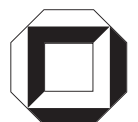


Stephan Lange

Systemanalytische Untersuchung zur Schnellpyrolyse

als Prozessschritt bei der
Produktion von Synthese-
kraftstoffen aus Stroh und
Waldrestholz



Stephan Lange

**Systemanalytische Untersuchung zur Schnellpyrolyse
als Prozessschritt bei der Produktion von Synthese-
kraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz**

Systemanalytische Untersuchung zur Schnellpyrolyse als Prozess- schritt bei der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz

von
Stephan Lange



universitätsverlag karlsruhe

Dissertation, Universität Karlsruhe (TH)

Fakultät für Chemieingenieurwesen und Verfahrenstechnik, 2007

Impressum

Universitätsverlag Karlsruhe
c/o Universitätsbibliothek
Straße am Forum 2
D-76131 Karlsruhe
www.uvka.de



Dieses Werk ist unter folgender Creative Commons-Lizenz
lizenziert: <http://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/2.0/de/>

Universitätsverlag Karlsruhe 2008
Print on Demand

ISBN: 978-3-86644-262-7

Systemanalytische Untersuchung zur Schnellpyrolyse
als Prozessschritt bei der Produktion von Synthesekraftstoffen
aus Stroh und Waldrestholz

Zur Erlangung des akademischen Grades eines
Doktors der Ingenieurwissenschaften

von der Fakultät für Chemieingenieurwesen und Verfahrenstechnik
der Universität Karlsruhe (TH)

genehmigte

Dissertation

von

Dipl.-Ing. Stephan Lange
aus Zweibrücken

Referent: Prof. Dr.-Ing. R. Reimert

Korreferent: Prof. Dr. A. Grunwald

Tag der mündlichen Prüfung: 14.12.2007

Danksagung

Die vorliegende Doktorarbeit entstand im Rahmen meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Technikfolgenabschätzung und Systemanalyse (ITAS, Forschungszentrum Karlsruhe).

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. Rainer Reimert vom Engler-Bunte-Institut, Bereich Gas, Erdöl und Kohle für die Übernahme des Hauptreferats, sowie für die Unterstützung und Förderung meiner Arbeit.

Herrn Prof. Dr. Armin Grunwald (ITAS) danke ich für die freundliche Übernahme des Korreferats und dafür dass ich die Arbeit am ITAS durchführen konnte.

Die Betreuung der Arbeit lag bei Herrn Dr. Ludwig Leible (ITAS). Ich danke ihm und seinem wissenschaftlichen Team mit Stefan Kälber, Eberhard Nieke, Detlev Wintzer, Gunnar Kappler und Beate Fürniß für die anregenden fachlichen Diskussionen, die Hinweise zur Anfertigung der Arbeit und das Korrekturlesen des Textes, was wesentlich zum Gelingen der Arbeit beigetragen hat.

Meiner Frau Céline danke ich, dass sie mir in dieser Zeit zur Seite stand.

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis	I
Tabellenverzeichnis	V
Abbildungsverzeichnis	IX
Größen- und Abkürzungsverzeichnis	XI
1 EINLEITUNG	1
1.1 Ausgangslage und Problemstellung	1
1.2 Zielsetzung und Vorgehensweise	7
2 SCHNELLPYROLYSE VON STROH UND WALDRESTHOLZ – STAND DER TECHNIK	11
2.1 Grundprinzipien	11
2.2 Reaktortypen	14
2.3 Bewertung der Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz	20
3 AUFBAU DER MODELLANLAGE ZUR SCHNELLPYROLYSE VON STROH UND WALDRESTHOLZ	23
3.1 Einordnung in das Gesamtsystem zur Produktion von Synthesekraftstoffen	23
3.2 Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz frei Anlage	24
3.2.1 Eigenschaften und Aufkommen von Stroh und Waldrestholz	24
3.2.2 Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz frei Anlage	24
3.3 Schnellpyrolyse-Modellanlage	26
3.3.1 Anlieferung von Stroh und Waldrestholz	27
3.3.2 Konditionierung – Zerkleinerung und Trocknung	29
3.3.3 Pyrolyseeinheit	32
3.3.3.1 Zuführsysteme	33
3.3.3.2 Doppelschnecken-Reaktor	34
3.3.3.3 Sandkreislauf inkl. Aufheizung	34
3.3.3.4 Produktgewinnung und Slurryherstellung	36
3.3.4 Slurryauslieferung	39
3.3.5 Hilfsbetriebsanlagen	39
3.3.6 Bewertung	40

4	METHODISCHE ANSÄTZE FÜR DIE PROZESSKETTEN ANALYSE	41
4.1	Massen- und Energiebilanzierung	41
4.1.1	Kenngrößen von festen Brennstoffen	41
4.1.2	Anlagenleistung	43
4.1.3	Gleichungen für die Massen- und Energiebilanzierung	43
4.2	Berechnung der Produktkosten	46
4.2.1	Kapitalgebundene Kosten	47
4.2.2	Verbrauchsgebundene Kosten	50
4.2.3	Betriebsgebundene Kosten	51
4.2.4	Sonstige Kosten	51
4.3	Größendegressionen	52
4.4	Lernen in Produktionssystemen	53
4.4.1	Lernkurven	55
4.4.2	Beispiel Entschwefelungsanlagen für Kohlekraftwerke	57
4.4.3	Beispiel Methanolproduktion	58
4.4.4	Fortschrittsfaktoren aus der Literatur	60
4.4.5	Bewertung und Einsatz von Lernkurven	63
4.5	Bewertung der methodischen Ansätze	64
5	PROZESSKETTENANALYSE ZUR SCHNELLPYROLYSE	65
5.1	Massen- und Energiebilanz der Schnellpyrolyse	65
5.1.1	Kenngrößen für die Massen- und die Energiebilanz	65
5.1.2	Ergebnisse der Massen- und der Energiebilanz	68
5.2	Ökonomische Kenngrößen der Schnellpyrolyse	73
5.2.1	Kapitalgebundene Kosten	73
5.2.2	Verbrauchs-, betriebsgebundene und sonstige Kosten	79
5.3	Produktionskosten von Slurry aus Stroh und Waldrestholz	81
5.4	Sensitivitätsanalyse	85
5.5	Lernpotenzial der Schnellpyrolyse-Anlage	89
5.5.1	Schnellpyrolyse-Szenario 2020 für Deutschland	89
5.5.2	Mittelfristige Slurrykosten	89

6	PRODUKTION VON SYNTHESEKRAFTSTOFFEN AUS PYROLYSESLURRY	93
6.1	Stand der Technik und Modellanlage	93
6.1.1	Slurryaufbereitung für die Flugstrom-Druckvergasung	93
6.1.2	Synthesegaserzeugung aus Slurrys	94
6.1.2.1	Grundprinzipien	95
6.1.2.2	Flugstrom-Vergaser	96
6.1.2.3	Synthesegasreinigung und -konditionierung inkl. Wärmerückgewinnung	98
6.1.2.4	Fließbilder der Modellanlage	102
6.1.2.5	Thermischer Wirkungsgrad und Sauerstoffbedarf	105
6.1.2.6	Entwicklung der weltweiten Synthesegaskapazität	105
6.1.3	Fischer-Tropsch-Synthese	106
6.1.3.1	Grundprinzipien	106
6.1.3.2	Reaktoren	108
6.1.3.3	Produktaufbereitung	109
6.1.3.4	Thermische Wirkungsgrade	109
6.1.3.5	Entwicklung der FT-Synthese	110
6.1.4	Hilfsbetriebsanlagen	111
6.1.5	Bewertung	111
6.2	Kenngrößen zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry	111
7	ZUSAMMENFASSUNG	117
8	LITERATURVERZEICHNIS	123
	Literatur zu Kapitel 1	123
	Literatur zu Kapitel 2	124
	Literatur zu Kapitel 3	128
	Literatur zu Kapitel 4	129
	Literatur zu Kapitel 5	132
	Literatur zu Kapitel 6	133
	Literatur Anhang	135

A	ANHANG	137
A.1	Bereitstellungskosten von Stroh und Waldrestholz frei Anlage	137
A.1.1	Bestimmung der mittleren Transportentfernung	138
A.2	Transportkosten von Slurry frei Anlage	139
A.3	Ökonomische Basiskenngrößen	140
A.3.1	Basiskenngrößen zur Bestimmung der Annuität	140
A.3.2	Preise für Energie- und Betriebsstoffe	141
A.4	Parameter der benutzten Brennstoffe	142
A.5	Wärmezufuhr im Schnellpyrolyse-Reaktor	147
A.6	Bedarf an Brennstoffen für die Sandaufheizung im Steigrohr	149
A.7	Bedarf an Brennstoffen für die Trocknung von Stroh und Waldrestholz	152
A.8	Kenngößen für die 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage	156

Tabellenverzeichnis

<i>Tab. 2.1: Schnellpyrolyse von Holz und Stroh – Produktausbeuten</i>	12
<i>Tab. 2.2: Eigenschaften von Pyrolyseölen – eine Übersicht</i>	13
<i>Tab. 2.3: Chemische Gruppen in Pyrolyseölen – eine Übersicht der wichtigsten Bestandteile</i>	13
<i>Tab. 2.4: Entwicklungsgeschichte und -stand ausgewählter Schnellpyrolyse-Verfahren</i>	19
<i>Tab. 2.5: Forschungseinrichtungen mit Schnellpyrolyse-Tradition</i>	20
<i>Tab. 3.1: Stroh und Waldrestholz im Anlieferungszustand (roh) – Wasser- und Aschegehalt, Schüttdichte und Heizwert</i>	24
<i>Tab. 3.2: Kenngrößen und Verfahren für die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz</i>	25
<i>Tab. 3.3: Kenngrößen und Verfahren für die Anlieferung, Entladung und Lagerung von Stroh und Waldrestholz</i>	28
<i>Tab. 3.4: Kenngrößen und Verfahren für den Transport von Slurry</i>	39
<i>Tab. 3.5: Verfahrenstechnische Unsicherheiten und deren Auswirkungen</i>	40
<i>Tab. 4.1: Bezugszustände von Brennstoffen</i>	41
<i>Tab. 4.2: Lernarten in Produktionssystemen</i>	54
<i>Tab. 4.3: Klassifikation von Fortschrittsfaktoren</i>	60
<i>Tab. 4.4: Fortschrittsfaktoren von mehr als 50 Produkten sortiert nach Art der Produktion</i>	60
<i>Tab. 4.5: Fortschrittsfaktoren von Produktionssystemen zur Stromerzeugung aus Biomasse und Kohle</i>	62
<i>Tab. 5.1: Untersuchungen zur Produktausbeute und zu den Heizwerten der Pyrolyseprodukte – FZK-/LR-Laboranlage</i>	65
<i>Tab. 5.2: Annahmen zur Produktausbeute und zu den Heizwerten der Pyrolyseprodukte – Modellanlage</i>	66
<i>Tab. 5.3: Kenngrößen zur Massen- und Energiebilanz – Pyrolyseeinheit – Anlagengröße 50 MW_{in}</i>	66

<i>Tab. 5.4: Kenngrößen zur Massen- und Energiebilanz – Feststoffförderung, Zerkleinerung und Trocknung, sowie Slurryherstellung – Anlagengröße 50 MW_{in}</i>	67
<i>Tab. 5.5: Investitionsstruktur der Pyrolyseeinheit (50 MW_{in})</i>	74
<i>Tab. 5.6: Investitionen, Größendegressionsexponenten und Instandhaltungsfaktoren für eine Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh (50 MW_{in})</i>	75
<i>Tab. 5.7: Investitionen, Größendegressionsexponenten und Instandhaltungsfaktoren für eine Schnellpyrolyse-Anlage für Waldrestholz (50 MW_{in})</i>	76
<i>Tab. 5.8: Annahmen zum Personalbedarf für eine 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz</i>	80
<i>Tab. 5.9: Größendegressionen m_{AK} für verschiedene Personalbereiche</i>	80
<i>Tab. 5.10: Annahmen für Personalkosten</i>	81
<i>Tab. 5.11: Sensitivitätsanalyse zu den Slurrykosten – Bereitstellungskosten von Stroh und Waldrestholz bei Anlagengrößen von 50, 500 und 5000 MW_{in}</i>	86
<i>Tab. 5.12: Sensitivitätsanalyse zu den Slurrykosten – anlagenspezifische Kenngrößen bei Anlagengrößen von 50, 500 und 5000 MW_{in}</i>	87
<i>Tab. 6.1: Richtwerte für Verunreinigungen im Synthesegas für eine Niedertemperatur Fischer-Tropsch-Synthese</i>	108
<i>Tab. 6.2: Betreiber von Niedertemperatur-FT-Reaktoren, Art der Reaktoren und Katalysatorwahl</i>	108
<i>Tab. 6.3: Richtwerte für die energetischen Wirkungsgrade der FT-Synthese und der Produktaufbereitung zu Synthesekraftstoff</i>	109
<i>Tab. 6.4: Kenngrößen zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyse-slurry – Anlagengröße rd. 200.000 t/a an Synthesekraftstoffen</i>	112
<i>Tab. A.1: Preisannahmen für verschiedene Energieträger und Betriebsstoffe</i>	141
<i>Tab. A.2: Pyrolysegas aus Stroh (Modellanlage) – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase</i>	143
<i>Tab. A.3: Pyrolysegas aus Waldrestholz (Modellanlage) – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase</i>	144
<i>Tab. A.4: Waldrestholz (getr.) – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase</i>	145

<i>Tab. A.5: Biogas – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase</i>	146
<i>Tab. A.6: Temperaturen, Asche- und Wassergehalt der Biomasse im Schnellpyrolyse-Reaktor</i>	147
<i>Tab. A.7: Wärmekapazitäten und Verdampfungsenthalpien für Biomasse (waf), Wasser und Asche</i>	148
<i>Tab. A.8: Eintrittstemperatur des Sands in den Reaktor bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen</i>	149
<i>Tab. A.9: Benötigte Rauchgasmenge im Steigrohr bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen</i>	150
<i>Tab. A.10: Wärmestrom der Rauchgase beim Verlassen der Schnellpyrolyseeinheit bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen</i>	152
<i>Tab. A.11: Massenbilanz – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz</i>	156
<i>Tab. A.12: Energiebilanz – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz</i>	157
<i>Tab. A.13: Installierte elektrische Leistung/Verbrauch an elektrischer Energie – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz</i>	158
<i>Tab. A.14: Ökonomische Kenngrößen – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz</i>	159

Abbildungsverzeichnis

<i>Abb. 2.1: Pyrolysegas von Holz und Stroh – Ausbeute und Zusammensetzung</i>	14
<i>Abb. 2.2: Übersicht über die vorhandenen Schnellpyrolyse-Reaktoren</i>	15
<i>Abb. 3.1: Gesamtsystem – Grundfließbild mit dazugehöriger Systemgrenze</i>	23
<i>Abb. 3.2: Schnellpyrolyse-Modellanlage – Prozessketten entlang des Hauptstoffstroms auf verschiedenen Abstraktionsebenen</i>	27
<i>Abb. 3.3: Verfahrensfließbild der Modell-Pyrolyseeinheit</i>	33
<i>Abb. 4.1: Struktur der Investitionen für eine verfahrenstechnische Anlage</i>	48
<i>Abb. 4.2: Graphische Darstellungen einer Lernkurve mit $PR(k_I)=0,9$ bzw. $b=0,15$</i>	56
<i>Abb. 4.3: Spezifische Investitionen von Rauchgas-Entschwefelungsanlagen in Abhängigkeit der kumuliert installierten Kapazität</i>	57
<i>Abb. 4.4: Methanolproduktion – Entwicklung der Preise, der weltweiten Kapazität und der durchschnittlichen Größe neuer Anlagen</i>	59
<i>Abb. 4.5: Verteilung von Fortschrittsfaktoren von 108 Produkten</i>	61
<i>Abb. 5.1: Massen- und Energiebilanz zur Schnellpyrolyse von Stroh</i>	70
<i>Abb. 5.2: Massen- und Energiebilanz zur Schnellpyrolyse von Waldrestholz</i>	71
<i>Abb. 5.3: Slurry aus Stroh – Spezifische Produktionskosten und Kostenanteile für verschiedene Anlagengrößen (erste kommerziell betriebene Anlage)</i>	82
<i>Abb. 5.4: Slurry aus Waldrestholz – Spezifische Produktionskosten und Kostenanteile für verschiedene Anlagengrößen (erste kommerziell betriebene Anlage)</i>	83
<i>Abb. 5.5: Vergleich Slurrykosten der ersten Anlage mit mittelfristigen Slurrykosten.</i>	90
<i>Abb. 6.1: GSP-Flugstrom-Druckvergaser mit Kühlschirm</i>	97
<i>Abb. 6.2: Auswahlkriterien für ein Gasreinigungsverfahren</i>	101
<i>Abb. 6.3: Modellanlage zur Produktion von Kraftstoffen aus Pyrolyseslurry– Prozessketten entlang des Hauptstoffstroms auf verschiedenen Abstraktionsebenen</i>	103

<i>Abb. 6.4: Verfahrensfließbild der Prozessanlagen von der Vergasung bis zur Kraftstoffherstellung</i>	104
<i>Abb. 6.5: Entwicklung der weltweiten Synthesegaskapazität in GW_{th}</i>	106
<i>Abb. 6.6: Produktausbeuten in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit</i>	107
<i>Abb. 6.7: Produktionskosten für Synthesekraftstoffe aus Pyrolyseslurry – Vergleich mit Mineralöldiesel</i>	113
<i>Abb. A.1: Transportkosten von Stroh und Waldrestholz</i>	137
<i>Abb. A.2: Transportkosten von Slurry in Abhängigkeit der Entfernung</i>	139
<i>Abb. A.3: Massenströme in der Pyrolyseeinheit</i>	147
<i>Abb. A.4: Zusätzlicher Primärenergiebedarf zum Aufheizen von Sand – bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen</i>	151
<i>Abb. A.5: Massen- und Wärmeströme durch den Reaktor</i>	153
<i>Abb. A.6: Zusätzlicher Primärenergiebedarf zur Trocknung – bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen</i>	155

Größen- und Abkürzungsverzeichnis

Größen- und Symbolverzeichnis (lateinische Buchstaben)

a	Aschegehalt eines Brennstoffs bezogen auf wf	[%]
b	Lernexponent	[-]
c_p	spezifische isobare Wärmekapazität	[kJ/kg K]
E	Energie	[J], [Wh]
f	Frequenz	[Hz]
f_A	Annuitätenfaktor	[1/a]
f_{IH}	Faktor für Instandhaltung	[1/a]
f_S	Faktor für sonstige Kosten	[1/a]
f_Z	Zinsfaktor, $f_z=1+z$	[-]
ΔH	Reaktionsenthalpie	[MJ/kmol]
h_v	Verdampfungsenthalpie	[MJ/kg]
H_i	Heizwert eines Brennstoffs (i: inferior)	[MJ/kg]
H_s	Brennwert eines Brennstoffs (s: superior)	[MJ/kg]
l_{min}	Mindestluftbedarf	[m ³ Luft/m ³ BG/Br]
I	Investitionen	[€]
I_0	Anfangsinvestitionen für eine Anlage	[€]
I_{AT}	Investitionen für Anlagenteile	[€]
k	spezifische Kosten	
k_{AK}	Kosten für Arbeitskräfte pro Jahr	[€/a]
k_{Er}	spezifische Erfassungskosten Biomasse	[€/MWh]
k_I	spezifische Anfangsinvestitionen, Kapitalbedarfskoeffizient	[€/MWh]
$k_{Pr,E},$ $k_{Pr,M}$	Produktkosten, spezifische Produktionskosten	[€/MWh], [€/t]
k_{Tr}	spezifische Transportkosten Biomasse	[€/MWh]
LR	Lernrate („learning rate“), $LR=1-PR$	[-]
m	Größendegressionsexponent	[-]

m	Masse	[kg]
N	Stoffmenge	[mol]
O_{2min}	Mindestsauerstoffbedarf	[m ³ O ₂ /m ³ BG/Br]
p	Druck	[pa]
p	spezifische Preise	
p_{BS}	spezifische Betriebsstoffpreise	[€/ME]
p_E	spezifische Energiepreise	[€/MWh]
P	Leistung	[W]
PR	Fortschrittsfaktor („progress ratio“)	[-]
q	spezifischer Wärmestrom	[MJ/kg]
\dot{Q}	Wärmestrom	[MJ/h]
R_{Er}	Radius des kreisförmigen Erfassungsgebiets der Biomasse	[km]
S	Transportentfernung	[km]
S_m	mittlere Transportentfernung	[km]
T	Temperatur	[°C]
T_r	reale Verbrennungstemperatur	[°C]
t	Zeit, Dauer	[s]
t_{AL}	Anlagenlaufzeit	[a]
t_{AD}	Ausnutzungsdauer, Volllaststunden einer Anlage pro Jahr, Betriebsstunden pro Jahr unter Auslegungszustand	[h/a]
v	Rauchgasmenge	[m ³ Rg/m ³ BG/Br]
w	Wassergehalt eines Brennstoffs, $w = m(H_2O)/m(\text{feuchter Brennstoff})$	[-]
X	normierte kumulierte Kapazität	[-]
x_{AK}	Bedarf an Arbeitskräften	[AK]
z	Zinssatz	[-]

Größen und Symbolverzeichnis (griechische Buchstaben)

ρ	Dichte	[kg/m ³]
ρ_A	Aufkommensdichte	[t/km ²]
ρ_E	Energiedichte	[MJ/m ³]
ρ_s	Schüttdichte	[kg/m ³]
ν	kinematische Viskosität	[m ² /s]
λ	Sauerstoffzahl	[-]
η	Wirkungsgrad	[-]
Φ^K	Kapitalströme auf Jahresbasis	[€/a]
Φ^M	Massenströme auf Jahresbasis	[ME/a]
Φ^E	Energieströme auf Jahresbasis	[MJ/a]

Abkürzungen und Indizes

A	Anlage
AGR	Acid Gas Removal (Gasreinigung)
AK	Arbeitskraft
an	analysenfeucht
AT	Anlagenteil
B	Betrieb
BG	Brenngas
BM	Biomasse
Br	Brennstoff
BS	Betriebsstoff
BTL	Biomass to Liquid
CTL	Coal to Liquid
D	Wasserdampf
E	Energie
Ed	Edukt
el	elektrisch
EPRI	Electric Power Research Institute, USA
ETBE	Ethyl-Tertiär-Butyl-Ether

EU	Europäische Union
F&E	Forschung und Entwicklung
Fa.	Firma
FT	Fischer-Tropsch
FTS	Fischer-Tropsch-Synthese
FZK	Forschungszentrum Karlsruhe
getr.	getrocknet
Gew.-%	Gewichtsprozent
GIS	Geoinformationssystem
GSP	Gaskombinat Schwarze Pumpe
GTL	Gas to Liquid
HDF	Hochdichte Faserplatte
HGF	Helmholtz-Gemeinschaft deutscher Forschungszentren
HS	Hackschnitzel
IEA	International Energy Agency
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle
IH	Instandhaltung
in	Eingang
ITC-CPV	Institut für Technische Chemie - Bereich Chemisch-Physikalische Verfahren am Forschungszentrum Karlsruhe
ITC-TAB	Institut für Technische Chemie - Bereich Thermische Abfallbehandlung am Forschungszentrum Karlsruhe
K	Kapital
KPr	Koppelprodukt
ldw.	landwirtschaftlich
LR	Lurgi Residue
M	Masse
max.	maximal
MDF	Mitteldichte Faserplatte
ME	Mengeneinheiten
Mio.	Millionen
MRS	Mess-, Regel- und Steuerungstechnik

MSDS	Material Safety Data Sheet
MTBE	Methyl-Tertiär-Butyl-Ether
n.n.	nicht nachweisbar
out	Ausgang
P	Produktion
PAK	Polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe
Pr	Produkt
Q	Wärme
R	Reaktor
RG	Rauchgas
roh	Anlieferungszustand Biomasse bzw. Edukt
RS	Reststoffe
S	Sonstiges
SH	Sandheizer
SR	Steigrohr
St	Stroh
th	thermisch
Tr	Trockner
V	Verbrauch
Vol.-%	Volumenprozent
W	Wasser
waf	wasser- und aschefrei
wf	wasserfrei
WRH	Waldrestholz

1 Einleitung

1.1 Ausgangslage und Problemstellung

Vor dem Hintergrund der Endlichkeit fossiler Rohstoffe und der Umweltproblematik durch die Nutzung fossiler Energieträger wird die Nutzung von Stroh und Waldrestholz als CO₂-neutrale und erneuerbare Kohlenstoffquelle zur Produktion hochwertiger Produkte immer wichtiger. Die vorliegende Arbeit untersucht die Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz systemanalytisch und legt den Schwerpunkt auf die Schnellpyrolyse als Konditionierungsschritt für die nachfolgenden Prozessschritte.

