die Fermentationstechnik.
Hamburg: Behr's Verlag 1993
- [OLS06] Olsen, H.S.; Schäfer, T.: Ethanol-Produktion aus pflanzlicher Biomasse.
In: Antranikian, G.: Angewandte Mikrobiologie, S. 323-340. Berlin: Springer 2006
- [PUT03] Putensen, Ch.: Ökonomische Bewertung von Kulturfrüchten zur Ethanolherstellung in Deutschland.
Poster: Gesellschaft für Wirtschafts- und Sozialwissenschaften des Landbaues e.V. (GeWiSoLa): 43. Jahrestagung, Perspektiven in der Landnutzung - Regionen, Landschaften, Betriebe - Entscheidungsträger und Instrumente. 29. September bis 1. Oktober 2003, Universität Hohenheim
- [RAI98] Raimbault, M.: General and microbiological aspects of solid substrate fermentation.
Electronic Journal of Biotechnology, Valparaiso, 1 (1998) 3, S. 174-188
- [RAM77] Ramalingham, A.; Finn, R. K.: The Vacuform process: a new approach to fermentation alcohol.
Biotechnology and Bioengineering, New York, 19 (1977) 4, S. 583-589
- [ROG79] Rogers, P.L.; Lee, K.J.; Tribe, D.E.: Kinetics of Alcohol Production by *Zamomonas mobilis* at High Sugar Concentrations.
Biotechnology Letters, Amsterdam, 4 (1979) 1, S. 165-170
- [RÜF91] Ruffer, H.; Rosenwinkel, K.-H.: Taschenbuch der Industriewasserreinigung.
München: R. Oldenbourg Verlag 1991
- [SCH02] Schiweck, H.: Sugar: Sugar Beets: Cultivation, Harvesting, Preparation.
In: Bohnet, M. [Hrsg.]: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Weinheim: Wiley VCH, 2002
- [SCH03] Schmitz, N.: Bioethanol in Deutschland.
Münster: Landwirtschaftsverlag 2003
- [SCH05a] Schulz, M.; Hebecker, D.: Thermodynamische Analyse und Bewertung der Bioethanolherstellung.
Chemie Ingenieur Technik, Weinheim, 77 (2005) 6, S. 792-798
- [SCH05b] Schmitz, N.; Henke, J.M.: Innovationen bei der Bioethanolerzeugung und ihre Auswirkungen auf Energie- und Treibhausgasbilanzen: neue Verfahren, Optimierungspotenziale, internationale Erfahrungen und Marktentwicklungen.
Münster: Landwirtschaftsverlag 2005
- [SCH06] Schmitz, N.: Bioethanol als Kraftstoff - Stand und Perspektiven.
Technikfolgenabschätzung: Theorie und Praxis, Karlsruhe, 15 (2006) 1, S.16-26

- [SCH08] Schult-Bornemann, K.-H.: Mineralöl.
BWK, Düsseldorf, 60 (2008) 4, S. 118-122
- [SCH79] Schmidt, R.: Third International Symposium on Distillation, London.
Institution of Chemical Engineers Symposium Series, 56 (1979), 3.1/1 ff.
- [SCH87] Schweinzer, J.: Druckverlust in und gaskonvektiver Wärmeübergang an
Festbetten und Wirbelschichten.
Dissertation. Universität Erlangen-Nürnberg 1987
- [SCH90] Schubert, H.: Mechanische Verfahrenstechnik.
Leipzig: Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie 1990
- [SEN03] Senn, Th.; Lucá, S.F.: Studie zur Bioethanolproduktion aus Getreide in Anlagen
mit einer Jahres-Produktionskapazität von 2, 5 und 9 Mio. Litern.
Studie im Auftrag des Bundesverband landwirtschaftlicher Rohstoffe
verarbeitende Brennereien e.V., 2003
<http://www.uni-hohenheim.de/gaerung/dateien/Gesamtstudie%20120503.pdf>
(Zugriff: 30.03.2008)
- [STA08A] Statistisches Bundesamt: Agrarstrukturerhebung 2007. Betriebsgrößenstruktur.
Wiesbaden: Statistisches Bundesamt 2008
- [STA08B] Statistisches Landesamt Sachsen-Anhalt: Agrarstrukturerhebung 2007 Teil 2.
Halle: Statistisches Landesamt Sachsen-Anhalt 2008
- [STE03] Steensen, J.K.; Augustinussen, E.: Effect of rubber flail topping and scalping
versus non-scalping on yield, internal quality, and storage losses in sugar beet.
Zuckerindustrie, Berlin, 128 (2003) 2, 100-105
- [STI89] Stichlmair, J.; Bravo, J.L.; Fair, J.R.: General model for prediction of pressure
drop and capacity of countercurrent gas/liquid packed columns.
Gas Separation & Purification, Amsterdam, 3 (1989) 1, S. 19-28
- [STI02] Stichlmair, J.: Distillation and Rectification.
In: Bohnet, M. [Hrsg.]: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry.
Weinheim: Wiley VCH, 2002
- [THE87] Theurer, J.C. et al.: Potential Ethanol Production from Sugar Beet and Fodder
Beet.
Crop Science, New York, 27 (1987) 5, S. 1034-1040
- [THU03] Thunack, J. (Zuckerfabrik Könnern): Persönliche Mitteilung, 2003
- [VOE02] Voet, D.; Voet, J.G.; Pratt, C.W.: Lehrbuch der Biochemie.
Weinheim: VCH Verlagsgesellschaft 2002
- [WAD32] Wadell, H.: Volume, shape and roundness of rock particles.
Journal of Geology, Chicago, 40 (1932), S. 443-451