Der globale Energiemix basiert zu mehr als drei Vierteln auf den fossilen Brennstoffen Erdgas, Erdöl und Kohle. Der weltweite Verbrauch dieser Rohstoffe betrug 2002 ca. 8,26 Gtoe¹ (IEA, 2004). Durch das Wachstum der Weltbevölkerung und die zunehmende Industrialisierung von Schwellen- und Entwicklungsländern wird der Bedarf an Energie in Zukunft weiter steigen.

Aussagen über die Reichweite der Reserven und der Ressourcen fossiler Energieträger sind vage. Nach Gerling (2005) wird es in 100 Jahren und darüber hinaus noch Erdöl geben. Wichtiger als die Frage der Reichweite ist allerdings die Frage nach der ausreichenden Verfügbarkeit des Rohstoffs, die nicht mehr gegeben ist, wenn Angebot und Nachfrage auseinander klaffen. Für Erdöl kann sich diese Situation nach Gerling (2005) schon zwischen 2030 und 2040 einstellen. Die Auswirkungen werden sich u.a. in hohen Preisen für die Rohstoffe widerspiegeln.

Die Umweltproblematik durch die Nutzung fossiler Energieträger führte 1972 zum ersten Umweltgipfel der Vereinten Nationen in Stockholm. 1987 veröffentlichte die von der UNO eingesetzte Brundtland-Kommission ihren Bericht „Unsere gemeinsame Zukunft“ (Hauff, 1987). In dem Report wurde erstmals für die industrialisierte Welt das Leitbild einer nachhaltigen Entwicklung formuliert. Dort heißt es: „Die Menschheit ist einer nachhaltigen Entwicklung fähig – sie kann gewährleisten, dass die Bedürfnisse der Gegenwart befriedigt werden, ohne die Möglichkeiten künftiger Generationen zur Befriedigung ihrer eigenen Bedürfnisse zu beeinträchtigen.“ Ein integratives Konzept zur Operationalisierung des Nachhaltigkeitsleitbilds wurde von Kopfmüller et al. (2001) entwickelt. Die

¹ Gtoe: Giga Tonne Öläquivalent (1 toe=41.868 MJ)

Anwendung des Konzepts auf Deutschland wurde von Coenen und Grunwald (2003) im Rahmen eines HGF-Verbundprojekts geleistet.

1992 fand die zweite Umweltkonferenz der Vereinten Nationen in Rio de Janeiro statt, auf der u.a. die Klimaschutz-Konvention verabschiedet wurde. Diese sieht vor, die Belastung der Atmosphäre mit Treibhausgasen auf einem Niveau zu stabilisieren, welches eine gefährliche Störung des Weltklimas verhindert. Im Kyoto-Protokoll wurde die Klimaschutzkonvention 1997 in rechtsverbindliche Begrenzungs- und Verringerungsverpflichtungen von Treibhausgasen für die Industrieländer umgesetzt. Im Jahr 2005 trat das Protokoll in Kraft.

Die europäische Kommission hat erstmals in ihrem Weißbuch „Energie für die Zukunft: Erneuerbare Energieträger“ (EU-Kommission, 1997) Vorschläge unterbreitet, die die Erhöhung des Anteils erneuerbarer Energieträger an der Energieversorgung in der EU beinhalten. Diese sollen dazu beitragen, Umweltschutzverpflichtungen nachzukommen, die Abhängigkeit von Energieeinfuhren zu verringern und damit die Versorgungssicherheit der EU zu verbessern. Zudem sieht die europäische Kommission in der Erhöhung des Anteils erneuerbarer Energieträger an der Energieversorgung eine bedeutende wirtschaftliche Entwicklungschance für die EU-Staaten. Der Ausbau der Wirtschaftszweige, die die Technologien bereitstellen und die Anlagen betreiben, sowie die Exportmöglichkeiten der Technologien in Länder, die eine starke Zunahme des Energieverbrauchs verzeichnen (z.B. China), erscheint sehr viel versprechend.

Der Verkehrssektor in der EU war 2005 fast vollkommen (98 %) von Erdöl abhängig und benötigte ca. 67 % des EU-Bedarfs an Erdöl. Die CO₂-Emissionen des Verkehrssektors werden zwischen 1990 und 2010 um 50 % auf ca. 1,1 Mrd. t/a steigen (EU-Kommission, 2003). Hauptverantwortlich dafür sind die starken Zuwächse des Straßengüterverkehrs. Die Reduktion des Flottenverbrauchs wird dadurch mehr als kompensiert.

Um diesem Trend entgegenzuwirken und um die Erdölabhängigkeit in diesem Sektor zu reduzieren, setzt die EU und auch die Bundesrepublik Deutschland (EU-Kommission, 2001; Bundesregierung, 2004) neben dem Ausbau des Güterbahntransports und der Entwicklung alternativer Antriebe auf die weitere Reduktion des Flottenverbrauchs und vor allem auf die Erhöhung des biogenen Anteils in Otto- und Dieselmotoren. Es wird davon ausgegangen, dass die heutigen Otto- und Dieselmotoren über das Jahr 2020 hinaus die Hauptantriebe im Straßenverkehr bleiben werden, wobei der Anteil an gasbetriebenen, Hybrid- und Wasserstoff-Fahrzeugen zunehmen wird.

Bei Otto- und Dieselmotoren sieht die Biokraftstoffrichtlinie der EU (EU-Kommission, 2003) vor, im Jahr 2005 einen Anteil von 2 % Biokraftstoffen bzw.

biogenen Anteilen im Kraftstoff zu erreichen. 2010 soll dieser Anteil auf 5,75 % steigen und 2020 einen Anteil von 8 % erreichen. Die Kraftstoffqualitäten und -normen sollen dadurch nicht beeinflusst werden. Der biogene Mischungsanteil ist begrenzt und beträgt bei Biodiesel 5 %. Bei Bioethanol und ETBE² liegt der Mischungsanteil bei max. 5 bzw. 15 %. Für Synthesekraftstoffe aus Biomasse ist keine Begrenzung des Mischungsanteils gegeben.

Neben der Erhöhung des biogenen Anteils im Kraftstoff zeichnet sich ein weiterer Trend bei der Entwicklung hin zu reineren und qualitativ hochwertigeren Kraftstoffen ab. Diese Entwicklung ist vor dem Hintergrund der verschärften Abgasnorm EU-5 zu sehen, die 2009 in Kraft treten wird. Die Steigerung der Qualität soll über schwefelfreie und aromatenarme Kraftstoffe und durch Zumischung von Synthesekraftstoffen erreicht werden. Synthesekraftstoffe werden durch Synthese eines CO/H₂ reichen Gases hergestellt, welches durch die Vergasung von Erdgas, Kohle oder Biomasse erzeugt wird. Je nach Ausgangsstoff werden die Synthesekraftstoffe GTL (Gas to Liquid), CTL (Coal to Liquid) oder BTL (Biomass to Liquid) genannt. Diese Kraftstoffe sind aufgrund des Produktionsprozesses äußerst rein und ihre Eigenschaften (z.B. Siedetemperatur, Zündverzögerung) lassen sich in einem bestimmten Rahmen verändern. Die Automobilindustrie spricht in diesem Zusammenhang auch von Designerkraftstoffen, durch die Verbrennungsmotoren effizienter gestaltet werden können.

Biodiesel, Bioethanol und ETBE können den biogenen Anteil im Kraftstoff entsprechend der Zumischungsbestimmung erhöhen, verbessern dessen Qualität aber nur bedingt. Der Biodieselabsatz lag in Deutschland Ende 2005 bei ca. 1,8 Mio. t pro Jahr bzw. bei ca. 6 % des Dieselabsatz' (Bockey, 2006). Der Biodieselanteil am Gesamtdieselverbrauch von 5,75 %, der für das Jahr 2010 geplant ist, könnte so schon heute erfüllt werden. Dem Ottokraftstoff lassen sich Bioethanol und ETBE zumischen. Im Jahr 2004 wurden in Deutschland ca. 220.000 t Bioethanol produziert. Die weltweite Bioethanolproduktion lag 2003 bei ca. 33 Mio. t und ist weiter steigend (Schmitz, 2006), so dass durch Zubau von Bioethanolanlagen in Deutschland oder den Kauf von Bioethanol auf dem Weltmarkt die Zielvorgaben 2010 und auch 2020 erreicht werden können.

Bei den Dieselkraftstoffen ist der biogene Anteil von 8 % im Jahr 2020 mit Biodiesel kaum zu realisieren. Limitierend auf die Ausweitung des Biodieselanteils wirken die Zumischungsbeschränkung und der Rückgang der Kraftfahrzeuge, die für reinen Biodiesel ausgelegt sind. Darüber hinaus ist die Biodieselproduktion

² ETBE (Ethyl-Tertiär-Butyl-Ether) wird aus Bioethanol und Isobutylene hergestellt. Es kann MTBE (Methyl-Tertiär-Butyl-Ether) aus Methanol ersetzen, das für die Erhöhung der Klopfestigkeit dem Kraftstoff zugemischt wird.

durch die Rapsanbaufläche begrenzt ist. Hier werden große Hoffnungen in Synthesekraftstoffe aus Biomasse gesetzt. Durch BTL kann nicht nur der biogene Anteil im Kraftstoff ohne Zumischungsbeschränkung erhöht werden, sondern auch dessen Qualität gesteigert werden, was bei den Biokraftstoffen einmalig ist.

Als Biomasse für die BTL-Produktion können alle lignocellulosen Pflanzen herangezogen werden. Bei den lignocellulosen Pflanzen wird zwischen langsam wachsenden, wie Holz und schnell wachsenden, wie z.B. Stroh unterschieden, die sich vor allem im Aschegehalt und in der Struktur unterscheiden. Allein das jährliche Aufkommen an biogenen Reststoffen im wasser- und aschefreien Zustand lag in Deutschland 2002 bei rund 70 Mio. t (Leible et al., 2006). Knapp die Hälfte davon fällt in der Land- und Forstwirtschaft in Form von überschüssigem Getreidestroh und Waldrestholz an und werden derzeit nicht bzw. nur in einem geringen Umfang genutzt. Der Energiegehalt des Getreidestrohs und des Waldrestholzes liegt bei ca. 630 PJ/a. Durch den Anbau von Energiepflanzen, wie z.B. Triticale und Mehrjahrespflanzen, kann zusätzliches Biomassepotenzial geschaffen werden. Zu beachten ist, dass die Wärme- und Stromproduktion aus Stroh und Waldrestholz in Konkurrenz mit der Kraftstoffproduktion aus diesen Einsatzstoffen steht.

Die Technologie zur BTL-Produktion steht heute noch nicht zur Verfügung. Einzelne Prozesskomponenten der BTL-Produktion sind jedoch bereits Stand der Technik. So stehen z.B. für die Synthesegasaufbereitung und für die FT-Synthese mit anschließender Kraftstoffaufbereitung großtechnische Verfahren zur Verfügung. Durch die lange Tradition der Synthesegasherstellung aus Kohle und Rückstandsölen existieren darüber hinaus Vergaser, die für die Vergasung von verschiedenen Lignocellulosen geeignet erscheinen.

Stroh und Waldrestholz weisen im Gegensatz zu Erdgas, Erdöl oder Kohle Besonderheiten auf, die große Herausforderungen an den Gesamtprozess stellen:

- Stroh und Waldrestholz fallen nicht an einem Ort in großer Menge an, sondern in kleiner Menge auf einer großen Fläche verteilt.
- Stroh und Waldrestholz weisen unterschiedliche Aschegehalte und Ascheschmelzverhalten auf. Wenn beide Einsatzstoffe in einem Prozess eingesetzt werden, ergeben sich besondere Anforderungen an das Verfahren.
- Stroh und Waldrestholz können durch ihre Struktur, im Gegensatz z.B. zu Kohle, schlecht für den Eintrag in den Vergaser konditioniert werden. Teilweise erfordert diese Tatsache neue technische Lösungen für die Konditionierung von Biomasse.

Für die Produktion von BTL-Kraftstoffen werden derzeit verschiedene Konzepte entwickelt (FNR, 2005). Die Wahl des Vergasers hat unmittelbare Auswirkungen auf die Konditionierung der Biomasse und des Rohsynthesegases. Der Vergaser sollte nach Boerrigter und van der Drift (2005) folgende technische Kriterien erfüllen:

- Hohe Synthesegausbeute
- Einsatzmöglichkeit von verschiedenen biogenen Stoffen, wie Holz, Stroh oder Gräsern, um das Erfassungsgebiet der Biomasse und damit auch den Transport zu minimieren
- Einsatzmöglichkeit von fossilen Brenn- und Reststoffen
- Eignung für Anlagengrößen von einigen 100 bis einigen 1000 MW_{th}

Der Flugstrom-Druckvergaser mit flüssigem Schlackeabzug ist der einzige Vergasertyp, der alle diese Kriterien erfüllt. Er stellt jedoch die höchsten Anforderungen an die Konditionierung der Biomasse. Momentan werden drei verschiedene Verfahren zur Aufbereitung der Biomasse für den Eintrag in einen Flugstromdruckvergaser verfolgt (Boerrigter und van der Drift, 2005; Henrich et al., 2004 und Choren, 2006):

- Torrefaction (Rösten)
- Schnellpyrolyse und
- Niedertemperaturvergasung.

Aufgrund der politischen Zielsetzung und um dem Auftrag der Vorsorgeforschung nachzukommen, hat das Forschungszentrum Karlsruhe ein langfristig angelegtes Projekt zur „Synthesegaserzeugung aus Biomasse“ begonnen, um die Synthesegaserzeugung aus Biomasse für verschiedene Synthesen (wie Fischer-Tropsch, Methanol oder Ammoniak) weiter zu entwickeln. Dabei werden vor allem auch stark asche-, kalium- und chlorhaltige halmgutartige Biomassen, wie Stroh berücksichtigt.

Im Mittelpunkt des Konzepts des Forschungszentrums Karlsruhe (Henrich et al., 2004) steht der GSP³-Vergaser. Es handelt sich dabei um einen Flugstrom-Druckvergaser mit Schlackekühlschirm, der 1976 im Deutschen Brennstoff Institut in Freiberg (Sachsen) für die mitteldeutsche Salzbraunkohle entwickelt wurde. Der Vergaser ist für aschehaltige Einsatzstoffe ausgelegt und kann alle möglichen Slurrys (Flüssig/Feststoff-Suspensionen) ab einem Heizwert H_i von ca. 10 MJ/kg sicher vergasen. Es entsteht ein nahezu teerfreies Synthesegas, was

³ GSP: Gaskombinat Schwarze Pumpe; ⁴ LR: Lurgi-Residue

Vorteile bei der Gasreinigung mit sich bringt. Zurzeit existiert ein technischer 130-MW_{th}-GSP-Vergaser bei der Fa. Sustec Schwarze Pumpe GmbH in Spreetal und ein kleiner 5-MW_{th}-GSP-Pilotvergaser bei der Fa. Siemens Fuels Gasification Technology, in Freiberg.

Das zweite Kernstück des Konzepts ist die Schnellpyrolyse, durch die Stroh und Waldrestholz für den Einsatz im Flugstromdruckvergaser aufbereitet werden können. Dabei werden die Einsatzstoffe verflüssigt und mit dem anfallenden Koks zu einer Slurry verarbeitet. Die Slurry beinhaltet mehr als 90 % der ursprünglichen Biomasseenergie. Als Schnellpyrolyse-Verfahren wurde das LR⁴-Verfahren der Fa. Lurgi gewählt, die dieses Verfahren schon im kommerziellen Maßstab zur Pyrolyse von Teersanden eingesetzt hat.

Die Verfahrensschritte Schnellpyrolyse und Vergasung können räumlich voneinander getrennt werden (dezentrale Variante). Durch die Trennung kann dem dezentralen Anfall von Stroh und Waldrestholz Rechnung getragen werden, indem in mehreren Schnellpyrolyse-Anlagen Stroh und Waldrestholz verflüssigt und als Slurry, mit einer max. zehnmal höheren Energiedichte zu einer zentralen Anlage zur weiteren Verarbeitung transportiert werden.

Vor allem im Bereich der Schnellpyrolyse bestehen Wissensdefizite, die es bis jetzt noch nicht erlauben das Verfahren zu bewerten und in vorhandene und künftige Märkte einzuordnen. Im Mittelpunkt dieser Arbeit stehen daher die folgenden Fragen:

- Welche verfahrenstechnischen Unsicherheiten existieren beim jetzigen Entwicklungsstand? Wo liegen die Unsicherheiten, wo sind neue Entwicklungstendenzen zu erkennen und welchen Einfluss haben diese auf die zu erarbeitenden Kenngrößen?
- Wie stellen sich die wesentlichen technischen und ökonomischen Kenngrößen der Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz im kommerziellen Maßstab dar?
- Welches Lernpotenzial kann bei der technologischen Entwicklung erschlossen werden; welcher Zubau und welche Zeiträume sind zu erwarten?
- Welche Größe werden dezentrale Schnellpyrolyse-Anlagen voraussichtlich aufweisen?
- Inwieweit lassen sich die Produktionskosten von Synthesekraftstoffen bei einem kontinuierlichem Zubau der Anlagen reduzieren und mit welchen Kosten ist mittelfristig zu rechnen?

1.2 Zielsetzung und Vorgehensweise

Es ist das Ziel der vorliegenden Arbeit, die dezentrale Variante des Konzepts des Forschungszentrums Karlsruhe zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz systemanalytisch zu untersuchen und eine erste Bewertung des gesamten Verfahrens von der Biomassebereitstellung bis zur Kraftstoffproduktion vorzunehmen. Der Schwerpunkt der Arbeit liegt in der Analyse der Schnellpyrolyse, der in diesem Gesamtkomplex am wenigsten bekannten Technologie. Mit den systemanalytischen Untersuchungen sollen die oben aufgeführten Fragen wissenschaftlich beantwortet werden. Darüber hinaus leistet die Arbeit einen Beitrag zur Weiterentwicklung von Methoden zur systemanalytischen Untersuchung neuer Technologien.

Die Entwicklung einer Technologie ist ein dynamischer Prozess, der von vielen Faktoren beeinflusst wird, wie z.B. von politischen und gesellschaftlichen Rahmenbedingungen, sowie von technischen und ökonomischen Erwartungen. Ziel der systemanalytischen Untersuchung von solchen sich in der Entwicklung befindenden Technologien ist es, für jeden dieser Faktoren (oder Dimensionen) Kenngrößen zu erarbeiten, die es dann ermöglichen, die Technologie integrativ zu betrachten, zu bewerten und zu vergleichen.

Die vorliegende Arbeit untersucht vor allem technische und ökonomische Kenngrößen, wobei daraus umweltrelevante Kenngrößen, wie die CO₂-Minderung und -Minderungskosten gegenüber einer fossilen Referenz, abgeleitet werden können. Für eine erste Bewertung der Produktion von Synthesekraftstoffen werden diese Kenngrößen als ausreichend erachtet und in Form von Massen- und Energiebilanzen sowie spezifischen Produktionskosten für verschiedene Anlagengrößen dargelegt.

In Kapitel 2 wird der Stand der Technik zur Schnellpyrolyse analysiert, und die verfahrenstechnischen Unsicherheiten, die beim jetzigen Stand der Entwicklung vorhanden sind, werden herausgearbeitet. Durch das Offenlegen der verfahrenstechnischen Unsicherheiten wird die Kluft zwischen dem aktuellen Stand der Entwicklung und der ersten kommerziell zu betreibenden Anlage sichtbar. Darüber hinaus lassen sich mit diesem Wissen die Unsicherheiten, die in die Berechnung der Kenngrößen eingehen, abschätzen.

In Kapitel 3 wird für die weitergehenden Untersuchungen eine Modellanlage zur Schnellpyrolyse aus Stroh und Waldrestholz nach dem Konzept des Forschungszentrums Karlsruhe konzipiert. Dazu wird zuerst die Schnellpyrolyse in den gesamten Herstellungsprozess eingeordnet, und die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz wird beschrieben. Danach erfolgt der eigentliche Aufbau der Mo-

dellanlage zur Schnellpyrolyse, für die die verfahrenstechnischen Unsicherheiten durch Annahmen ersetzt werden, die durch Experteninterviews auf Plausibilität überprüft werden. Darüber hinaus wird die Auswahl der herangezogenen Anlagenkomponenten erläutert.

Die Modellanlage wird in Form von Grund- und Verfahrens-Fließbildern auf verschiedenen Abstraktionsebenen dargestellt, worin jedes dargestellte Modul als ein geschlossenes Input-Output-System angesehen werden kann und dann Grundlage für die Bilanzierung des Herstellungsprozesses bzw. der Prozesskettenanalyse und damit für die Berechnung der Kenngrößen ist.

In Kapitel 4 werden die methodischen Ansätze zur Berechnung der technischen und ökonomischen Kenngrößen der Schnellpyrolyse-Anlage ausgearbeitet, die auch für die Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry eingesetzt werden können. Im Mittelpunkt stehen die Gleichungen für die Massen- und die Energiebilanz, die Definition von Anlagenleistungen und -wirkungsgraden, sowie die Gleichungen zur Berechnung der Produktkosten.

Die Ansätze bzw. Gleichungen sind an das zuvor definierte System angepasst worden und soweit mathematisch ausformuliert, dass sie in jeder Entwicklungsphase der Technologie, d.h. bei Vorhandensein von neuem Wissen und neuen Daten, angepasst und verfeinert werden können. So wird gewährleistet, dass nicht nur eine systemanalytische Momentaufnahme der Schnellpyrolyse-Technologie dargestellt wird, sondern eine permanente systemanalytische Begleitforschung entlang der Entwicklung, u.U. mit Einbeziehung weiterer Kenngrößen, möglich ist.

Die methodischen Ansätze zum Lernen in Produktionssystemen bzw. zu Lernkurven sind ein Schwerpunkt in Kapitel 4. Lernkurven sind durch Beobachtungen abgerechneter Anlagen bekannt und finden z.B. Anwendung in Energie modellen, wie Markal (Tseng et al., 1999). Mit Lernkurven ist es möglich, die Entwicklung der Produktionskosten nach der Markteinführung abzubilden und somit einen Vergleich der Technologie im ausgereiften Entwicklungsstadium mit anderen bekannten Technologien durchzuführen.

Kriterien, die bei der Anwendung von Lernkurven auf neue Technologien zu beachten sind, sind in der Literatur nur implizit zu finden. Aus diesem Grund werden in der vorliegenden Arbeit explizit Kriterien erarbeitet, unter welchen Umständen Lernkurven belastbar eingesetzt werden können. Darüber hinaus werden Größenordnungen von Lernen in Produktionssystemen analysiert, und es wird ein Fortschrittsfaktor für die Schnellpyrolyse-Modellanlage definiert.

In Kapitel 5 wird die Prozesskette der Schnellpyrolyse analysiert. Die Herkunft und die Qualität der eingehenden Daten werden dargelegt, und mit den methodischen Ansätzen werden die Kenngrößen für die Modellanlage berechnet. Eine Sensitivitätsanalyse aller eingehenden Daten wird durchgeführt, um so den Einfluss von Unsicherheiten auf das Gesamtergebnis zu erhalten.

Anschließend wird in Kapitel 5 das Lernpotenzial der Schnellpyrolyse anhand der in Kapitel 4 hergeleiteten Lernkurve und des Fortschrittsfaktors in Form von Slurrykosten dargelegt. Dafür wird ein Schnellpyrolyse Szenario für Deutschland bis zum Jahr 2020 aufgebaut um darzulegen, mit welchen Voraussetzungen die Slurrykosten berechnet werden.

In Kapitel 6 werden die technischen und ökonomischen Kenngrößen für die Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry dargelegt. Dafür wird am Anfang der Stand der Technik erarbeitet, und die Modellanlage wird definiert. Anschließend wird die Herkunft der technischen und ökonomischen Kenngrößen erläutert, und die Produktionskosten für Synthesekraftstoffe aus Pyrolyseslurry werden für zwei Anlagengrößen, sowie mit und ohne Lerneffekten nach dem Schnellpyrolyse Szenario dargelegt.

In Kapitel 7 erfolgt die Zusammenfassung der Ergebnisse, und es wird ein Fazit gezogen. Dabei werden die Fragen aus Kapitel 1.1 beantwortet, und es wird diskutiert, welche Auswirkungen die Ergebnisse auf die Entwicklung der Technologie und auf die Notwendigkeit, sowie den zeitlichen und finanziellen Umfang der Förderung haben.

Mit dieser Arbeit wird es möglich die Schnellpyrolyse zu bewerten und einzuordnen. Hierdurch stehen den Akteuren, die an der Entwicklung des Verfahrens des Forschungszentrums Karlsruhe beteiligt sind, fundierte Entscheidungsgrundlagen zur Verfügung, um das Verfahren möglichst zielorientiert zu entwickeln und zu fördern.

Darüber hinaus wurde der Einsatz von Lernkurven bei systemanalytischen Untersuchungen neuer Verfahren untersucht und bewertet. Es wurden neue Kriterien definiert, mit denen Lernkurven auf neue Verfahren angewendet werden können.

Durch den modularen Aufbau des Anlagenmodells und des Berechnungsmodells für die technischen und ökonomischen Kenngrößen können in jeder Entwicklungsphase verschiedene Schnellpyrolyseverfahren, sowie konkurrierende Verfahren einheitlich verglichen werden.

2 Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz – Stand der Technik

Pyrolyse (griechisch: pyr=Feuer; lysis=Auflösung) ist die Bezeichnung für den thermischen Abbau chemischer Verbindungen ohne Zugabe von Sauerstoff. Die notwendige Energie muss, im Gegensatz zur Verbrennung oder zur autothermen Vergasung, von außen zugeführt werden. Bei der Pyrolyse entstehen feste, flüssige (kondensierbare) und gasförmige Produkte. Je nach Ziel der Pyrolyse wird versucht, die Ausbeute eines dieser Produkte zu maximieren.

Das bekannteste Beispiel einer Pyrolyse ist die Herstellung von Hüttenkoks. Es handelt sich hierbei um eine langsame Pyrolyse, auch Entgasung genannt. Andere Anwendungsgebiete liegen in der Verwertung bzw. Aufbereitung von Produkten aus der Mineralöl-Raffinerie und der Großchemie, sowie der Holzkohleherstellung. Durch Recyclingaktivitäten kamen in den letzten Jahrzehnten weitere Anwendungsgebiete hinzu. Hier sind die pyrolytische Müllbehandlung sowie die Kunststoff-, Gummi- oder Altreifen-Verwertung zu nennen. Nach dem Ende der ersten Ölkrisen in den 1970er Jahren ist die Biomasse-Verflüssigung wie auch die Ölgewinnung aus Teersanden durch Pyrolyse in das Blickfeld der Forschung gerückt. Kern dieses Kapitels ist die Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz bzw. die Verflüssigung dieser Stoffe.

2.1 Grundprinzipien

Bei der Schnellpyrolyse soll der Anteil an flüssigen Produkten maximiert werden. Dabei können bei Holz Ausbeuten von bis zu 75 % an flüssigen Produkten erreicht werden. Dies erfolgt bei Temperaturen um 500 °C und bei Atmosphärendruck. Für eine hohe Ausbeute an Kondensaten sind eine schnelle Aufheizung der Biomasse, eine kurze Verweilzeit der entstehenden Gase im Reaktor und eine schnelle Abkühlung der kondensierbaren Gase notwendig. Eine hohe Aufheizrate verhindert die Koksbildung. Sie bedingt aber, dass die Biomasse bei den meisten Schnellpyrolyse-Verfahren fein zerkleinert vorliegen muss. Die Zeit von der Entstehung der Gase bis zu deren Abkühlung sollte kleiner als eine Sekunde sein, um Sekundärreaktionen zu vermeiden, die zu unerwünschten höheren Gasausbeuten führen. Die schnelle Abkühlung der kondensierbaren Gase verhindert Kondensationsreaktionen, die zu höher viskosen Kondensaten führen. Ein Überblick über die Grundprinzipien der Schnellpyrolyse findet sich bei Fagernäs (1995), Oasmaa et al. (1997) sowie Klaubert und Meier (2002).

Tab. 2.1: Schnelldpyrolyse von Holz und Stroh – Produktausbeuten

Einsatzstoff	Biomasse Eigenschaften			Pyrolyseprodukte ^{a)}		
	Heizwert H _i (an)	Aschegehalt a (wf)	Wassergehalt w (an)	Koks/Asche	Kondensat	Gas
	MJ/kg	Gew.-%	Gew.-%	Gew.-%	Gew.-%	Gew.-%
Buche	16,2	0,8	6,5	14,6	69,4	16,0
Fichte	16,2	1,0	8,9	18,5	66,8	14,7
Stroh	14,6	7,4	7,7	23,1	55,0	21,9
Reisstroh	12,0	15,7	8,0	25,3	49,8	24,9

^{a)} FZK-Versuch an LR-Laboranlage, Prozessbedingungen: T ≈ 500 °C; p=1 bar; Gasverweilzeit ≈ 2-3 s; Verhältnis Sand/Biomasse ≤ 10. Quelle: Henrich et al. (2005); Anmerkungen: wf: wasserfrei; an: analysenfeucht, Wassergehalt der analysenfeuchten Biomasse

Die Forschungsaktivitäten zur Schnelldpyrolyse von Biomasse begannen Ende der 1970er Jahre. Mit verschiedenen Reaktoren, wie sie u. a. in Abb. 2.2 zu sehen sind, wurden diverse biogene Einsatzstoffe, hauptsächlich aber Holz, verflüssigt. Im Mittelpunkt der Experimente standen zu Beginn Untersuchungen zur Produktausbeute in Abhängigkeit der Prozessparameter Temperatur, Aufheizrate, sowie Partikelgröße der Biomasse und Gasverweilzeit (vgl. Scott und Piskorz, 1982; Scott et al., 1985). In Tab. 2.1 sind typische Produktausbeuten aus aktuell durchgeführten Untersuchungen (Henrich et al., 2005) dargestellt.

Es ist zu erkennen, dass mit steigendem Aschegehalt der Biomasse die Ausbeute an Kondensat deutlich abnimmt und dafür die Gasausbeute zunimmt. Untersuchungen deuten an, dass mit steigendem Aschegehalt die entstehenden Kokse poröser werden. Die primären Kondensatdämpfe zersetzen sich dadurch vermehrt an der größer werdenden inneren Oberfläche der Kokse zu Wasser und Gas (Henrich et al., 2005).

Allgemeine Eigenschaften von Pyrolysekondensaten (auch Pyrolyseöl oder Bioöl genannt) sind in Tab. 2.2 zusammengefasst. Produktgase und Pyrolyseöle wurden von verschiedenen Autoren gaschromatographisch untersucht (z.B. Beaumont, 1993; Evans und Milne, 1987; Girard et al., 2004; Milne et al., 1997). In Tab. 2.3 sind die wesentlichen chemischen Verbindungen in Pyrolyseölen dargestellt. Einen Einblick in die Zusammensetzung der Produktgase gibt Abb. 2.1.

Das Pyrolysekondensat besteht aus vielen verschiedenen chemischen Verbindungen, die teilweise hydrophile, teilweise hydrophobe Eigenschaften aufweisen. Bei längerer Lagerung der Bioöle kann es zu chemischen Reaktionen unter diesen Verbindungen kommen (Adjaye et al., 1992; Czernik et al., 1994; Diebold, 1999), wobei Koks und Aschebestandteile im Pyrolyseöl die Reaktionen beschleunigen können. Diese Alterungsprozesse können zu einer Veränderung der

physikalischen Eigenschaften der Bioöle und zu einer Auftrennung der Emulsion in eine Wasser- und eine Teerphase führen.

Tab. 2.2: *Eigenschaften von Pyrolyseölen – eine Übersicht*

Eigenschaften	Pyrolyseöle
Wassergehalt w (Gew.-%)	15 – 30
Dichte ρ (kg/dm ³)	1,11 – 1,28
Kinemat. Viskosität ν (10 ⁻⁶ m ² /s, bei 50 °C)	10 – 500
Brennwert H_s (MJ/kg)	15 – 25
Aschegehalt a (Gew.-%)	0,03 – 0,2
pH-Wert	2,0 – 3,7

Quelle: Fagernäs (1995)

Ab einem bestimmten Wassergehalt im Kondensat kann es auch ohne Alterungsprozesse zu einer Auftrennung der Emulsion kommen. Versuche am ITC-CPV ergaben, dass Strohcondensate nicht stabil sind und sich nach kurzer Zeit in zwei Phasen trennen. Das Teerkondensat war dabei bei Zimmertemperatur nicht mehr flüssig (Henrich, 2005).

Neben der Stabilität der Kondensate ist deren Toxizität wichtig. Die Toxizität und Ökotoxizität von Pyrolyseölen wird zurzeit detailliert im Rahmen des EU-Projekts BIOTOX untersucht (Girard et al., 2004). Ziel des Projekts ist die Erstellung von Sicherheitsdatenblättern (MSDS = Material Safety Data Sheet), in denen die Handhabung, die Lagerung und der Transport der Bioöle festgeschrieben werden.

Tab. 2.3: *Chemische Gruppen in Pyrolyseölen – eine Übersicht der wichtigsten Bestandteile*

Chemische Gruppen	Anteil (Gew.-%)
Wassergehalt	20 – 30
Pyrolyselignine	15 – 30
Aldehyde	10 – 20
Carbonsäuren	10 – 15
Kohlenhydrate	5 – 10
Phenole	2 – 5
Furfural	1 – 4
Alkohole	2 – 5
Ketone	1 – 5
Gaschromatographisch lassen sich ca. 200 verschiedene Verbindungen nachweisen	

Quelle: Bridgwater et al. (2001)

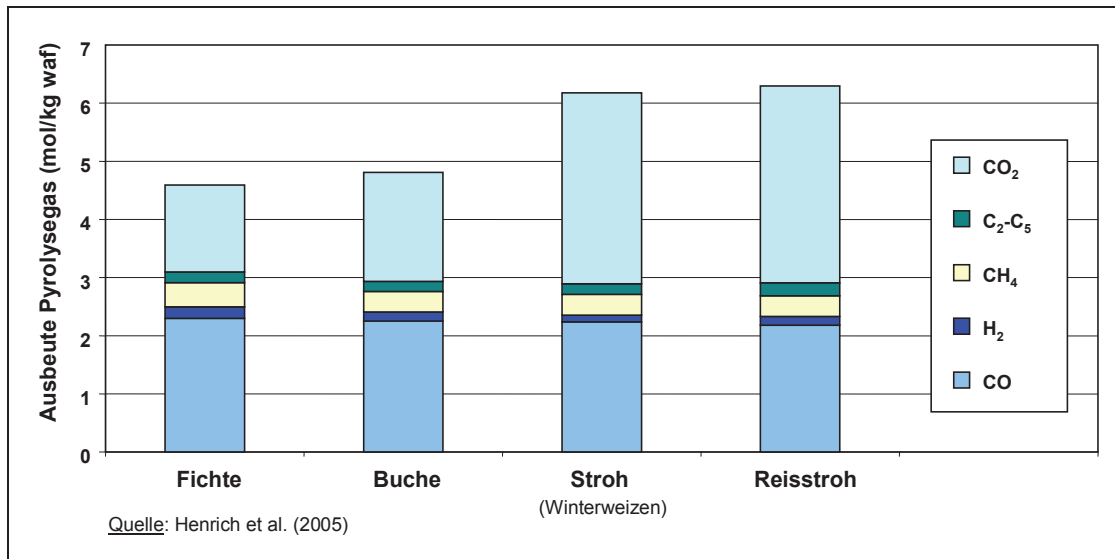


Abb. 2.1: Pyrolysegas von Holz und Stroh – Ausbeute und Zusammensetzung

Die Kinetik und der Reaktionsverlauf der komplexen Zerfallsmechanismen von Biomasse während der Schnellpyrolyse wurden u.a. von Babu und Chaurasia (2004), Liden et al. (1988) und Nunn et al. (1985) analysiert, sind aber teilweise noch nicht aufgeklärt. Simulationsmodelle für die Schnellpyrolyse existieren somit nicht.

Der Schwerpunkt bei den Untersuchungen zur Verwendung der Pyrolyseprodukte liegt in der energetischen Nutzung. Pyrolyseprodukte sollen fossile Energieträger bei der Strom- und Wärmeproduktion ersetzen (Bridgwater et al., 2002). Aus diesem Grund konzentrierte sich die Entwicklung der Schnellpyrolyse bislang hauptsächlich auf den Einsatzstoff Holz, weil mit Holz hohe Kondensat- ausbeuten erzielt werden und darüber hinaus die Qualität der Kondensate besser ist als die aus aschereicher Biomasse. Die Herstellung bzw. Extraktion von Chemikalien und anderen Produkten aus Pyrolyseöl war ebenfalls Forschungsgegenstand (Radlein, 1998). In diesem Zusammenhang ist die Herstellung von Flüssigrauch-Aromen aus Pyrolyseöl zu nennen. Eine relativ neue Verwendung von Pyrolyseprodukten ist deren Vergasung zur Synthesegasherstellung (Henrich et al., 2002).

2.2 Reaktortypen

Im Folgenden werden die Schnellpyrolyse-Reaktoren vorgestellt, die zur Verflüssigung von Biomasse entwickelt wurden (siehe Abb. 2.2). Dabei werden die Funktionsweisen und die wesentlichen Vor- und Nachteile der Reaktoren beschrieben. Darüber hinaus wird der Entwicklungsstand der Schnellpyrolyse-Verfahren mit den jeweiligen Reaktoren herausgearbeitet.

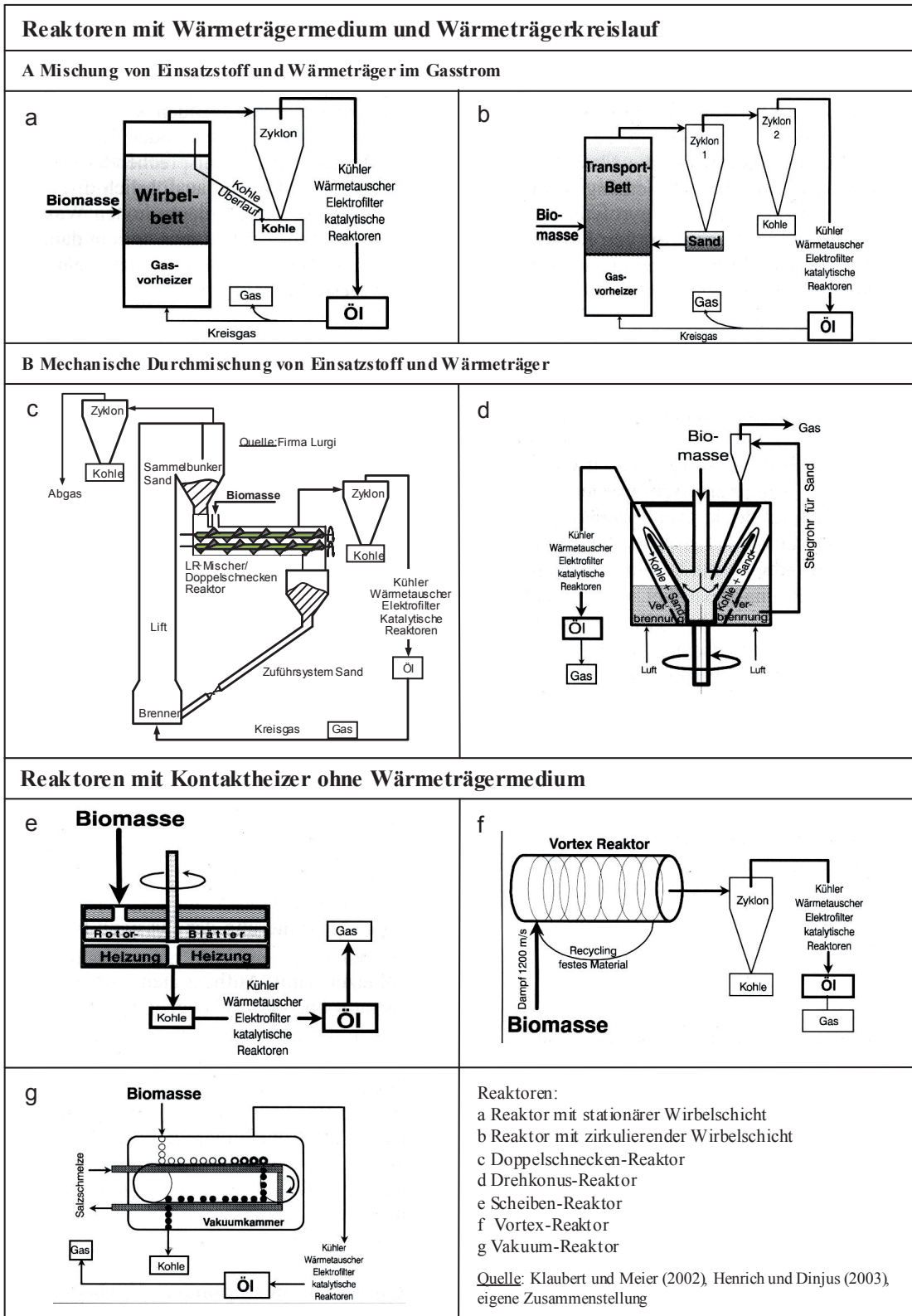


Abb. 2.2: Übersicht über die vorhandenen Schnellpyrolyse-Reaktoren

Reaktoren mit stationärer und mit zirkulierender Wirbelschicht

In Reaktoren mit einer Wirbelschicht wird eine Schüttung durch aufströmende Gase aufgewirbelt. Je nach Anströmgeschwindigkeit entsteht eine stationäre Wirbelschicht, bei der das Schüttgut im Reaktor verbleibt oder eine zirkulierende Wirbelschicht. Bei der zirkulierenden Wirbelschicht wird das Schüttgut aus dem Reaktor ausgetragen, über einen Zyklon aus dem Gasstrom entfernt und dem Reaktor wieder zugeführt. Die Schüttung besteht im Fall der Schnellpyrolyse überwiegend aus heißem Sand und einem kleinen Anteil Biomasse (3 - 10 Gew.-%). Die Partikelgröße der Biomasse liegt bei wenigen Millimetern.