- [WEI89] Weiland, P.; Scholz, C.: Development of a solid-state fermentation process for ethanol production.
DECHEMA Biotechnology Conferences, Weinheim, 3 (1989), S. 691-694
- [WEI90] Weiland, P.; Scholz, C.: Ethanol fermentation in a solid-phase process.
Proceedings of the 8th DECHEMA Annual Meeting of Biotechnologists,
Weinheim: VCH Verlagsgesellschaft 1990
- [WEI93A] Weiland, P.: One- and two-step anaerobic digestion of solid agroindustrial residues.
Water Science and Technology, London, 27(1993) 2, S.145-51
- [WEI93B] Weiß, S.: Thermische Verfahrenstechnik.
Leipzig: Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie 1993
- [WES89] Westermeyer, J.: Cross-cultural studies on alcoholism.
In: Goedde, H.W.; Agarwal, D. P.: Alcoholism: Biomedical and genetic aspects,
S. 305–311. New York: Pergamon Press 1989
- [WET04] Wetter, Ch.; Brüggling, E.: Machbarkeitsstudie zur Bioethanolproduktion in landwirtschaftlichen Brennereien.
Studie des Fachbereichs Energie der Fachhochschule Münster, 2004
<http://www.fh-muenster.de/fb4/bioethanol> (Zugriff: 31.05.2005)
- [WVZ08] Wirtschaftliche Vereinigung Zucker (WVZ): Zuckermarkt Deutschland. Anbau und Erzeugung.
Internet: http://www.zuckerwirtschaft.de/2_1_5.html (Zugriff: 01.09.2008)
- [ZAH07] Zah, R. et al.: Ökobilanz von Energieprodukten: Ökologische Bewertung von Biotreibstoffen.
Internet: http://www.biomasseenergie.ch/Portals/0/1_de/03_Wie_nutzen/Pdf/biotreibstoffe_oekobilanzenergieprodukte.pdf (Zugriff: 26.05.2008)

Lebenslauf

Persönliche Angaben

Nachname, Vorname	Schlimbach, Michael	Geburtsname	Schulz
Adresse	Leipziger Str. 43, 06108 Halle		
Familienstand	Verheiratet, seit 04.07.2009		
Nationalität	Deutsch		
Geburtsdatum, Geburtsort	01.02.1979, Cottbus		

Praktika und Projekte

04/2006	Polish-German Congress: „My future, your future – generational justice in Germany and in Poland“, Torun/Warschau Leitung eines mehrtägigen Workshops zum Thema Ökologie und Regenerative Energien
seit 2005	Arbeitskreis Umwelt der Friedrich-Ebert-Stiftung, Bonn/Berlin Gründung des Arbeitskreises im Rahmen der Stipendiatenschaft, Planung und Durchführung von Seminaren zu den Themen Energie und Umwelt
08/2000 – 10/2001	Fraunhofer Institut für Werkstoffmechanik Halle (IWMH) Grund- und Hauptpraktikum des Verfahrenstechnik-Studiums, wissenschaftliche Hilfskraft im Bereich biogene Faserverbundwerkstoffe

Schulische Ausbildung, Studium

01/2008 – 05/2008	Stipendiat des Stiftungsfonds der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg
12/2004 – 11/2007	Stipendiat der Graduiertenförderung der Friedrich-Ebert-Stiftung
12/2004 – 06/2008	Promotionsstudium im Bereich Biokraftstoffe am Lehrstuhl Energietechnik Zentrums für Ingenieurwissenschaften, Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg
2002 – 2004	Stipendiat der Grundförderung der Friedrich-Ebert-Stiftung
2000 – 2004	studentischer Vertreter in verschiedenen Gremien der universitären Selbstverwaltung
1999 – 2004	Studium der Verfahrenstechnik an der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg Abschluss: Dipl.-Ing. „mit Auszeichnung“ Ausgezeichnet mit dem VDI-Förderpreis des Halleschen Bezirksverein
1998 – 1999	Studium des Wirtschaftsingenieurwesens an der Technischen Universität Dresden
1992 – 1998	Max-Steenbeck-Gymnasium Cottbus Abschluss: Abitur „1,4“

Tätigkeiten

seit 04/2009	Referent F&E/Bioethanol Vereinigte BioEnergie VERBIO AG
07/2008 – 03/2009	Trainee Vereinigte BioEnergie VERBIO AG

Veröffentlichungen

- 2007 „Direkte Ethanol-Fermentation von Zuckerrüben“
Michael Schulz, Dietrich Hebecker
Poster auf dem VDI-Thermodynamik-Kolloquium, 8.-10. Oktober 2007, Rostock
- 2004/2005 „Thermodynamische Analyse und Bewertung der Bioethanolherstellung“
Michael Schulz, Dietrich Hebecker
Vortrag auf dem VDI-Thermodynamik-Kolloquium, 27./28. September 2004, Wittenberg
Veröffentlicht in: CIT, Bd. 77.2005, 6, S. 792-799, Wiley-VCH, Weinheim
- 2004 „Energetik und Verbesserungspotenzial der Bioethanolherstellung aus Zuckerrüben“
Michael Schulz, Dietrich Hebecker
NAROSSA, Proceedings, 10. Internationaler Kongress für nachwachsende Rohstoffe und Pflanzenbiotechnologie, 7.-8. Juni 2004, Magdeburg

Erklärung über die selbständige Verfassung der Dissertation

Hiermit versichere ich, dass ich die vorgelegte Dissertation selbständig verfasst habe und nur die in der Dissertation genannten und gewürdigten Hilfen in Anspruch genommen habe. Die den benutzten Werken wörtlich oder inhaltlich entnommenen Stellen habe ich als solche kenntlich gemacht.

Michael Schulz
Halle, 31.05.2009