Die Wärmezufuhr kann über heiße Reaktorwände, Rohrbündel im Reaktor, den Gasstrom zur Aufrechterhaltung der Wirbelschicht und im Fall der zirkulierenden Wirbelschicht darüber hinaus durch heißen Sand, der außerhalb des Reaktors aufgeheizt wird (z.B. in einer zweiten Wirbelschicht durch die Verbrennung des erzeugten Koks'), erfolgen. Nachteil der Wirbelschicht-Reaktoren ist der große Gasvolumenstrom, der durch die anschließende Kondensationseinheit geleitet werden muss. Dieser ist größer als bei den Reaktoren mit mechanischer Durchmischung, die im Anschluss beschrieben werden, weil das Inertgas zur Aufrechterhaltung der Wirbelschicht den Reaktor mit den Produktgasen der Pyrolyse verlässt.

Für die Schnellpyrolyse von Biomasse sind Wirbelschicht-Reaktoren am weitesten entwickelt und verbreitet (siehe Tab. 2.4 und Tab. 2.5). Der Haupteinsatzstoff ist dabei Holz. Der Einsatz von Stroh wurde darüber hinaus in Laboranlagen erfolgreich getestet (Boukis et al., 2000).

Doppelschnecken-Reaktor

Biomasse mit einer Partikelgröße von wenigen Millimetern und heißer Sand werden diesem Reaktor zugeführt. Die Doppelschnecken bewirken, dass sich Biomasse und heißer Sand wie eine Pfropfenströmung durch den Reaktor bewegen. Der Reaktor ist für Holz und Stroh geeignet.

Die Entwicklungsarbeiten am Doppelschnecken-Reaktor für Biomasse wurden im Jahr 2002 am Forschungszentrum Karlsruhe begonnen. Die Laboranlage wurde 2003 fertiggestellt, und eine Pilotanlage ist im Bau. Das Verfahren ist an das LR-Verfahren der Fa. Lurgi angelehnt, die ebenfalls über eine Laboranlage verfügt und die in den 1980er Jahren eine Anlage mit dem LR-Verfahren betrieb, die Teersande pyrolysierte. Diese Anlage wurde sechs Jahre lang betrieben und hatte eine Kapazität von 8 t/h Teersand. Eine weitere Anlage wurde im Jahr 2000 in Ingolstadt gebaut und sollte 56 t/h Vakuumrückstände verarbeiten. Die Anlage

wurde aber nie in Betrieb genommen, da es technische Probleme gab, die im Zusammenhang mit dem Einsatzstoff zu suchen sind.

Drehkonus-Reaktor

Biomasse mit einer Partikelgröße von etwa 2 mm und heißer Sand werden in einen heißen, sich drehenden Konus (Frequenz $f \approx 10$ Hz) eingetragen, durch die Rotation durchmischt und wandern dabei nach außen. Der Reaktor ist für zerkleinertes Holz ausgelegt, sollte aber auch für Stroh geeignet sein. Der Drehkonus-Reaktor wird von der Biomass Technology Group (BTG, Niederlande) entwickelt (siehe Tab. 2.4).

Bei den Reaktoren mit mechanischer Durchmischung (Doppelschnecken- und Drehkonus-Reaktor) wird das entstehende Produktgas abgezogen, dabei wird ein Teil des Koks' und des Sands mit ausgetragen. Der Hauptteil des Sands und der restliche Koks verlassen den Reaktor seitlich bzw. nach unten. Der Wärmeträger Sand muss außerhalb des Reaktors aufgeheizt und transportiert werden. Das Sand-Biomasse-Verhältnis ist kleiner als bei Wirbelschicht-Reaktoren.

Ablativer Scheiben-Reaktor

Die Biomassepartikel werden gegen eine beheizte, sich schnell drehende Scheibe gepresst (Druck $p \approx 30$ bar), pyrolysieren und hinterlassen einen Ölfilm, der rasch verdampft. Es ist kein Trägergas und kein Wärmeträger notwendig, was als Vorteil zu werten ist. Zudem ist es möglich, relativ große Biomassepartikel zu verarbeiten. Als Nachteil werden die schnell rotierenden heißen Bauteile angesehen, die die Konstruktion des Reaktors komplexer werden lassen.

Die Entwicklung des ablativen Scheibenreaktors wird momentan von der Fa. PyTEC in Zusammenarbeit mit der BFH (Bundesanstalt für Forst und Holzwirtschaft) vorangetrieben. In deren Laborreaktor sind Pyrolyseversuche mit Stroh gelungen. Eine Pilotanlage mit einem Durchsatz von 250 kg/h in einem Sägewerk bei Cuxhaven wurde im Frühjahr 2006 in Betrieb genommen (Meier, 2006).

Vortex-Reaktor

Der Vortex-Reaktor arbeitet nach dem gleichen Prinzip, wie der Scheiben-Reaktor. Es werden Biomassepartikel mit Dampf tangential in eine beheizte Röhre eingeblasen und pyrolysieren bei Wandkontakt. Ein Nachteil des Vortex-Reaktors ist die Dampfbereitstellung, die einen zusätzlichen technischen und energetischen Aufwand bedeutet. Die Verfahren mit Vortex-Reaktoren (siehe auch Tab. 2.5) befinden sich noch im Labormaßstab.

Die Wärmezufuhr beim Scheiben- und beim Vortex-Reaktor ist im Gegensatz zu den oben beschriebenen Verfahren durch die Fläche der Scheibe bzw. der Röhre limitiert, was als Nachteil zu werten ist.

Vakuuim-Reaktor

In Vakuuim-Reaktoren wird stückige Biomasse – größere Partikel sind möglich – auf einem indirekt beheizten horizontalen Endlosband gefördert. Die Beheizung der Bänder erfolgt mit heißen Salzschnmelzen. Die Biomasse muss aufgrund geringer Heizraten bis zu 45 Minuten im Reaktor verbleiben. Die Aufenthaltszeit der gasförmigen Produkte in der heißen Reaktionszone ist sehr kurz. Der Reaktor sollte für jegliche biogenen Einsatzstoffe geeignet zu sein. Die Aufrechterhaltung eines ausreichenden Unterdrucks im Reaktor erfordert einen hohen technischen und apparativen Aufwand. Die Fa. Pyrovac (Kanada) bemüht sich um die Markteinführung dieses Verfahrens (siehe Tab. 2.4).

Die Entwicklungsgeschichte und der aktuelle Entwicklungsstand einiger ausgewählter Schnelldpyrolyse-Verfahren, die die Entwicklung bislang geprägt haben, sind in Tab. 2.4 zusammengestellt.

Es wird ersichtlich, dass Ensyn (Kanada) momentan über das einzige Schnelldpyrolyse-Verfahren für Biomasse verfügt, das sich auf dem Markt etabliert hat. Die Produkte aus diesen Anlagen werden gegenwärtig zu Flüssigrauch-Aromen weiter verarbeitet. In Italien wurde im Jahr 1998 eine Demonstrationsanlage mit dem RTP-Verfahren von Ensyn zur Herstellung von Bioöl als Energieträger errichtet. Diese Anlage von ENEL hatte jedoch mit technischen Schwierigkeiten zu kämpfen und wurde stillgelegt (Pyne, 2001).

Dynamotive (Kanada) und BTG (Niederlande) haben Betriebserfahrung mit ihren Pilotanlagen, die mit einer stationären Wirbelschicht bzw. einem Drehkonus-Reaktor

arbeiten. Dynamotive hat im Jahr 2005 eine Demonstrationsanlage mit einem Durchsatz von 4 t/h errichtet und auch BTG hat eine Demonstrationsanlage in Malaysia mit 2 t/h gebaut. Sollte die bisherige Entwicklung dieser Verfahren weiterhin so kontinuierlich verlaufen, könnten sie in wenigen Jahren marktreif sein.

Fortum und Vapo (Finnland/Schweden) haben im Jahr 2002 in recht kurzer Zeit eine Pilotanlage errichtet. Es sollte getestet werden, inwieweit Pyrolyseöl leichtes Heizöl substituieren kann. Um welchen Reaktortyp es sich handelt, geht aus den Veröffentlichungen der Betreiber nicht hervor. Das Projekt wurde im Frühjahr 2004 gestoppt. Zur Begründung wurden geänderte ökonomische Rahmenbedingungen in Finnland und Schweden angegeben. Die Fa. Pyrovac bemüht sich um

die Entwicklung der Vakuum-Pyrolyse, musste jedoch ihre Demonstrationsanlage aufgrund technischer und wirtschaftlicher Probleme stilllegen.

Tab. 2.4: Entwicklungsgeschichte und -stand ausgewählter Schnellpyrolyse-Verfahren

Entwickler/Trademark TM Standort Reaktortyp	Kapazität (kg/h)	Bemerkungen
Dynamotive/BiothermTM Kanada <i>stationäre Wirbelschicht</i>	400, 4000	Biotherm TM basiert auf einem Pyrolyseverfahren, das von RTI (Resource Transforms International) patentiert ist. RTI hat sich aus der Pyrolysegruppe der Universität Waterloo gebildet (siehe auch Piskorz et al., 1988; Radlein et al., 1987; Scott und Piskorz, 1982; Scott et al., 1985). Meilensteine: Laboranlage (RTI), 1996; Technikumsanlage, 20-80 kg/h, 1997-2001; Pilotanlage: 400 kg/h, seit 2001; Aufbau einer Demonstrationsanlage mit 4 t/h; 2004. Einsatzstoff: Holz. Verwendung: Bioöl als Energieträger zur Verwendung in einer stationären Gasturbine (www.dynamotive.com).
Ensyn/RTPTM/Kanada Betreiber: Red Arrow/USA <i>zirkulierende Wirbelschicht</i>	1000	Trademark seit 1979; Das RTP-Verfahren (RTP – Rapid Thermal Pyrolysis) entstand während der Forschung an der Universität Western Ontario auf dem Gebiet der Schnellpyrolyse. Die erste kommerzielle Anlage wurde bei Red Arrow gebaut (1990); seitdem wurden fünf weitere kommerzielle Anlagen errichtet. Einsatzstoff: Holz. Verwendung: Bioöl als Ausgangsprodukt für Raucharomen und Naturharze (www.ensyn.com; Graham et al., 1994).
BTG Niederlande <i>Drehkonus</i>	250	Meilensteine: 1990-1994: Laboranlage an der Universität Twente. Aufbau einer Technikumsanlage mit 50 kg/h, 1995; Planung und Aufbau einer Pilotanlage mit 250 kg/h, 1997. Geplant ist eine Demonstrationsanlage mit 2 t/h. Einsatzstoff: Holz. Verwendung: Bioöl als Energieträger zur Verwendung im Motor oder im Brenner zur Erzeugung von Wärme und Strom.
Pyrovac/PyrocyclingTM Kanada <i>Vakuum</i>	50, 3500	Eine Demonstrationsanlage mit 3.500 kg/h wurde Anfang 2000 in Betrieb genommen. Die Anlage wurde aufgrund technischer Probleme und des Ausstiegs mehrerer Geldgeber wieder stillgelegt. Momentan ist eine Technikumsanlage mit 50 kg/h in Betrieb. Einsatzstoff: Rindenmulch. Verwendung: Bioöl als Ausgangsstoff zur Herstellung von Phenolformaldehyd als Harz für die OSB-Herstellung (siehe Pyne, 1999, 2000; Mullaney, 2002). Forschungspartner: Universität Laval.
Fortum und Vapo/ForesteraTM Finnland <i>unbekannt</i>	350	Eine Pilotanlage wurde im Mai 2002 in Betrieb genommen und im Frühjahr 2004 wieder stillgelegt. Die Produktion von Bioöl sollte leichtes Heizöl in Großkesseln substituieren (Gust et al., 2002). Einsatzstoff: Holz. VTT war als Forschungs- und Entwicklungspartner beteiligt.

In Tab. 2.5 sind Forschungseinrichtungen aufgelistet, die eine Schnellpyrolyse-Tradition aufweisen. Einige dieser Einrichtungen sind an den Industrieprojekten beteiligt, die in Tab. 2.4 aufgelistet sind. Die verschiedenen Forschungseinrichtungen und Industrieunternehmen haben sich in einem Netzwerk zusammenge-

schlossen, das von der Universität Aston (England) koordiniert wird (siehe www.pyne.co.uk).

Tab. 2.5: *Forschungseinrichtungen mit Schnellpyrolyse-Tradition*

Forschungseinrichtung	Forschungsgegenstand	ausgewählte Publikationen
Aston University, England	Ablative Pyrolyse, techno-ökonomische Untersuchungen	Bridgwater und Grassi (1991), Bridgwater et al. (2002), Peacocke und Bridgwater (1994), Peacocke und Bridgwater (2004)
CNRS Nancy, Frankreich	Ablative Pyrolyse	Lédé et al. (1986), Lédé (2003)
CRES, Griechenland	Zirkulierende Wirbelschicht	Boukis (1996), Boukis et al. (2000), Pyne (2002a)
NREL, USA	Ablative Vortex-Pyrolyse, Zusammensetzung Pyrolyseöl, techno-ökonomische Untersuchungen	Chum (1993), Czernik et al. (1994), Johnson und Maclean (1993), Johnson et al. (1994), Milne et al. (1997), Pyne (2002b)
Universität Anadolu, Türkei	Festbett-Pyrolyse	Pütün et al. (1996), Pütün (2002), Onay (2004)
Bundesforschungsanstalt für Forst und Holzwirtschaft, Hamburg	Stationäre Wirbelschicht, ablativ Pyrolyse, Zusammensetzung Pyrolyseöl	Meier et al. (1985), Meier (2002), Girard et al. (2004)
Universität Laval, Kanada	Vakuum-Pyrolyse, Multiple-Hearth Reaktor	Pakdal und Roy (1988), Garcia-Perez et al. (2002)
Universität Twente, Niederlande	Drehkonus	Wagenaar et al. (1994, 2000), Janse et al. (1997)
VTT, Finnland	Untersuchung von Verwendungsmöglichkeiten von Pyrolyseöl, Eigenschaften von Pyrolyseöl, techno-ökonomische Untersuchungen	Solantausta (1994), Solantausta et al. (1996), Fagnäs (1995), Osmaa et al. (1997)

2.3 Bewertung der Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz

Um hohe Ausbeuten an Kondensaten zu erreichen, ist eine schnelle Aufheizung der Biomasse notwendig. Dies hat zur Folge, dass die benötigten Partikelgrößen der Biomasse für die Schnellpyrolyse bei allen Reaktoren bis auf den Scheiben-Reaktor und den Vakuum-Reaktor im Bereich weniger Millimeter liegen. Darüber hinaus sollte der Wassergehalt der Biomasse bei allen Reaktoren einen Wert von 10 % nicht überschreiten, um eine ausreichende Qualität der Pyrolysekondensate zu erreichen. Diese Tatsachen bedingen eine aufwendige Konditionierung, d.h. Zerkleinerung und Trocknung der Biomasse. Damit verbunden ist ein nicht zu vernachlässigender Aufwand an Energie.

Als allothermes Verfahren muss der Schnellpyrolyse von außen Wärme zugeführt werden. Dafür gibt es, wie in Abb. 2.2 zu sehen, verschiedene Möglichkei-

ten. Ein spezielles Augenmerk gilt dabei dem Wirkungsgrad, mit dem die Wärme in den Reaktor gebracht werden kann.

Ein Vergleich der verschiedenen Reaktoren (Pyne, 2005) zeigt, dass Wirbelschichtreaktoren und Scheiben- bzw. Vortex-Reaktoren die höchsten Ausbeuten an Pyrolyseöl erzielen. Etwas geringere Ausbeuten weisen Drehkonus- und der Doppelschneckenreaktor auf. Die geringsten Ausbeuten wurden mit dem Vakuum-Reaktor erreicht.

Aufgrund des frühen Entwicklungsstadiums und der dadurch fehlenden Daten konnten die momentan bekannten Schnellpyrolyse-Verfahren noch nicht umfassend bzgl. Ausbeute, Anlagenwirkungsgrad oder Scale-up-Möglichkeiten verglichen werden. Zum jetzigen Zeitpunkt der Entwicklung kann somit noch keine Präferenz für ein bestimmtes Verfahren gegeben werden.

Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass die Entwicklung der Schnellpyrolyse mit den Einsatzstoffen Holz, Stroh und anderen Biomassen, je nach Reaktortyp, noch auf der Stufe von Forschung und Entwicklung, bzw. am Beginn der Kommerzialisierung steht. Bei den Pilot- bzw. Demonstrationsanlagen von Pyrovac (Kanada), ENEL (Italien) und Wellman⁵ (England) tauchten technische Schwierigkeiten auf, die nicht unbedingt als „Kinderkrankheiten“ zu bezeichnen sind. Die Anlagen wurden stillgelegt, weil sie ihre technische Funktionsfähigkeit nicht unter Beweis stellen konnten. Schwierige Biomasse, wie z.B. Stroh, wird bis jetzt nur im Labormaßstab verarbeitet. Dies liegt aber auch an den bisherigen Überlegungen, Pyrolyseöle als Heizölersatz nutzen zu wollen. Hier besitzt Holz aufgrund der höheren Ausbeute und Qualität der Kondensate deutliche Vorteile gegenüber Stroh.

Die in der vorliegenden Arbeit durchgeführte Analyse des technischen Stands der Schnellpyrolyse zeigt, dass vor allem die folgenden verfahrenstechnischen Unsicherheiten die weitere Entwicklung beschäftigen werden:

- Verlegungen und Verstopfungen in der Anlage verhindern bis jetzt einen kontinuierlichen Betrieb.
- Fehlendes Wissen über Stoffeigenschaften und -verhalten der Pyrolyseprodukte verhindern bislang die Auslegung für deren Transport und Lagerung.

⁵ Die Fa. Wellman hat 2000 eine Pilotanlage mit blasenbildender Wirbelschicht und einem Durchsatz von 250 kg/h aufgebaut (Pyne, 2000). Es sollte der Einsatz von Pyrolyseöl in stationären Motoren getestet werden. Die Anlage ist allerdings nie in Betrieb gegangen und wurde stillgelegt (Meier, 2006)

- Brenner, Motoren oder Vergaser müssen für den kontinuierlichen Betrieb von Pyrolyseprodukten ausgelegt werden.

Diese Unsicherheiten sind die wesentlichen technischen Barrieren bei der Entwicklung der Schnellpyrolyse und gelten generell für alle vorhandenen Schnellpyrolyse-Verfahren. Die Lösung der oben aufgeführten Probleme (Punkte 1 und 3) erfordert entsprechend lange Zeiträume für den Betrieb von Pilot- und Demonstrationsanlagen. Darüber hinaus müssen Märkte für Schnellpyrolyseprodukte geschaffen werden, damit die Verfahren über den Demonstrationsmaßstab hinaus kommen.

3 Aufbau der Modellanlage zur Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz

In diesem Kapitel werden für die anschließende Prozesskettenanalyse die Modellanlagen zur Schnellpyrolyse von Stroh und von Waldrestholz aufgebaut. Dazu wird zuerst die Schnellpyrolyse in den gesamten Herstellungsprozess von Synthesekraftstoffen eingeordnet und die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz wird beschrieben. Danach erfolgt der eigentliche Aufbau der Modellanlage zur Schnellpyrolyse, für die die verfahrenstechnischen Unsicherheiten durch Annahmen ersetzt werden, die durch Experteninterviews auf Plausibilität überprüft wurden. Darüber hinaus wird die Auswahl der herangezogenen Anlagenkomponenten erläutert.

Die Modellanlagen werden in Form von Grund- und Verfahrens-Fließbildern auf verschiedenen Abstraktionsebenen dargestellt, wobei jedes dargestellte Modul als ein geschlossenes Input-Output-System angesehen werden kann und Grundlage für die Bilanzierung des Herstellungsprozesses bzw. der Prozesskettenanalyse und damit für die Berechnung der Kenngrößen ist.

3.1 Einordnung in das Gesamtsystem zur Produktion von Synthesekraftstoffen

Das zu analysierende Gesamtsystem ist in Abb. 3.1 als Grundfließbild mit dazugehöriger Systemgrenze dargestellt. Die logistischen Komponenten der Prozesskette sind durch Pfeile symbolisiert. Es handelt sich einerseits um die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz frei Schnellpyrolyse-Anlage und andererseits um den Transport von Slurry an die Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoff. Die anlagentechnischen Komponenten der Prozesskette bilden die Schnellpyrolyse Anlage und die Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoff.

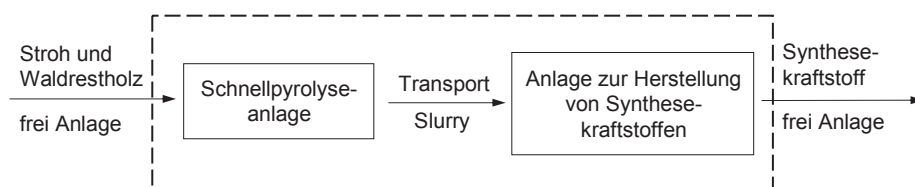


Abb. 3.1: Gesamtsystem – Grundfließbild mit dazugehöriger Systemgrenze

In das System gelangen Stroh und Waldrestholz frei Anlage mit allen dazu gehörigen Kenngrößen (z.B. Art der Konditionierung, Kosten, Energieverbrauch, CO₂-Emissionen). Aus dem System kommt der Synthesekraftstoff frei Anlage. Weitere Ströme über die Systemgrenze werden während der Prozesskettenanalyse identifiziert.

3.2 Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz frei Anlage

3.2.1 Eigenschaften und Aufkommen von Stroh und Waldrestholz

Stroh und Waldrestholz werden mit den in Tab. 3.1 zusammengefassten Eigenschaften an die Schnellpyrolyse-Anlage geliefert. Dieser Anlieferungszustand der Biomasse wird als Rohzustand (roh) definiert. Die dargestellten Werte unterliegen einer gewissen Schwankungsbreite, wie sie bei Naturprodukten üblich ist.

Das Aufkommen an Überschuss-Stroh und Waldrestholz in der Bundesrepublik Deutschland betrug 2002 rd. 14,7 Mio. t (Stroh) bzw. 15,4 Mio. t (WRH) bezogen auf den wasser- und aschefreien Zustand. Daraus ergibt sich eine mittlere Aufkommensdichte $\rho_A(\text{wf})$ in Deutschland für Stroh von 44 t/km² und für Waldrestholz von 47 t/km² (Leible et al., 2007).

Tab. 3.1: Stroh und Waldrestholz im Anlieferungszustand (roh) – Wasser- und Aschegehalt, Schüttdichte und Heizwert

	Wassergehalt w (roh) ^{a)} (%)	Aschegehalt a (wf) ^{a)} (%)	Schüttdichte ρ_s (roh) ^{a)} (t/m ³)	Heizwert H _i (roh) (MJ/kg)
Stroh (Weizen und Gerste) Quaderballen	14,0	7,0	0,13	14,05
Waldrestholz, Hackschnitzel (HS) 3-6 Monate gelagert	35,0	4,0	0,30	10,36

Quelle: ^{a)} Daten aus Leible et al. (2007)

3.2.2 Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz frei Anlage

Die Bereitstellung von Biomasse frei Anlage setzt sich nach Leible et al. (2003) aus den folgenden vier Teilschritten zusammen:

- Erfassung (z.B. Sammeln, Bergen im Wald bzw. Feld)
- Vorkonditionierung (z.B. Zerkleinern, Pressen, Trocknen)
- Zwischenlagerung
- Transport

Die verwendeten Verfahren und Kenngrößen für die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz sind in Tab. 3.2 dargestellt und werden im Folgenden erläutert.

Bereitstellung von Stroh frei Anlage

Nach der Ernte von Getreide werden aus dem Stroh Quaderballen hergestellt und luftgetrocknet am Feldrand oder am landwirtschaftlichen Betrieb witterungsgeschützt gelagert. Für geringe Entfernungen zur Schnellpyrolyse-Anlage und den Transport mit der Bahn wird das Stroh mit ldw.⁵ Schleppern transportiert. Erfolgt der Transport des Strohs über größere Entfernungen mit dem Lkw zur Schnellpyrolyse-Anlage, so werden Sattelaufleger, die für den Transport von großen Mengen Stroh ausgelegt sind und Quaderballen quer laden können, benötigt. Solche speziellen Sattelaufleger mit niedriger Ladekante und geringer Zuladekapazität sind in kleinen Stückzahlen für Dämmstofftransporte realisiert.

Tab. 3.2: Kenngrößen und Verfahren für die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz

	Stroh	Waldrestholz
Art der gelieferten Biomasse	Quaderballen 240 x 120 x 70 cm	Hackschnitzel 30 - 60 mm
Schüttdichte ρ_s (roh)	0,13 t/m ³	0,3 t/m ³
Verfahren zur Vorkonditionierung	Quaderballenpresse	mobiler Häcksler
Zwischenlagerung	witterungsgeschützt am Feldrand oder am ldw. Betrieb	Restholz auf offenen Sammelplätzen im Wald oder am Waldrand
Verfahren zur Beladung	Frontlader	Auswurf vom Häcksler
Transportart und -einheit		
Schlepper	mit zwei landwirtschaftlichen Anhängern	mit zwei landwirtschaftlichen Anhängern
- max. Transportvolumen	50 + 34 m ³ ^{a)}	34 m ³
- max. Zuladung	24 t	26 t
- Zuladung Biomasse (roh)	11 t	10 t
Lkw	mit Sattelaufleger und hoch stehenden Rungen	mit einem Container Länge: 30 ft
- max. Transportvolumen	93 + 15 m ³ ^{a)}	57 m ³
- max. Zuladung	18 t	23 t
- Zuladung Biomasse (roh)	14 t	17 t
Bahn	23 Waggons	24 Waggons
- max. Transportvolumen pro Waggon	141 m ³	113 m ³
- max. Zuladung pro Waggon	50 t	58 t
- Zuladung Biomasse (roh) pro Waggon	18 t	34 t

Quelle: Daten in Anlehnung an Leible et al. (2007); Anmerkungen: ^{a)} Zuladung über die Transportbehälter

⁵ ldw.: landwirtschaftlich

Ldw. Schlepper und Lkws werden mit ldw. Frontladern beladen. Die Umladung des Strohs vom ldw. Schlepper auf die Bahn erfolgt mit ähnlichen Techniken, wie die Entladung des Strohs in der Schnellpyrolyse-Anlage und wird dort beschrieben (siehe Kapitel 3.3.1).

Bereitstellung von Waldrestholz frei Anlage

Nach Durchforstung und Stammholzernte wird das Restholz gesammelt und für drei bis sechs Monate an Sammelplätzen im Wald gelagert. In dieser Zeit erfolgt eine natürliche Trocknung des Holzes von 50 % Wassergehalt auf 35 %. Danach werden mit mobilen Häckslern Hackschnitzel hergestellt und im selben Arbeitsschritt in Anhänger gefüllt. Die Anhänger werden dann je nach Transportentfernung mit ldw. Schleppern bzw. mit Lkws zum Verladebahnhof oder direkt zur Schnellpyrolyse-Anlage transportiert. Die Erfassungs- und Transportkosten von Stroh und Waldrestholz sind im Anhang A1 dargelegt.

3.3 Schnellpyrolyse-Modellanlage

Die Modellanlage stellt die erste kommerziell betriebene Schnellpyrolyse-Anlage dar, die Betriebsstunden von 7500 h/a aufweisen soll. Bei der Modellanlage wird von einer Neuanlage ausgegangen, die auf der „grünen Wiese“ errichtet wird.

Die Darstellung der Prozessketten der Anlagen beschränkt sich auf die Prozessketten entlang des Hauptstoffstroms. Auf die wesentlichen Hilfsbetriebsanlagen wird am Ende des Kapitels eingegangen.

Prozessketten entlang des Hauptstoffstroms

Die Prozessketten der Schnellpyrolyse-Modellanlagen entlang des Hauptstoffstroms sind in Abb. 3.2 auf drei verschiedenen Abstraktionsebenen dargestellt.

Die erste Abstraktionsebene stellt die Komponente der Prozesskette aus dem Gesamtsystem dar (siehe Abb. 3.1). Auf der zweiten Abstraktionsebene kann die Anlage in fünf Hauptfunktionseinheiten gegliedert werden: die Anlieferung der Biomasse inkl. Fördertechnik und Lagerung, die Konditionierung der Biomasse für den Eintrag in die Pyrolyseeinheit, die Pyrolyseeinheit, in der die thermochemische Umwandlung stattfindet, die Slurryherstellung, wo die festen und flüssigen Pyrolyseprodukte zu Slurrys verarbeitet werden und die Auslieferung inkl. der Lagerung der Slurrys.

Die fünf Hauptfunktionseinheiten werden auf der dritten Abstraktionsebene detailliert beschrieben. Dabei wird erläutert, welche Verfahren zum Einsatz kommen.

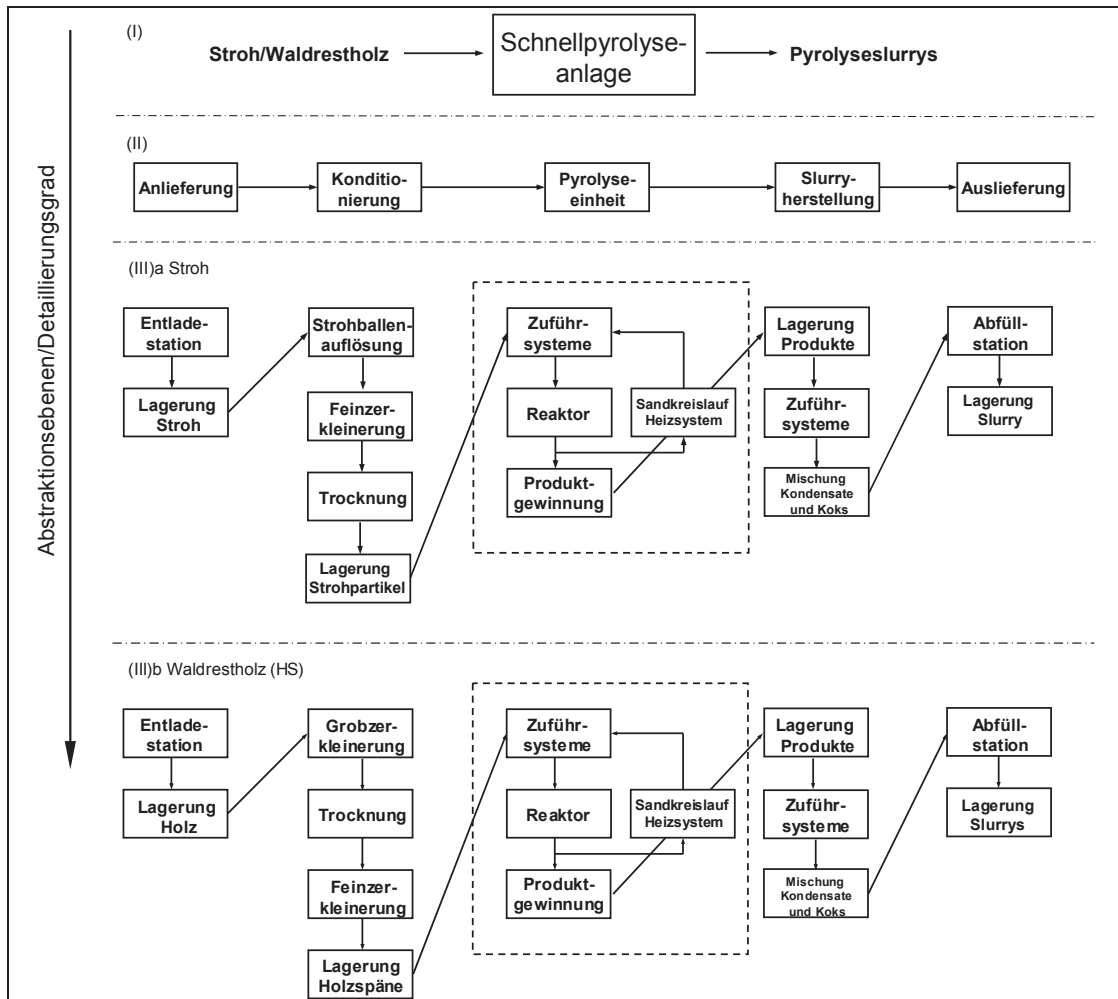


Abb. 3.2: Schnellpyrolyse-Modellanlage – Prozessketten entlang des Hauptstoffstroms auf verschiedenen Abstraktionsebenen

3.3.1 Anlieferung von Stroh und Waldrestholz

Kenngrößen und Verfahren für Anlieferung, Entladung und Lagerung von Stroh und Waldrestholz sind in Tab. 3.3 dargestellt. Die Kriterien für die Anlieferung mit einem bestimmten Transportmittel (d.h. Idw. Schlepper, Lkw oder Bahn) werden in Kapitel 4 dargelegt.

Aus den Kenngrößen für die angelieferte Biomasse pro Transportmittel und -einheit (siehe auch Kapitel 3.2.2), dem Anlieferungszeitraum und der benötigten Biomasse der Anlage pro Jahr lässt sich die Anzahl der Transporteinheiten pro Stunde herleiten. Dies ist für Aussagen über die benötigte Infrastruktur der Anlagen notwendig. Die Anzahl der benötigten Entladeplätze auf dem Anlagen Gelände lässt sich über die Anzahl der Transporteinheiten pro Stunde und der benötigten Entladezeit abschätzen. Der unterstellte Anlieferungszeitraum mit

300 Tagen pro Jahr und 14 Stunden pro Tag ist in der Praxis gängig; die Entladezeiten basieren auf eigenen Abschätzungen.

Tab. 3.3: Kenngrößen und Verfahren für die Anlieferung, Entladung und Lagerung von Stroh und Waldrestholz

Anlieferung, Entladung und Lagerung von Stroh und Waldrestholz im Rohzustand	Stroh	Waldrestholz
angelieferte Biomasse (roh) pro Schlepper	11 t	10 t
Lkw	12 t	18 t
Bahnwaggon	18 t	34 t
Anlieferungszeitraum	300 d/a, 14 h/d	
Entladetechnik	Frontlader, Kran mit Greifer	Kippen, Klappen
Entladezeit pro Schlepper	6 min	3 min
Lkw	6 min	3 min
Bahnwaggon	8 min	4 min
Art der Lagerung	geschlossene Lagerhalle	offene Lagerhalle
spezifische Lagerkapazität (Lagerreichweite: 96 h)	24,5 t/MW _{in}	33,1 t/MW _{in}
Fördertechnik vom Entladeplatz zum Lager bzw. zur Weiterverarbeitung	Kran mit Greifer, Förderbänder	Kipplader, Förderbänder
Fördertechnik vom Lager zur Weiterverarbeitung	Kran mit Greifer, Förderbänder	Kipplader, Förderbänder

Die Entlade- und Fördertechnik für Stroh und Waldrestholz sollte redundant ausgeführt werden, um einen sicheren Betrieb der Anlage zu gewährleisten. Es wird unterstellt, dass Stroh (Quaderballen) mit Hilfe von Kränen bzw. von Laufkatzen mit Greifern vom ldw. Schlepper, Lkw oder von der Bahn entladen wird und dann direkt oder auf Förderbändern in die Lagerhalle bzw. zur Weiterverarbeitung transportiert wird. Im Falle des Ausfalls eines Krans könnten Frontlader die Entladung übernehmen. Waldrestholz (Hackschnitzeln) wird aus den Transportbehältern (Hänger oder Waggon) gekippt oder geklappt und mit Förderbändern bzw. Kippladern zur Lagerung bzw. Weiterverarbeitung transportiert.

Die Lagerkapazität ist für einen vier Tage bzw. 96 h Betrieb ausgelegt, um einen durchgehenden Betrieb zu gewährleisten und basiert auf eigenen Abschätzungen, die sich an Lagerkapazitäten in der Praxis orientieren (FNR, 2001). Mit dem Biomassebedarf der Anlage pro Stunde lässt sich die Lagerhalle dimensionieren. Aufgrund der hoch automatisierten Fördertechnik und Lagerlogistik im Fall von Stroh wird hier eine geschlossene Halle benutzt. Für Hackschnitzel wird eine relativ offene Lagerhalle ausgewählt. Dadurch werden die Hackschnitzel vor Witterung geschützt, und gleichzeitig wird für eine ausreichende Belüftung gesorgt, die bei der Lagerung der relativ feuchten Biomasse notwendig ist.

Die Verfahren der Entladung, Lagerung und der Fördertechnik für Hackschnitzel sind in der Praxis großtechnisch erprobt (z.B. Spanplattenindustrie, Papierindustrie, Biomasse-HKW). Im Fall von Stroh müssen existierende Verfahren modifiziert und angepasst werden. Erste praktische Erfahrungen mit der industriellen Handhabung von Stroh werden in Dänemark seit Ende der 1980er Jahre in Verbrennungsanlagen gesammelt (FNR, 2001).

3.3.2 Konditionierung – Zerkleinerung und Trocknung

Die Konditionierung von Stroh und Waldrestholz beinhaltet die Zerkleinerung und die Trocknung. Für die Konditionierung von Waldrestholz werden ausgereifte Verfahren aus der Holzindustrie herangezogen. Zum Großteil ausgereifte Verfahren für die Konditionierung von Stroh existieren auf dem Markt ebenfalls, haben allerdings eine weitaus geringere Verbreitung als die für Holz. Im Folgenden werden die Komponenten der Prozesskette der Zerkleinerung und der Trocknung von Stroh und Waldrestholz dargestellt.

Stroh

Die Zuführung der Quaderballen in die Konditionierungsstufe geschieht über Förderbänder. Die Quaderballen werden in der ersten Stufe aufgelöst und grob gehäckselt

(5 - 10 cm Länge). Diese so genannten Ballenauflöser oder Zerreißer kommen bei der Aufbereitung von Ballen zu Einstreu oder Futter, Herstellung von Strohpellets oder in Stroh-Verbrennungsanlagen zum Einsatz, sind aber noch nicht für 7000 - 8000 Betriebsstunden pro Jahr ausgelegt. Die Strohhäcksel werden anschließend mit Förderbändern zum Schlagzerspaner transportiert.

Schlagzerspaner werden in der Spanplattenindustrie zur Herstellung von Mittelschichtspänen eingesetzt und zeichnen sich durch eine hohe Verfügbarkeit aus. Sie lassen sich jedoch auch zur Aufbereitung von Halmgut, wie z.B. Stroh einsetzen. Das Aufgabegut wird von oben zugeführt. Über einen Siebtrichter werden Fremdmaterialien und Schwerteile aus dem Aufgabematerial entfernt, das anschließend über eine Dosiervorrichtung dem mit hoher Geschwindigkeit umlaufenden Flachstahlschläger zugeführt wird. Am Umfang sind feststehende Scheibenteile angeordnet, an denen sich das Einsatzgut verkeilt und durch die Schläger zerkleinert wird. Die Lochung des eingebauten Siebs, das Design des Innenraums (z.B. Prallsegmente) und der Abstand von Rotor und Stator, sowie die Drehzahl des Rotors bestimmen die Größe des Endprodukts. Der Materialaustrag erfolgt nach unten.

Für die Schnellpyrolyse werden Strohhäcksel mit einer Länge und Breite von ca. 10 x 3 mm hergestellt. Die Dicke der Strohhäcksel entspricht der Wandstärke der

Strohhalme ($\leq 0,5$ mm). Für eine schnelle Trocknung und die Pyrolyse ist die Wandstärke entscheidend. Länge und Breite beeinflussen die Durchmischungseigenschaften der Strohhäcksel während der Schnellpyrolyse mit dem heißen Sand. Im Stroh vorhandene Knoten werden während der Zerkleinerung größtenteils zerquetscht. Einzelne Knoten im Einsatzgut hatten während Versuchen am ITC-CPV keine Auswirkungen auf die Qualität der Produkte.

Der Transport der Strohhäcksel zur anschließenden Trocknung erfolgt pneumatisch. Ein mechanischer Abtransport mit zusätzlicher Hilfsabsaugung wäre hierzu eine Alternative. Die durch den pneumatischen Transport entstehende staubhaltige Luft muss gereinigt werden. Dies geschieht üblicherweise zweistufig. In der ersten Stufe werden die gröberen Partikel abgeschieden. Der Feinstaub wird in einer zweiten Stufe in Filterschläuchen abgefangen. Es müssen Sicherheitsvorkehrungen getroffen werden, um Staubexplosionen zu vermeiden bzw. zu beherrschen (z.B. Explosionsklappen).

Als Trockner bietet sich für Strohhäcksel ein Faser Trockner an, der zur Trocknung von faserartigen und temperaturempfindlichen Einsatzstoffen ausgelegt ist. Bei der Herstellung von MDF⁶- und HDF⁷-Platten sind Faser Trockner weit verbreitet. Das Einsatzgut wird in ein Trockenrohr aufgegeben, mit einem Heißluftstrom pneumatisch zu Abscheidern transportiert und gleichzeitig auf die gewünschte Endfeuchte getrocknet. Dieser Vorgang dauert einige Sekunden. In den Abscheidern werden die getrockneten Strohhäcksel vom Luftstrom getrennt und über Zentralschleusen ausgetragen.

Die Abluft, die das verdampfte Wasser der Biomasse enthält, wird – je nach Genehmigungsverfahren – direkt ins Freie geleitet oder einer nachgeschalteten Reinigungsanlage zugeführt. Für Deutschland und andere Industrienationen ist eine nachgeschaltete Reinigungsanlage notwendig; diese wird als Hilfsbetriebsanlage definiert. Die Abluft muss mit Wäschern und/oder Bio- und Elektrofiltern gereinigt werden. Das verdampfte Wasser aus der Biomasse wird mit der Abluft in die Umwelt emittiert. Das Verfahren der Kondensation des Wassers und der nachgeschalteten Brüdenaufbereitung in einer Kläranlage wird aus Kostengründen seltener eingesetzt. Aufgrund immer schärferer Emissionsauflagen ist es allerdings möglich, dass in Zukunft in Deutschland und anderen Industrienationen dieser Weg beschritten werden muss.

Der Heißluftstrom der Trocknungsanlage kann durch indirekte Beheizung mit Dampf, direkte Beheizung mit einem Mehrstoffbrenner und/oder Abgase von Verbrennungsprozessen bereitgestellt werden. Dadurch ergibt sich die Möglich-

⁶ MDF: mitteldichte Faserplatte; ⁷ HDF: hochdichte Faserplatte

keit, Teile der anfallenden Wärme aus der Schnellpyrolyse-Anlage zu nutzen. Es besteht zudem die Möglichkeit, den Trockner mit Teilumluft zu fahren, was Energieeinsparungen bei etwas höheren Investitionen mit sich bringt. Für die Schnellpyrolyse sollte der Wassergehalt der Strohhäcksel weniger als 10 % betragen (siehe Kapitel 2). Experimente zur Schnellpyrolyse am Forschungszentrum Karlsruhe wurden mit Biomasse mit einem Wassergehalt von durchschnittlich 7 % durchgeführt. Dieser Wassergehalt wird auch in dieser Arbeit am Ausgang des Trockners für Stroh als Basiswert gewählt.

Die Strohhäcksel werden nach der Trocknung pneumatisch in ein Silo zur Zwischenlagerung transportiert. Das Zwischenlager kann die Anlage für vier Stunden mit Stroh versorgen.

Waldrestholz

Für die Konditionierung von Waldrestholz wird folgende Prozesskette herangezogen: Die angelieferten Hackschnitzel (30 - 60 mm) werden in der ersten Stufe in einem Schlagzerspanner zerkleinert. Diese Zerkleinerungsstufe ist für eine energetisch optimierte Trocknung sinnvoll. Es werden Mittelschichtspäne mit einer Größe von ca. 3 x 3 x 50 mm hergestellt und pneumatisch zum Trockner transportiert. Der Aufwand für den pneumatischen Transport ist analog dem von Stroh. Für die Trocknung der Späne eignen sich direkt beheizte Einzug-Trommeltrockner, die ebenfalls in der Spanplattenindustrie weit verbreitet und für große Durchsätze ausgelegt sind. Die Holzspäne werden analog zu den Strohhäckseln auf 7 % Wassergehalt getrocknet.

Das feuchte Waldrestholz wird über Aufgabeschleusen der drehenden Trommel des Trockners kontinuierlich zugeführt. Die Trocknung erfolgt im heißen Gasstrom. Das getrocknete Gut wird mechanisch ausgeschieden. Die Verweilzeit der Holzspäne im Trockner beträgt ca. 15 min. Die Abluft muss analog zur Strohtrocknung gereinigt werden. Die Wärmebereitstellung erfolgt durch feststoffbeheizte Heißgaserzeuger und/oder Mehrstoffbrenner. Es besteht darüber hinaus die Möglichkeit, Abgase aus Verbrennungsprozessen zu nutzen. Indirekt beheizte Trommeltrockner eignen sich für Schnellpyrolyse-Anlagen weniger, da diese große Mengen Dampf benötigen, die in dieser Anlage nicht anfallen. Für Schnellpyrolyse-Anlagen, die dagegen z.B. in der Anlage zur Synthesegaserzeugung integriert sind, stellen indirekt beheizte Trommeltrockner eine Option dar.

Nach der Trocknung werden die Holzspäne pneumatisch der zweiten Zerkleinerungsstufe zum Feinmahlen zugeführt. Es handelt sich dabei um eine Mühle, in der die Späne auf die gewünschte Größe zerkleinert werden. Für die Schnellpyrolyse wird die Größe 2 x 2 x 2 mm gewählt. Sie stimmt mit Ergebnissen von Schnellpyrolyse-Experimenten überein, die in der Literatur veröffentlicht sind

(vgl. Kapitel 2.1). Bei den Mühlen wird zwischen Walzen-, Reib-, Schlag-, Prall- und Trommelmühlen unterschieden. In der Holzindustrie sind Hammer- und Querstrommühlen weit verbreitet. Hierbei kann keine eindeutige Präferenz gegeben werden. Die technischen und ökonomischen Kennwerte der beiden Maschinentypen sind sehr ähnlich. Für die Modellanlage wird eine Querstrommühle ausgewählt, weil hier neue Daten von Firmen vorliegen.

In Querstrommühlen wird das Einsatzgut von Rotoren mit Schlagplatten gegen feststehende Prallplatten (Mahlrippen) geschleudert, unterstützend wirkt ein Luftstrom, der die Späne gegen die Prallplatten lenkt. Durch wiederholtes Aufprallen auf Schlagplatten und Mahlrippen erfolgt die Zerkleinerung. Der Abstand zwischen Rotor und Prallplatte sowie die Siebgröße bestimmen die Partikelgröße am Ausgang der Maschine. Nach der zweiten Zerkleinerungsstufe werden die Späne pneumatisch in ein Silo zur Zwischenlagerung transportiert, das für vier Stunden Betrieb ausgelegt ist.

3.3.3 Pyrolyseeinheit

Die Pyrolyseeinheit kann in vier Hauptfunktionseinheiten gegliedert werden: die Zuführsysteme für Sand und Biomasse, der Schnellpyrolyse-Reaktor, die Produktgewinnung (Pyrolysegas, -kondensat und -koks) und der Sandtransport inkl. Aufheizung (vgl. auch Abb. 3.2). Die Pyrolyseeinheit wird im Folgenden beschrieben. Darüber hinaus wird erläutert, in welchen Bereichen sich Änderungen während der weiteren Entwicklung einstellen können.

Für die Prozesskettenanalyse wird die Modell-Pyrolyseeinheit herangezogen, wie sie in Abb. 3.3 zu sehen ist. Den Kern der Anlage bildet das LR-Verfahren (Reaktor und Sandkreislauf) der Fa. Lurgi. Die von der Lurgi geplante Pilotanlage zur Schnellpyrolyse am Forschungszentrum Karlsruhe wird das LR-Verfahren in dieser Form ebenfalls enthalten.

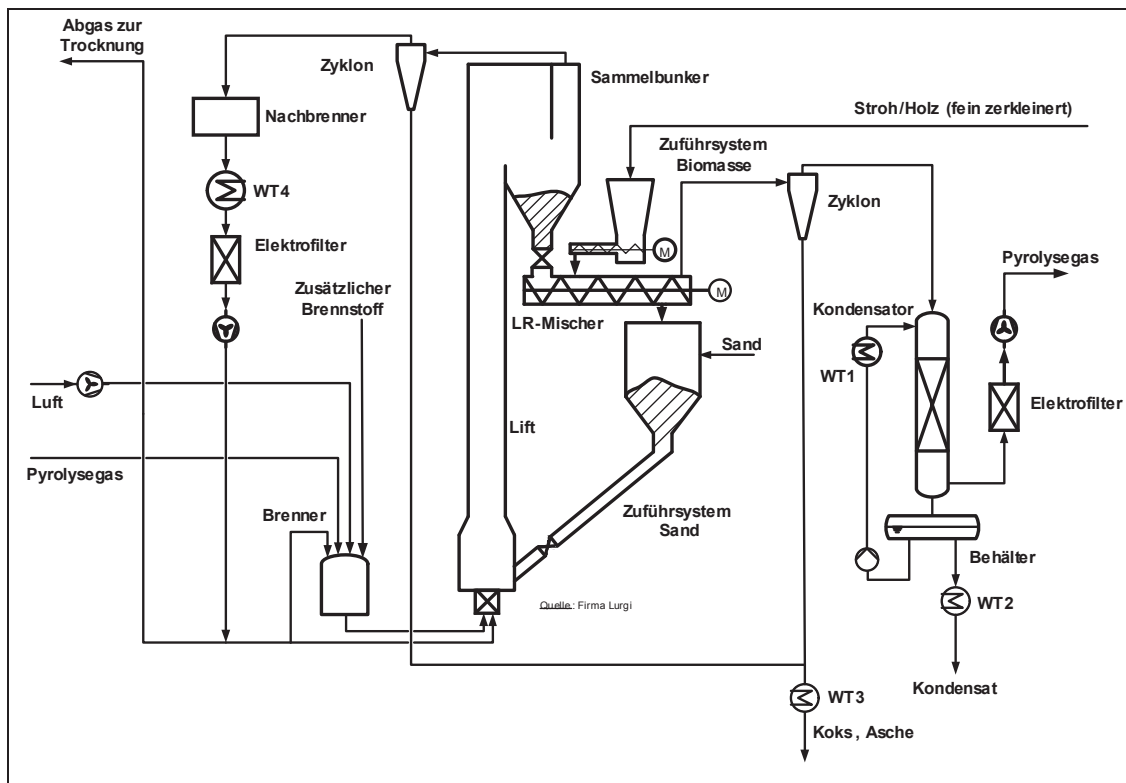


Abb. 3.3: Verfahrensfließbild der Modell-Pyrolyseeinheit

3.3.3.1 Zuführsysteme

Bei der Schnellpyrolyse-Laboranlage des Forschungszentrums Karlsruhe wird zuerst die Biomasse zugeführt und danach der heiße Sand in den Reaktor eingetragen. Bei der Laboranlage der Fa. Lurgi ist dies umgekehrt. Experimente an beiden Anlagen mit Stroh und Waldrestholz konnten bislang keine Präferenz für eines der beiden Verfahren liefern. In dieser Arbeit wird das Verfahren der Fa. Lurgi übernommen. Auf die Investitionen hat diese Entscheidung keinen Einfluss.

Die Hauptaufgabe der Zuführsysteme ist eine gleichmäßige Zufuhr der Biomasse und des Wärmeträgermediums. Außerdem läuft eine ideale Pyrolyse bei $\lambda=0$ bzw. ohne Luftzufuhr ab. In den beiden Laboranlagen wurden daher die Zuführungen der Biomasse mit Stickstoff gespült. Ein weiterer Grund für die Spülung mit Stickstoff ist der Aspekt Sicherheit. Eine Luftzufuhr über die Sandzuführung findet nicht statt, da die Atmosphäre im Sandbunker hauptsächlich aus Rauchgasen besteht. Es sind zahlreiche verschiedene Zuführsysteme auf dem Markt vorhanden.

Bei den Zuführsystemen von Stroh und Waldrestholz müssen die Scale-up-Möglichkeiten geprüft werden, da der Volumenstrom vor allem bei Stroh aufgrund der geringen Dichte sehr groß werden kann. Dies kann Auswirkungen auf

die maximale Größe eines Schnellpyrolyse-Moduls haben. Für große Anlagen wird daran gearbeitet, auf Inertgas im Zuführsystem und im Reaktor zu verzichten. Dadurch wird Luft mit der Biomasse in den Reaktor gelangen. Henrich (2005) beziffert die Verluste durch Oxidationsreaktionen auf $\leq 1\%$ der eingesetzten Biomasseenergie. Damit nicht darüber hinaus unkontrolliert Luft in den Reaktor gelangt, sollte die Anlage über Atmosphärendruck gefahren werden.

3.3.3.2 Doppelschnecken-Reaktor

Im Doppelschnecken-Reaktor finden die Schnellpyrolyse-Reaktionen statt. Die entstehenden Gase werden nach oben abgesaugt. Mit den Gasen wird ein Teil des Koks' ausgetragen, sowie ein kleiner Teil des fein gemahlene Sands. Der Hauptteil des Sands und der restliche Koks verlassen den Reaktor nach unten. Die Doppelschnecken transportieren Biomasse und Wärmeträger (Sand) axial nach vorne und sorgen für eine radiale Vermischung. Wie sich der Koks im System verteilt, ist zum jetzigen Zeitpunkt der Entwicklung noch nicht endgültig geklärt.

Das Verhältnis von Sand zu Biomasse ist mit entscheidend für die Qualität der Schnellpyrolyse und die Kosten des Verfahrens. Experimente am Forschungszentrum Karlsruhe wurden mit einem Gew.-Verhältnis Sand zu Biomasse von 20:1 bis 6:1 gefahren, und die Grenze, bei der sich die Produktausbeute ändert, war noch nicht erreicht (Henrich, 2005). Bei der Optimierung der spezifischen Produktionskosten spielt das Sand-Biomasse-Verhältnis eine nicht unwesentliche Rolle. Je nach Sanddurchsatz verändern sich die Investitionen für die Anlage, die Kosten für elektrische Energie zum Transport des Sands, sowie die Kosten für die zusätzliche Energie, die zur Aufheizung des Sands notwendig ist (siehe Anhang A6). In der Modellanlage wird ein Sand-Biomasse-Verhältnis von 10 gewählt. Dieses Verhältnis lehnt sich an das der am Forschungszentrum Karlsruhe im Bau befindenden Pilotanlage an.

3.3.3.3 Sandkreislauf inkl. Aufheizung

Der Sand, der den Reaktor nach unten verlässt, muss außerhalb des Reaktors wieder aufgeheizt und dem Reaktor erneut zugeführt werden. Dies geschieht, indem der Sand aus dem Reaktor durch ein Zuführsystem in ein Steigrohr mit heißen Rauchgasen gelangt. Dieses Zuführsystem muss gewährleisten, dass die heißen Rauchgase aus dem Steigrohr nicht in das System unterhalb des Reaktors gelangen. Vor dem Zuführsystem wird neuer Sand in den Kreislauf eingebracht, weil der Sand im System durch mechanischen Abrieb nach und nach fein gemahlen wird und dadurch zum Teil den Sandkreislauf mit den Produkten verlässt.

Im Steigrohr wird der Sand mit heißen Rauchgasen in den Sammelbunker transportiert und dabei aufgeheizt. Bei dem Steigrohr handelt es sich um einen direkten Wärmeübertrager im Gleichstromprinzip. Im Steigrohr finden darüber hinaus Entgasungs- und Oxidationsreaktionen aufgrund der Anwesenheit von Koks statt. Ob sich die im Koks anorganisch gebundenen Chlorverbindungen im Steigrohr und/oder in den nachgeschalteten Verfahrensstufen zu Dioxinen umsetzen, ist noch nicht endgültig geklärt.

Am oberen Ende des Steigrohrs wird der Sand gesammelt. Der im System fein gemahlene Sand und Restkoks werden mit den Rauchgasen ausgetragen und in einem Zyklon abgetrennt. Danach wird das Rauchgas nachverbrannt und auf Temperaturen abgekühlt, die eine Feinfilterung der Abgase ermöglichen (z.B. Elektrofilter, maximale Temperatur ca. 500 °C). Die Feinfilterung ist für das an dieser Stelle vorgesehene Gebläse notwendig. Die gereinigten Rauchgase werden anschließend teilweise zurückgeführt. Der andere Teil verlässt die Pyrolyseeinheit in Richtung Trockner.

Bei der in dieser Arbeit zugrunde gelegten Modellanlage wird davon ausgegangen, dass der Abgasstrom aus der Pyrolyseeinheit keine Dioxine und Furane aufweist. Erste Untersuchungen am ITC-TAB legen diesen Schluss nahe (Horning, 2005). Aufgrund des Nachbrenners und der Feinfilterung im Anschluss an das Steigrohr, wird unterstellt, dass sich die Rauchgase ähnlich reinigen lassen, wie die aus einer Biomasse-Verbrennungsanlage. Der Nachbrenner wird bei der Massen- und Energiebilanzierung nicht berücksichtigt, da sich die Rauchgase aus dem Steigrohr zum jetzigen Zeitpunkt der Entwicklung nicht quantifizieren lassen.

Eine Alternative zur pneumatischen Förderung des Sands mit gleichzeitiger Aufheizung ist ein mechanischer Transport in einem Becherwerk mit Aufheizung des Sands in einem indirekt beheizten Sandwärmeübertrager. Weil indirekt beheizte Sandwärmeübertrager großtechnisch nicht zur Verfügung stehen, wird diese Variante hier nicht weiter untersucht.

Darüber hinaus besteht die Möglichkeit, Inconel-Kugeln statt Sand einzusetzen. Beim Einsatz von Stahlkugeln ist der Koks nicht mit Sand verunreinigt, wodurch sich die Laufzeit der Zerstäuberdüsen im Vergaser verlängert. Stahl weist allerdings im Gegensatz zu Sand eine niedrigere Wärmekapazität auf und kann nicht pneumatisch transportiert, sowie in einer Wirbelschicht aufgeheizt werden. Um zwischen Sand und Stahlkugeln als Wärmeträgermedium wählen zu können, muss die abrasive Wirkung des Sands bei der Vergasung getestet werden. Die Auswirkungen auf die Kenngrößen der Modellanlage beim Umstieg von Sand auf Stahlkugeln wurden qualitativ abgeschätzt und als niedrig eingestuft.

Bereitstellung der heißen Rauchgase zur Sandaufheizung

Die heißen Rauchgase werden durch die Verbrennung von Pyrolysegas und weiteren Brennstoffen erzeugt. Die Verbrennung sollte ohne Luftüberschuss gefahren werden, um eine Oxidation des Koks' im Steigrohr zu minimieren. Eine vollständige Oxidation der Rauchgase ist nicht notwendig, weil nach dem Steigrohr ein Nachbrenner vorgesehen ist. Der benötigte Druck für den Sandtransport wird vor der Brennkammer aufgebaut, indem die Verbrennungsluft komprimiert wird. Das dafür notwendige Gebläse benötigt den größten Teil der elektrischen Energie in der Pyrolyseeinheit. Eine Rückführung der Rauchgase aus dem Steigrohr ist aufgrund der noch im Gas enthaltenen Wärme sinnvoll, um die zusätzlich benötigte Wärme zu reduzieren.

Eine Integration der Wärmebereitstellung für die Sandaufheizung und für die Trocknung der Biomasse erscheint bei der Schnellpyrolyse-Anlage sinnvoll. Bei der Wahl des zusätzlichen Brennstoffs muss entschieden werden, ob fossile oder biogene Brennstoffe zum Einsatz kommen sollen und in welchem Zustand (gasförmig, flüssig oder fest) der Brennstoff vorliegen sollte.

In dieser Arbeit werden biogene Brennstoffe zur Bereitstellung der benötigten Wärme herangezogen, weil es ein Ziel der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Biomasse ist, fossile Energieträger zu substituieren. Für eine Zufeuerung von gasförmigen Brennstoffen spricht, dass aufgrund der Verbrennung von Pyrolysegas nur ein Brenner benötigt wird. Allerdings müsste dann auf Biogas zurückgegriffen werden. Eine weitere Option ist der Einsatz von Stroh und Waldrestholz als fester Brennstoff für die Wärmebereitstellung. Dies ist allerdings mit einem etwas höheren Investitionsaufwand für einen Mehrstoffbrenner verbunden. Darüber hinaus ist es technisch aufwändig, hohe Temperaturen mit der Verbrennung von Stroh zu erzeugen.

Die Auswahl eines biogenen Brennstoffs für die Wärmebereitstellung, der zu optimierten Produktionskosten führt, kann zum jetzigen Zeitpunkt noch nicht getroffen werden. In dieser Arbeit wird bei Schnellpyrolyse-Anlagen für Stroh auf Biogas zurückgegriffen, um diese Möglichkeit zu demonstrieren und um die Verbrennung von Stroh zu umgehen. Als Brennstoff für die Wärmebereitstellung bei Schnellpyrolyse-Anlagen für Waldrestholz wird Waldrestholz herangezogen, um zu demonstrieren, wie sich diese Variante darstellt. Darüber hinaus ist die Verbrennung von Holz Stand der Technik.

3.3.3.4 Produktgewinnung und Slurryherstellung

Die Produkte der Schnellpyrolyse sind der Koks und das Kondensat, die gemeinsam als Slurry das Edukt für die Synthesegaserzeugung darstellen. Sie werden

größtenteils aus dem heißen Produktgas, das aus dem Reaktor strömt, gewonnen. Als Koppelprodukt fällt Pyrolysegas an, das in der Anlage zur Wärmeerzeugung genutzt wird.

Die Produktgewinnung ist im Zusammenhang mit der Aufbereitung der Produkte für den Transport und der Aufbereitung der Produkte zu einer für die Vergasung geeigneten Slurry in der zentralen Großanlage zu sehen. Für diese drei Prozessschritte existieren mehrere Varianten und Kombinationsmöglichkeiten. Die Wahl für eine Prozesskette kann zum jetzigen Zeitpunkt noch nicht getroffen werden, weil bisher sehr wenige Informationen über die Transport- und Lagerfähigkeit von Pyrolysekondensaten und -slurrys vorliegen und deshalb auch noch keine Transportbehälter spezifiziert werden können. Ein Hauptaugenmerk bei der Auswahl für eine Prozesskette gilt zudem den Verlegungen und Verstopfungen, die in den Anlagenkomponenten der Produktgewinnung auftreten und bis jetzt einen kontinuierlichen Betrieb der Anlage verhindern (vgl. Kap. 2).

Im Folgenden werden die Prozesskette der Modellanlage, die im ITAS untersucht wurde, und die vom ITC-CPV verfolgte Prozesskette vorgestellt.

Produktgewinnung in der Modellanlage

In den Heißgaszyklonen nach dem Reaktor und nach dem Steigrohr wird ein Großteil des Koks' gewonnen, der mit Sand verunreinigt ist. Die gewonnenen Feststoffe werden abgekühlt (von 500 °C auf Raumtemperatur) und zwischengelagert oder direkt mit Kondensat zu einer Slurry gemischt. Weil der Koks pyrophor ist, müssen Rohrleitungen und Bunker mit Inertgas gespült werden.

Die Rohrleitungen aus dem Reaktor, der Heißgaszyklon, sowie das Rohr in die Kondensationseinheit neigen zu Verlegungen („Verstopfungen“). Es haben sich in den Laboranlagen des FZK und der Fa. Lurgi Ablagerungen aus Teer und Koks gebildet, die mit Stochern entfernt werden mussten (Henrich et al., 2005). Für kommerzielle Anlagen, die 7000 bis 8000 Betriebsstunden pro Jahr aufweisen sollen, müssen konstruktive Maßnahmen getroffen werden, um einen permanenten Betrieb zu gewährleisten. Solche Maßnahmen wären z.B. kurze Wegstrecken, beheizte Rohre und automatisch arbeitende Stocher an den kritischen Stellen. Bei der Modellanlage wird davon ausgegangen, dass das Problem der Verlegungen gelöst ist.

Für die Modellanlage wird eine einfache, direkte Kondensation ausgewählt. Das erzeugte Kondensat wird bei ca. 50 °C mit dem Koks zu einer Slurry gemischt und direkt in Wechseltankcontainer gepumpt, die anschließend auf Lkws verladen werden. Für einen kontinuierlichen Betrieb sind Zwischenlagertanks für

das Kondensat vorgesehen. Mischer und Rührer zur Slurryherstellung sind in vielfältigen Ausführungen auf dem Markt vorhanden.

Der Kondensation ist ein Zyklon vorgeschaltet, um Feststoffe abzutrennen. Ob dies ausreicht, um Verstopfungen im Kondensationsstrang zu vermeiden, muss während der weiteren Entwicklung des Verfahrens geprüft werden. Eventuell müssen Feinfilter im Behälter (vgl. Abb. 3.3, Seite 30) angebracht werden, oder es müssen zusätzliche Feinfilter vor die Kondensation geschaltet werden. Bei den ökonomischen Betrachtungen der Modellanlage wird davon ausgegangen, dass ein Zyklon ausreichend ist.

Der Kondensation nachgeschaltet ist ein Elektrofilter, der Nebeltröpfchen herausfiltert. Diese Maßnahme ist notwendig, da sich bei Versuchen des ITC-CPV und der Fa. Lurgi gezeigt hat, dass ohne Elektrofilter bis zu 5 % der Kondensate mit dem Gas die Kondensation verlassen (Henrich et al., 2005). Dies ist zum einen ein Ausbeuteverlust, der nicht zu vernachlässigen ist, zum anderen kann dies zu Verklebungen in den Rohrleitungen führen und Probleme bei der Verbrennung der Pyrolysegase verursachen. Eine weitere Reinigung des Pyrolysegases ist in der Modellanlage nicht vorgesehen.

In dieser Arbeit wird vereinfacht angenommen, dass die Slurry aus den Wechsel-tankcontainern jederzeit raus gepumpt werden kann. Wie sich die Slurry, vor allem aus Stroh, bei längerer Lagerung oder tiefen Temperaturen im Winter verhält, ist noch nicht endgültig geklärt. Hier müssen weitere Lagerungsversuche mit verschiedenen Kondensaten und Slurrys durchgeführt werden. Darüber hinaus sind verschiedene Möglichkeiten der Zwischenprodukt Herstellung zu prüfen, da in der zentralen Anlage in jedem Fall eine weitere Aufbereitung notwendig ist.

Alternative: Produktgewinnung nach dem Konzept des ITC-CPV

Am ITC-CPV wird versucht, durch eine spezielle Kondensation ein stabiles, pumpbares wässriges Pyrolysekondensat und ein festes, rieselfähiges und reaktionsträges Pyrolyseprodukt aus Koks und Teerkondensat zu gewinnen. Dabei soll der Zyklon nach dem Reaktor entfallen und in einer ersten Kondensationsstufe das krümelige Produkt gewonnen werden. Gequencht wird mit dem wässrigen Kondensat, das in einer zweiten Kondensationsstufe gewonnen wird und in der ersten Stufe wieder in die Gasphase tritt (Raffelt, 2006).

Durch diese zweistufige Kondensation kann auf eine Aufbereitung der Produkte für den Transport verzichtet werden. Darüber hinaus wird davon ausgegangen, dass durch diese Art der Kondensation Verlegungen in diesem Anlagenbereich einfacher beherrschbar sind. Für den Transport wird allerdings die Infrastruktur

für zwei verschiedene Stoffe benötigt. Das krümelige Pyrolyseprodukt soll mit Silowagen, das Kondensat mit Tankwagen transportiert werden. Auch hier ist noch nicht geklärt, wie sich das Kondensat bei tiefen Temperaturen verhält. In der zentralen Großanlage werden die zwei Produkte gemischt und zu einer homogenen Slurry aufbereitet.

3.3.4 Slurryauslieferung

Die mit Slurry gefüllten Wechseltankcontainer werden auf Lkws verladen und je nach Entfernung direkt zur zentralen Großanlage oder zum nächsten Güterbahnhof transportiert, wo die Umladung auf die Bahn erfolgt. In Tab. 3.4 sind die Kenngrößen und Verfahren für den Slurrytransport zusammengefasst.

Eine Alternative zum Lkw-Transport ist ein Bahnanschluss an der Schnellpyrolyse-Anlage und der Transport mit Kesselwaggons. Das hierzu nötige Industriegleis ist jedoch mit erheblichen Investitionen verbunden und auch hier würden die Kesselwaggons in kleinen Zügen zu einem Verladebahnhof transportiert und erst dort zu einem Ganzzug verbunden. Diese Variante wird im Zuge der weiteren systemanalytischen Untersuchung am ITAS einbezogen. In dieser Arbeit aber nicht weiter verfolgt.

Tab. 3.4: Kenngrößen und Verfahren für den Transport von Slurry

	Slurry
Dichte ρ	1,25 t/m ³
Lagerung	Wechseltankcontainer
Verfahren zur Beladung	Kran
Transportart und -einheit	
Lkw	mit einem Wechseltankcontainer
- max. Transportvolumen	18 m ³
- max. Zuladung	22,5 t
- Zuladung Slurry	22,5 t
Bahn (mit Lkw-Vorlauf)	24 Waggons mit jeweils zwei Wechseltankcontainern
- max. Transportvolumen pro Waggon	36 m ³
- max. Zuladung pro Waggon	49,0 t
- Zuladung Slurry pro Waggon	45,0 t

Quelle: Daten in Anlehnung an Leible et al. (2007)

3.3.5 Hilfsbetriebsanlagen

Kühlwerke, die die anfallende Wärme während der Kondensation abführen und die Reinigungsanlage für die Rauchgase aus der Sandaufheizung und Trocknung sind die Haupthilfsbetriebsanlagen in der Schnellpyrolyse-Anlage. Diesen beiden

Anlagen gilt es bei der Auslegung der Anlage und der Standortwahl zu berücksichtigen.

3.3.6 Bewertung

Neben den verfahrenstechnischen Unsicherheiten, die in Kapitel 2 herausgearbeitet wurden, wurden weitere Unsicherheiten beim Aufbau der Modellanlage aufgedeckt, für die weitere Annahmen getroffen werden mussten und die es gilt, im weiteren Verlauf der Entwicklung zu klären. Die vorhandenen Unsicherheiten stellen keine KO-Kriterien dar, die gegen die weitere Entwicklung der Technologie sprechen. In Tab. 3.5 sind die verfahrenstechnischen Unsicherheiten und die Auswirkungen dieser Unsicherheiten auf die entsprechenden Kenngrößen dargestellt. Im Zuge der Sensitivitätsanalyse in Kapitel 5 und 6 wird der Einfluss dieser Unsicherheiten auf die Produktkosten untersucht.

Tab. 3.5: *Verfahrenstechnische Unsicherheiten und deren Auswirkungen*

Verfahrenstechnische Unsicherheiten:	Auswirkungen auf:
Verlegungen und Verstopfungen in der Anlage	Betriebsstunden unter Auslegungszustand
Auslegung der Anlagenkomponenten zur Produktgewinnung, Lagerung und zum Transport	Investitionen für die Anlage, Kosten für Slurry-Transport
Scale-up-Möglichkeit der Pyrolyseeinheit	Investitionen für größere Anlagen
Sand-Biomasse-Verhältnis	Investitionen für die Anlage, Bedarf an elektrischer Energie, Bedarf an zusätzlichem Brennstoff
mit Sand verunreinigte Slurry	Instandhaltungskosten Vergaser, Laufzeit Slurry-pumpen
Art des zusätzlichen Brennstoffs	Investitionen für die Anlage, Kosten für diesen Brennstoff

Des Weiteren existieren im Bereich der Lagerung der Biomasse mehrere Auslegungsoptionen und im Bereich der Zerkleinerung und Trocknung der Biomasse mehrere technische Alternativen. Die Lagerreichweite (vier Tage) der Biomasse wurde in Anlehnung an Biomasse-Verbrennungsanlagen ausgelegt. Die Investitionen für die Lager der Biomasse sind allerdings nicht unerheblich, und es muss geprüft werden, ob die angenommene Lagerreichweite nicht verkürzt werden kann, ohne dass es zu Engpässen in der Slurryproduktion kommt. Bei der Auswahl der Maschinen und Anlagen zur Zerkleinerung und Trocknung wurden diejenigen ausgewählt, die sich durch hohe Betriebsstunden pro Jahr in der Holzverarbeitenden Industrie bewährt haben. Inwieweit im Fall von Stroh Zerkleinerungs- oder Trocknungsverfahren aus dem ldw. Bereich zum Einsatz kommen können, muss im weiteren Verlauf der Entwicklung geprüft werden.

4 Methodische Ansätze für die Prozesskettenanalyse

In diesem Kapitel werden die methodischen Grundlagen für die Prozesskettenanalysen erarbeitet und diskutiert. Ströme über die Systemgrenzen der Prozesskettenkomponenten (siehe auch Kapitel 3) pro Jahr werden mit der Fließgröße Φ beschrieben und durch Indizierung eindeutig gekennzeichnet. Die Indizierung oben bezeichnet die Art des Stroms (Kapital K, Masse M, Energie E); die untere Indizierung differenziert die Art des Stroms weiter (z.B. Φ_{\downarrow}^K : Kapitalstrom verbrauchsgebundene Kosten).

4.1 Massen- und Energiebilanzierung

4.1.1 Kenngrößen von festen Brennstoffen

In Kapitel 3.2 wurden die Eigenschaften von Stroh und Waldrestholz bereits angegeben. In diesem Kapitel werden die dahinter stehenden Grundlagen dargelegt. Die Elementarzusammensetzung für Stroh und Waldrestholz wird vereinfacht mit $C_6H_9O_4$ angenommen und bezieht sich auf den wasser- und aschefreien Zustand (Kaltschmitt und Hartmann, 2001). Die in dieser Arbeit benutzten Bezugszustände der Biomasse sind in Tab. 4.1 aufgelistet.

Tab. 4.1: *Bezugszustände von Brennstoffen*

Bezugszustände	Abkürzungen	Erläuterung
roh	roh	Als roh wird der Brennstoff im Anlieferungszustand bezeichnet. In dieser Arbeit besitzt Stroh einen Wassergehalt von 14 % im Rohzustand, Waldrestholz einen Wassergehalt von 35 %.
wasserfrei	wf	Als wasserfrei wird ein Brennstoff bezeichnet, der bei 106 ± 2 °C bis zur Gewichtskonstanz getrocknet worden ist.
wasser- und aschefrei	waf	Der wasser- und aschefreie Brennstoff ergibt sich, wenn man von dem wasserfreien Brennstoff den Aschegehalt abzieht.
getrocknet	getr.	In dieser Arbeit weist der getrocknete Brennstoff einen Wassergehalt von 7 % auf.

Zur Beurteilung des Brennstoffs und für thermo-chemische Berechnungen werden des Weiteren der Wassergehalt, der Aschegehalt und der Heizwert benötigt. Diese werden wie folgt definiert.

Wassergehalt w:

$$w = \frac{m(\text{H}_2\text{O})}{m(\text{feuchter Brennstoff})} \cdot 100 \quad \% \quad \text{Gl (4.1)}$$

Aschegehalt a:

Die Asche umfasst die nicht brennbare Substanz eines Brennstoffs und wird nach DIN 51719 (1997) bestimmt. Der Aschegehalt ist ein Maß für den Mineralstoffgehalt des Brennstoffs und wird auf den wasserfreien Zustand des Brennstoffs bezogen. Die Asche ist allerdings nicht identisch mit dem Mineralstoff, sondern stellt den Glührückstand der Mineralstoffe dar.

Definition Heizwert H_i :

Der Heizwert H_i (früher H_u) ist die Wärmemenge, die bei der vollständigen Verbrennung mit Luft von einem Kilogramm festem Brennstoff frei wird, wenn die Verbrennungsprodukte auf die Ausgangsbedingungen von 1,013 bar und 25 °C zurückgeführt werden und das bei der Verbrennung entstehende Wasser in dampfförmigem Zustand vorliegt.

Berechnung des Heizwerts $H_i(w)$:

Die Berechnung des Heizwerts H_i in Abhängigkeit des Wassergehalts w erfolgt nach der folgenden Formel:

$$H_i(w) = \left(H_i(\text{waf}) \cdot \left(1 - \frac{a}{100} \right) - h_v \cdot \frac{w}{100 - w} \right) \cdot \left(1 - \frac{w}{100} \right) \quad \text{Gl. (4.2)}$$

Der Heizwert $H_i(\text{waf})$ für Stroh und Waldrestholz wird vereinfacht mit 18 MJ/kg angenommen (vgl. auch Leible et al., 2003). Die Verdampfungsenthalpie von Wasser h_v beträgt 2,5 MJ/kg (bei 1,013 bar und 0 °C).

4.1.2 Anlagenleistung

Die Leistungen der in dieser Arbeit untersuchten Anlagen sind wie folgt definiert:

$$P_{\text{in}} = \frac{\Phi_{\text{Ed,roh}}^{\text{E}}}{t_{\text{AD}}} \quad \text{Gl. (4.3) mit}$$

$$P_{\text{out}} = \frac{\Phi_{\text{Pr}}^{\text{E}}}{t_{\text{AD}}} \quad \text{Gl. (4.5) mit}$$

$$\Phi_{\text{Ed,roh}}^{\text{E}} = \Phi_{\text{Ed,roh}}^{\text{M}} \cdot H_{\text{i,Ed,roh}} \quad \text{Gl. (4.4)}$$

$$\Phi_{\text{Pr}}^{\text{E}} = \Phi_{\text{Pr}}^{\text{M}} \cdot H_{\text{i,Pr}} \quad \text{Gl. (4.6)}$$

P_{in} : Anlagenleistung bezogen auf die Edukte (MW_{in})

P_{out} : Anlagenleistung bezogen auf die Produkte (MW_{out})

$\Phi_{\text{Ed,roh}}^{\text{E}}$, $\Phi_{\text{Pr}}^{\text{E}}$, $\Phi_{\text{Ed,roh}}^{\text{M}}$, $\Phi_{\text{Pr}}^{\text{M}}$: siehe Kap. 4.1.3

t_{AD} : Ausnutzungsdauer der Anlage in Anlehnung an VDI-Richtlinie 4661, weitere Bezeichnungen: Volllaststunden pro Jahr oder Betriebsstunden unter Auslegungszustand pro Jahr (h/a)

Die Energien der Edukte und der Produkte, sowie die der weiteren Brennstoffe werden über den Heizwert H_i bestimmt.

Die Edukte sind Stroh bzw. Waldrestholz, die pyrolysiert werden. Das Produkt aus der Schnellpyrolyse-Anlage ist die Slurry. Zusätzlich benötigter Brennstoff wird nicht in der Anlagenleistung berücksichtigt

4.1.3 Gleichungen für die Massen- und Energiebilanzierung

Für die Massen- und Energiebilanzierung der Schnellpyrolyse-Anlage wurden die nachfolgenden Gleichungen aufgestellt. Das betrachtete System mit den dazu gehörigen Systemgrenzen ist in Abb. 3.2 und Abb. 3.3 abgebildet.

Massenbilanz:

$$\Phi_{\text{Ed,roh}}^{\text{M}} + \sum_i \Phi_{\text{BS,roh,i}}^{\text{M}} = \Phi_{\text{Pr}}^{\text{M}} + \sum_j \Phi_{\text{KPr,j}}^{\text{M}} + \sum_k \Phi_{\text{RS,k}}^{\text{M}} \quad \text{Gl. (4.7)}$$

$\Phi_{\text{Ed,roh}}^{\text{M}}$: Masse an Edukten (Stroh und Waldrestholz), die pyrolysiert werden pro Jahr (t/a)

$\Phi_{\text{BS,roh,i}}^{\text{M}}$: Masse an Betriebsstoffen der Art i pro Jahr (t/a)

$\Phi_{\text{Pr}}^{\text{M}}$: Masse an Produkten (Slurry) pro Jahr (t/a)

$\Phi_{\text{KPr,j}}^{\text{M}}$: Masse an Koppelprodukten der Art j pro Jahr (t/a)

$\Phi_{\text{RS,k}}^{\text{M}}$: Masse an festen und flüssigen Reststoffen der Art k pro Jahr (t/a)

Der Massenstrom an Edukten Stroh und Waldrestholz pro Jahr berechnet sich aus Gleichung Gl. (4.3) und Gl. (4.4) bei vorgegebener Leistung und angenommenen

Volllaststunden pro Jahr. An Betriebsstoffen werden für die Schnellpyrolyse-Anlage Sand und Biogas bzw. zusätzliches Waldrestholz für den Betrieb der Anlagen benötigt.

Der spezifische Sandbedarf kann Tab. 5.3 (Seite 62) entnommen werden. Der spezifische Bedarf an den zusätzlich benötigten Energieträgern Biogas bzw. Waldrestholz ist in Tab. 5.3 und Tab. 5.4 (Seite 62 f) dargelegt und wird im Anhang A6 und A7 berechnet. Multipliziert mit dem getrockneten Stroh- bzw. Waldrestholz-Massenstrom pro Jahr, der pyrolysiert wird ($\Phi_{\text{Ed, getr}}^{\text{M}}$), ergibt sich der Massenstrom an Sand und Biogas bzw. zusätzlichem Waldrestholz pro Jahr.

Der Massenstrom an Produkten (Slurry) inkl. Asche und Feinsand ergibt sich aus den Produktausbeuten der Schnellpyrolyse, die in Tab. 5.2 (Seite 62) dargestellt sind. An Koppelprodukten fällt Pyrolysegas an, dessen Massenstrom ebenfalls aus Tab. 5.2 bestimmt werden kann. An Reststoff fällt Wasser an, das in die Umwelt emittiert wird. Der spezifische Massenstrom an Wasser kann aus Tab. 5.4 entnommen werden; multipliziert mit dem getrockneten Stroh- bzw. Waldrestholz-Anlagendurchsatz pro Jahr ($\Phi_{\text{Ed, getr}}^{\text{M}}$ für Stroh und $[\Phi_{\text{Ed}}^{\text{M}} + \Phi_{\text{BS, WRH}}^{\text{M}}](\text{getr.})$ für WRH) ergibt sich der Massenstrom Wasser pro Jahr.

In Tab. A.11 im Anhang A8 ist die Massenbilanz für die 50-MW_{in}-Modellanlage in tabellarischer Form dargelegt.

Bilanz der chemischen Energie:

$$\Phi_{\text{Ed}}^{\text{E}} + \sum_i \Phi_{\text{BS},i}^{\text{E}} = \Phi_{\text{Pr}}^{\text{E}} + \sum_j \Phi_{\text{K Pr},j}^{\text{E}} + \sum_k \Phi_{\text{Q,Nutz},k}^{\text{E}} + \sum_n \Phi_{\text{Q,Verlust},n}^{\text{E}} \quad \text{Gl. (4.8)}$$

$\Phi_{\text{Ed}}^{\text{E}}$:	Energie der Edukte pro Jahr (MJ/a)
$\Phi_{\text{BS},i}^{\text{E}}$:	Energie der Betriebsstoffe der Art i pro Jahr (MJ/a)
$\Phi_{\text{Pr}}^{\text{E}}$:	Energie der Produkte pro Jahr (MJ/a)
$\Phi_{\text{K Pr},j}^{\text{E}}$:	Energie der Koppelprodukte der Art j pro Jahr (MJ/a)
$\Phi_{\text{Q,Nutz},k}^{\text{E}}$:	Energie der anfallenden Nutzwärme der Art k pro Jahr (MJ/a)
$\Phi_{\text{Q,Verlust},n}^{\text{E}}$:	Energie der Verlustwärme der Art n pro Jahr (MJ/a)

Bei der Energiebilanz der Anlage wird nur die chemisch gebundene und die daraus in der Anlage entstehende thermische Energie betrachtet. Die chemisch gebundene Energie wird entsprechend Gl. 4.4 und 4.6 über den Heizwert und die Masse berechnet. Die elektrische Energie wird beim Anlagenwirkungsgrad mit berücksichtigt.

Der Energiestrom der Edukte Stroh und Waldrestholz ergibt sich aus Gleichung Gl. (4.3) bei vorgegebener Leistung und angenommenen Volllaststunden pro

Jahr. Der Energiestrom an den Betriebsstoffen Biogas bzw. zusätzlichem Waldrestholz ergibt sich aus dem Massenstrom und dem Heizwert von Biogas bzw. von Waldrestholz. Der Energiestrom der Produkte und Koppelprodukte lässt sich aus deren Massenströmen und Heizwerten bestimmen.

Wärme, die in der Anlage anfällt, wird bei einer über 100 °C liegenden Temperatur, als Nutzwärme angesehen, darunter als Verlust. Die Nutz- und Verlustwärmeströme können aus Tab. A.12 im Anhang A8 für die 50-MW_{in}-Modellanlage entnommen werden und lassen sich auf die gewünschte Anlagengröße umrechnen.

Die Wärmeströme im Reaktor, Steigrohr und Trockner werden idealisiert mit der folgenden Gleichung bilanziert (siehe auch Anhang A5 bis A7):

$$\Phi_Q^E = \Phi^M \cdot c_p \cdot \Delta T \quad \text{Gl. (4.9)}$$

Für die Parameter der Verbrennung im Brenner werden vereinfachte Annahmen getroffen (siehe auch Anhang A4). Die dadurch auftretenden Fehler haben Auswirkungen auf den Bedarf an zusätzlichen Energieträgern und werden in Kap. 5.4 in der Sensitivitätsanalyse bewertet. Im Anhang A8 in Tab. A.12 wird die Energiebilanz für die 50-MW_{in}-Modellanlage in tabellarischer Form gezeigt.

Für die Bewertung von Verfahren und Prozessen werden der energetische Wirkungsgrad, sowie der Anlagenwirkungsgrad herangezogen. Der energetische Wirkungsgrad gibt an, wieviel Prozent der Energie der Edukte sich im Produkt wieder findet. Einmal wird der energetische Wirkungsgrad über die Anlagen-grenze ($\eta_{E,1}$) definiert; einmal über die Grenze der Schnellpyrolyseeinheit ($\eta_{E,2}$). Der Anlagenwirkungsgrad zeigt, wieviel Prozent der für den Prozess benötigten Primärenergie im Produkt vorhanden ist.

Definition energetischer Wirkungsgrad:

$$\eta_{E,1} = \frac{\Phi_{Pr}^E}{\Phi_{Ed,roh}^E} \quad \text{Gl. (4.10a)} \quad \eta_{E,2} = \frac{\Phi_{Pr}^E}{\Phi_{Ed,getr}^E} \quad \text{Gl. (4.10b)}$$

Anlagenwirkungsgrad (energetisch):

$$\eta_A = \frac{\Phi_{Pr}^E}{\Phi_{Ed}^E + \sum_i \Phi_{BS,i}^E + \Phi_{el,PE}^E} \quad \text{Gl. (4.11)}$$

$\Phi_{el,PE}^E$: Primärenergie der benötigten elektrischen Energie pro Jahr (MJ/a)

Bei der Umrechnung der elektrischen Energie auf Primärenergie wird ein Wirkungsgrad η_{el} von 34 % an der Verbraucherstelle angenommen. Der geschätzte elektrische Verbrauch liegt bei 85 % der installierten elektrischen Leistung (siehe auch Arlt, 2003). Der Verbrauch an elektrischer Energie in der 50-MW_{in}-Modellanlage pro Jahr ist in Tab. A.13 im Anhang A8 zu finden.

4.2 Berechnung der Produktkosten

Für die Berechnung der Produktkosten werden zunächst die Produktionskosten benötigt. Die Produktionskosten pro Jahr, die in einer Anlage anfallen, setzen sich in Anlehnung an VDI 6025 (1996) und VDI 2067 (2000) wie folgt zusammen:

$$\Phi_P^K = \Phi_K^K + \Phi_V^K + \Phi_B^K + \Phi_S^K \quad \text{Gl. (4.12)}$$

Φ_P^K : Produktionskosten pro Jahr

Φ_K^K : Kapitalgebundene Kosten pro Jahr

Φ_V^K : Verbrauchsgebundene Kosten pro Jahr

Φ_B^K : Betriebsgebundene Kosten pro Jahr

Φ_S^K : Sonstige Kosten pro Jahr

Kapitalgebundene Kosten sind jährliche Kosten, die aus den Investitionen und der Instandhaltung für die Anlage herrühren. Die verbrauchsgebundenen Kosten ergeben sich aus der Summe der Kosten des Jahres-Energieverbrauchs, des Materialverbrauchs (hauptsächlich Biomassebedarf) und sonstiger Betriebsstoffverbräuche. Betriebsgebundene Kosten bilden hauptsächlich die Kosten für Personal. Versicherungen, Steuern sowie Kosten, die keinem anderen Kostenblock zugeordnet werden können, sind in den sonstigen Kosten zusammengefasst.

Die kapitalgebundenen, betriebsgebundenen und sonstigen Kosten stellen die Fixkosten der Anlage dar; während die verbrauchsgebundenen Kosten die variablen Kosten bilden. Im Folgenden werden die einzelnen Kostenblöcke und die Methoden zu deren Berechnung beschrieben. Die exakte Bestimmung aller Kostenpositionen in den einzelnen Blöcken ist in einem frühen Stadium der Entwicklung eines technischen Verfahrens nicht möglich, so dass Vereinfachungen getroffen werden müssen.

Für die Ermittlung der Produktkosten bzw. der spezifischen Produktionskosten ($k_{Pr,M}$ und $k_{Pr,E}$) werden die jährlichen Produktionskosten der Anlage durch die jährlich produzierte Menge oder Energie geteilt.

$$k_{Pr,M} = \frac{\Phi_P^K}{\Phi_{Pr}^M} \quad \text{Gl. (4.13)} \quad \text{und} \quad k_{Pr,E} = \frac{\Phi_P^K}{\Phi_{Pr}^E} \quad \text{Gl. (4.14)}$$

Im Anhang A8 werden die Produktkosten für die 50-MW_{in}-Modellanlage in tabellarischer Form gezeigt.

4.2.1 Kapitalgebundene Kosten

Die kapitalgebundenen Kosten pro Jahr berechnen sich wie folgt:

$$\Phi_K^K = I_0 \cdot f_A + \sum_i I_{AT,i} \cdot f_{IH,i} \quad \text{Gl. (4.15)}$$

I_0 :	Anfangsinvestitionen für die Anlage (Mio. €)
f_A :	Annuitätenfaktor (1/a)
$I_{AT,i}$:	Investitionen für Anlagenteil i (Mio. €)
$f_{IH,i}$:	Faktor für Instandhaltung für Anlagenteil i in % der Anfangsinvestitionen für Anlagenteil i pro Jahr (1/a)

$$\text{mit } f_A = \frac{(f_Z)^{t_{AL}} (f_Z - 1)}{(f_Z)^{t_{AL}} - 1} \cdot \frac{1}{a} \quad \text{Gl. (4.16)}$$

f_Z :	Zinsfaktor $f_Z=1+z$, mit z: Zinssatz
t_{AL} :	Anlagenlaufzeit (a)

Die Anfangsinvestitionen für eine Anlage setzen sich aus den kumulierten Ausgaben bis zu deren Inbetriebnahme zusammen. Die Investitionen für das Gelände werden nicht berücksichtigt, weil diese stark vom Standort abhängig sind. Nicht berücksichtigt werden darüber hinaus das Umlaufkapital und der Restwert der Anlage. Das Umlaufkapital und der Restwert der Anlage gleichen sich in erster Näherung aus.

Neben den Anfangsinvestitionen ist mit Ersatzinvestitionen zu rechnen, wenn die Laufzeit der Anlage länger ist als die Nutzungsdauer einzelner Anlagenkomponenten. Diese Investitionen werden hier über die Instandhaltung abgedeckt.

Mit Hilfe des Annuitätenfaktors werden die Investitionen in konstante periodische kalkulatorische Kosten während des Betrachtungszeitraums transformiert. Er enthält Abschreibung und Zinsen. Die Höhe des angesetzten Zinssatzes richtet sich nach dem Zinssatz, der für das Kapital auf dem Kapitalmarkt erzielt werden könnte. Die Entscheidung für die Investition muss in einer Wirtschaftlichkeitsrechnung geprüft werden, bei der u.a. die Rentabilität oder der Return on Investment geprüft werden.

Den zweiten Block der kapitalgebundenen Kosten stellen die Instandhaltungskosten dar. Die Instandhaltungskosten berechnen sich aus der Summe der Inves-

titionen für ein Anlagenteil multipliziert mit dem dazugehörigen Faktor für Instandhaltung in % der Investitionen pro Jahr. Nach DIN 31051 (2003) setzt sich Instandhaltung aus Wartung, Inspektion, Instandsetzung und Verbesserung zusammen. Wartung (Erhaltung des Soll-Zustands) und Inspektion (Feststellung des Ist-Zustands) sind Tätigkeiten mit vorbeugendem Charakter. Instandsetzungen (Wiederherstellung des Soll-Zustands) lassen sich in geplante Instandsetzung (Revisionen) und ereignisorientierte Instandsetzung (Reparatur) aufteilen. Im ersten Fall werden Teile mit Verschleißcharakter in festgelegten Intervallen ausgewechselt, unabhängig vom Zustand in dem sie sich befinden. Im zweiten Fall werden defekte Teile nach Schadensfeststellung wieder instand gesetzt. In der Literatur sind die Begriffe „Reparatur und Instandhaltung“ sowie „Wartung und Instandhaltung“ geläufig.

Die Vorkalkulation bzw. die Abschätzung der Anfangsinvestitionen ist von großer Bedeutung. Hier sollte eine Methode zum Einsatz kommen, die dem jeweiligen Entwicklungsstand des Verfahrens bzw. dem Planungsstand der Anlage adäquat ist.

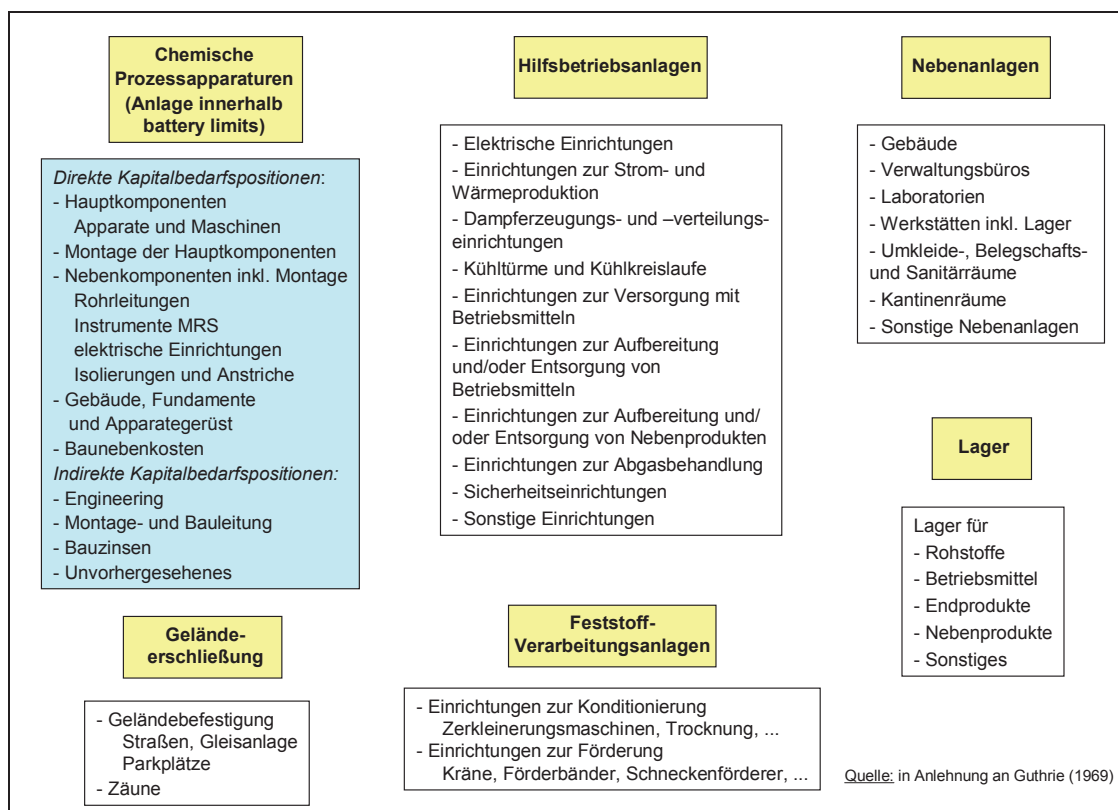


Abb. 4.1: Struktur der Investitionen für eine verfahrenstechnische Anlage

In dieser Arbeit wird die Investitionsstruktur einer Anlage in Anlehnung an Guthrie (1969) für die Berechnung der Anfangsinvestitionen der Schnellpyrolyse-Modellanlage herangezogen (siehe Abb. 4.1). Der Anlagenkapitalbedarf lässt sich danach in sechs Module aufgliedern. Die chemischen Prozessapparaturen, in der die eigentliche Produktgewinnung stattfindet, stellen die Anlage innerhalb battery limits dar.

Zur Vorkalkulation der Anlage innerhalb battery limits mit differenzierten Zuschlagsfaktoren sind deren direkte und indirekte Kapitalbedarfspositionen in Abb. 4.1 dargestellt. Apparate und Maschinen bilden die Basis, auf der die Nebenkosten, Gebäude, Fundamente und Apparategerüste sowie die Baukosten mit Zuschlagsfaktoren ermittelt werden. Der Kapitalbedarf für die Haupt- und Nebenkosten ist frei Anlage zu bestimmen. Die Montage beinhaltet Löhne und Material. Die Zuschlagsfaktoren der indirekten Kapitalbedarfspositionen beziehen sich in dieser Arbeit auf Apparate und Maschinen.

Die zur Vorkalkulation benötigten Zuschlagsfaktoren sind vom Anlagentyp abhängig und müssen aus eigener Erfahrung, Fachveröffentlichungen oder Experteninterviews ermittelt werden. Wenn die Anlage innerhalb battery limits aus mehreren Prozessstufen bzw. Teilanlagen besteht, können diese einzeln mit Zuschlagsfaktoren vorkalkuliert werden, was die Genauigkeit der Abschätzung erhöht.

Feststoff-Verarbeitungsanlagen werden gesondert vorkalkuliert (Schulze, 1974 a). Die Basis für die Bestimmung der Hilfsbetriebsanlagen und der Lager mit Zuschlagsfaktoren bildet der Anlagenkapitalbedarf innerhalb battery limits inkl. der Feststoff-Verarbeitungsanlagen. Nebenanlagen und Geländeerschließung werden in dieser Arbeit genauso wie die Feststoff-Verarbeitungsanlagen gesondert vorkalkuliert. Durch diese Vorgehensweise erhält man den gesamten Anlagenkapitalbedarf, auf den anschließend ein Zuschlag für Projektierungskosten und Unvorhergesehenes hinzu kommt.

Für den Entwicklungsstand der Schnellpyrolyse ist die verwendete flexible Vorkalkulation von Vorteil, weil die Datenlage für die verschiedenen Investitionskomponenten sehr unterschiedlich ist und daher entweder auf Zuschlagsfaktoren oder auf verschiedene Vorkalkulationsmethoden für Apparate und Maschinen bzw. ganze schlüsselfertige Module zurückgegriffen werden kann. Zudem bietet diese Vorkalkulation die Möglichkeit, in jeder Entwicklungsphase des Verfahrens die Vorkalkulation zu konkretisieren und zu verfeinern.

Bei der Vorkalkulation von Maschinen und Apparaten sowie Lagern und Nebenanlagen werden die im Folgenden aufgeführten Verfahren verwendet. Voraussetzung für die Vorkalkulation einzelner Maschinen und Apparate, sowie Lager und

Nebenanlagen ist, dass deren grundsätzliche Ausführung, deren Kapazität und die kennzeichnenden Hauptabmessungen bekannt sind.

Für Maschinen, die in Serie produziert und angeboten werden, existieren Preislisten, die für die Vorkalkulation herangezogen werden. Einfache technische Apparate, wie Mischer oder Behälter, sowie einfache Bauten, wie Hallen oder Lager, lassen sich über Einheitspreise in Verbindung mit den für die Apparate und Bauten typischen Kapazitätsgrößen vorkalkulieren. Dabei muss die Masse für Mischer oder Behälter bestimmt werden, bei Hallen und Lagern ist das Volumen zu bestimmen; multipliziert mit einem spezifischen Einheitspreis ergeben sich die Kosten für diese Apparate und Bauten.

Die Eingangsdaten für die Berechnung der kapitalgebundenen Kosten finden sich in Tab. 5.6 und Tab. 5.7 (Seite 71 f), sowie im Anhang A3. Die Fehler bzw. Ungenauigkeiten, die aufgrund der Vorkalkulationsmethoden entstehen, werden in Kap. 4.6 bewertet.

4.2.2 Verbrauchsgebundene Kosten

Die verbrauchsgebundenen Kosten pro Jahr lassen sich mit der folgenden Gleichung berechnen:

$$\Phi_V^K = \sum_i \Phi_{V,i}^E \cdot p_{E,i} + \sum_j \Phi_{BS,j}^M \cdot p_{BS,j} + \Phi_{Ed}^E \cdot (k_{Er} + k_{Tr}) \quad \text{Gl. (4.17)}$$

$\Phi_{V,i}^E$:	Energieverbrauch der Art i pro Jahr (kWh/a)
$p_{E,i}$:	Energiepreise der Art i (€/kWh)
$\Phi_{BS,j}^M$:	Betriebsstoffverbrauch der Art j pro Jahr (ME/a)
$p_{BS,j}$:	Betriebsstoffkosten der Art j (€/ME)
Φ_{Ed}^E :	Energie des Edukts pro Jahr (MWh/a)
k_{Er} :	spezifische Erfassungskosten des Edukts (€/MWh)
k_{Tr} :	spezifische Transportkosten des Edukts (€/MWh)

An Energieverbrauch wird der Verbrauch an elektrischer Energie pro Jahr berücksichtigt. Sand, Biogas bzw. zusätzliches Waldrestholz werden dem Betriebsstoffverbrauch zugeordnet. Die benötigten Daten für den jährlichen Verbrauch an elektrischer Energie, Betriebsstoffen und an Edukten können aus Tab. A.11 und Tab. A.13 (Anhang A8) entnommen werden.

Die in dieser Arbeit zugrunde liegenden Preisannahmen für elektrische Energie und Betriebsstoffe finden sich im Anhang A3 wieder. Die Erfassungskosten für

Stroh und Waldrestholz, sowie die Transportkosten für diese Biomasse und die Slurry auf Vollkostenbasis sind im Anhang A1 dargelegt.

Indirekte verbrauchsgebundene Kosten, wie Material- und Energie-Gemeinkosten werden hier nicht berücksichtigt. Sie stellen nur einen kleinen Teil der verbrauchsgebundenen Kosten dar und werden bei den sonstigen Kosten berücksichtigt. Mögliche Preisänderungen für Energie und Betriebsstoffe während der Laufzeit der Anlage werden nicht berücksichtigt.

4.2.3 Betriebsgebundene Kosten

Betriebsgebundene Kosten pro Jahr können aus Einzelbeträgen oder als prozentualer Anteil der Anfangsinvestitionen oder als Summe aus beidem ermittelt werden. In dieser Arbeit werden die betriebsgebundenen Kosten wie folgt berechnet:

$$\Phi_B^K = \sum_i x_{AK,i} \cdot k_{AK,i} \quad \text{Gl. (4.18)}$$

$x_{AK,i}$: Bedarf an Arbeitskräften der Art i pro Jahr (AK)

$k_{AK,i}$: Kosten für Arbeitskräfte der Art i pro Jahr (€/AK a)

Die Personalkosten bzw. die Kosten für Arbeitskräfte machen den größten Anteil an den betriebsgebundenen Kosten aus. Daneben fallen, wie bei den verbrauchsgebundenen Kosten, indirekte Kosten an (z.B. Lohnnebenkosten), die ebenfalls bei den sonstigen Kosten berücksichtigt werden. Analog zu den verbrauchsgebundenen Kosten, werden Änderungen der Kosten für Personal während der Laufzeit der Anlage nicht berücksichtigt. Die Personalarten und die dazugehörigen Kosten sind Kap. 5.2.2 aufgelistet; der Bedarf an Personal wird ebenfalls dort herausgearbeitet.

4.2.4 Sonstige Kosten

Die sonstigen Kosten pro Jahr setzen sich aus den Kosten für Versicherungen, Steuern und Restkosten, die durch die anderen Kostenblöcken nicht erfasst werden, zusammen. Sie werden in dieser Arbeit nach Gleichung Gl. (4.19) berechnet.

$$\Phi_S^K = f_S \cdot I_0 \quad \text{Gl. (4.19)}$$

f_S : Faktor für sonstige Kosten (1/a)

Es wird angenommen, dass die sonstigen Kosten über die Laufzeit der Anlage konstant sind. In Kap. 5.2.2 werden die sonstigen Kosten abgeschätzt.

4.3 Größendegressionen

Größendegressionen (auch Skaleneffekte genannt) treten bei der Erhöhung der Produktionsmenge bzw. bei größerer Anlagenkapazität auf und spiegeln sich in geringeren spezifischen Investitionen, sowie geringeren spezifischen Kosten für den Verbrauch und/oder den Betrieb wieder.

Ein Grund für Größendegressionen bei den Investitionen ist, dass mit der Vergrößerung der Anlagenkapazität die Anschaffungskosten für Maschinen und Apparate erfahrungsgemäß innerhalb eines bestimmten Bereiches nicht proportional sondern unterproportional zunehmen (Rentz, 2002). Der Anlagenkapitalbedarf der meisten Nebenpositionen, wie z.B. der Mess- und Regelgeräte oder der indirekten Projektierungskosten verhält sich zudem stärker degressiv als die Anschaffungskosten der Apparate und Maschinen (Schulze, 1974b). Ab einer bestimmten Anlagengröße kommt es jedoch zu einer modularen Bauweise verschiedener Funktionseinheiten, so dass sich die Größendegression ändert und Mengendegressionen (auch Stückzahleffekte genannt) auftreten. Im Folgenden wird unter Größendegression die Degression bei größer werdender Anlagenkapazität verstanden, so dass hier auch Mengendegressionen mit eingeschlossen werden.

Bei den betriebsgebundenen Kosten kommt es insbesondere beim Personal zu Größendegressionen. Der Bedarf an Personal für Überwachung und Instandhaltung der Anlagen nimmt bei einer Vergrößerung der Anlage ebenfalls unterproportional zu. Größendegressionen bei den verbrauchsgebundenen Kosten sind verbunden mit einem vergünstigten Material- oder Energieeinkauf. Diese Effekte werden hier nicht berücksichtigt, weil sie sich kaum quantifizieren lassen. Bei den sonstigen Kosten werden keine Größendegressionen unterstellt.

Das Arbeiten mit Größendegressionsexponenten ist mit Unsicherheiten behaftet. In der Praxis beschränkt sich der Einsatz von Größendegressionen meistens auf ein Scale-up/down um den Faktor 5 bezogen auf eine Referenzanlage. Die daraus gewonnenen Ergebnisse sind für eine erste Bewertung belastbar. Ein Scale-up/down über diesen Bereich hinaus kann nur noch als Orientierungswert gesehen werden. Ein Grund hierfür sind Technik- und Systemwechsel bei Anlagenkomponenten bei größer bzw. kleiner werdenden Anlagen, die in dieser Arbeit nicht berücksichtigt werden. Um die Genauigkeit der Berechnungen der Investitionen mit Größendegressionen dennoch zu erhöhen, werden in dieser Arbeit zwei Größendegressionen herangezogen: Zum einen ein Größendegressionsexponent bis zur maximalen Größe eines Anlagenteils und zum anderen ein Größendegressionsexponent bei einem modularen Aufbau der jeweiligen Anlagenteile.

Die Größendegressionen für Investitionen und Personal lassen sich mit dem folgenden Ansatz erfassen:

$$\frac{I_{0,2}}{I_{0,1}} = \left(\frac{\Phi_{Pr,2}^M}{\Phi_{Pr,1}^M} \right)^{m_I} \quad \text{Gl. (4.20)} \quad \text{und} \quad \frac{x_{AK,ges,2}}{x_{AK,ges,1}} = \left(\frac{\Phi_{Pr,2}^M}{\Phi_{Pr,1}^M} \right)^{m_{AK}} \quad \text{Gl. (4.21)}$$

- $I_{0,1}$: Anfangsinvestitionen für Anlage 1
 $I_{0,2}$: Anfangsinvestitionen für Anlage 2
 $x_{AK,ges,1}$: Bedarf an Arbeitskräften pro Jahr für Anlage 1
 $x_{AK,ges,2}$: Bedarf an Arbeitskräften pro Jahr für Anlage 2
 $\Phi_{Pr,1}^M$: Produktmenge pro Jahr für Anlage 1
 $\Phi_{Pr,2}^M$: Produktmenge pro Jahr für Anlage 2
 m_I, m_{AK} : Größendegressionsexponenten für Investitionen und Arbeitskräfte

Der Ansatz lässt sich jeweils auch für Investitionen von einzelnen Anlagenteilen bzw. für einzelne Personalarten anwenden. Die in dieser Arbeit verwendeten Größendegressionsexponenten finden sich in Tab. 5.6 und

Tab. 5.7 (Seite 71 f) für die Investitionen, sowie in Tab. 5.9 (Seite 75) für das Personal.

4.4 Lernen in Produktionssystemen

Das Thema Lernen in Produktionssystemen bzw. die Methodik von Lernkurven wird in diesem Kapitel analysiert. Eine einheitliche methodische Vorgehensweise bei der Anwendung von Lernkurven auf neue Verfahren im Zuge systemanalytischer Studien fehlte bislang. In diesem Kapitel wird ein Ansatz erarbeitet, mit dem eine einheitliche Vorgehensweise möglich ist. Darüber hinaus werden Richtwerte für Fortschrittsfaktoren von Schnellpyrolyse-Anlagen abgeleitet.

Die erste wissenschaftliche Untersuchung zum Thema Lernen in Produktionssystemen fand in den 1930er Jahren statt (Wright, 1936). Sie beschäftigte sich mit dem Lernen von Arbeitern in der Flugzeugindustrie und prägte den Begriff Lernkurve („learning curve“).

In einem Projekt der Boston Consulting Group (1970) wurde das Thema Lernen in Produktionssystemen auf alle Bereiche der Produktion ausgedehnt. Es konnte in bestimmten Produktionssystemen nachgewiesen werden, dass nach jeder Verdoppelung der Produktion die Produktionskosten um einen konstanten Faktor sanken. Diese Arbeit prägte den Begriff der Erfahrungskurve („experience curve“). Das Ziel dieser Arbeit sowie der Arbeiten von Abell und Hammond (1979),

Dutton und Thomas (1984), sowie Yelle (1979) war es, Lern- und Erfahrungskurven in die strategische Planung von Unternehmen zu integrieren.

Seit Ende der 1990er Jahre finden Lernkurven in Energie- und Umweltplanungsmodellen, wie MARKAL, POLES oder ERIS Anwendung (siehe auch Barretto und Kypreos, 2000; IEA, 2000; Kouvaritakis et al., 2003 und Schlenzig, 1998).

In Produktionssystemen lassen sich generell drei wesentliche Lernarten identifizieren, die zu technologischem Lernen führen:

- Lernen durch Produktion,
- Lernen durch F&E und
- Lernen durch Interaktion.

Das jeweilige Lernen ist je nach Art der Produktion (z.B. arbeits- oder energieintensive Produktion oder Einzel- oder Massenfertigung) unterschiedlich stark ausgeprägt. Eine differenziertere Auflistung von Lernarten in Produktionssystemen, in Anlehnung an Abell und Hammond (1979), geben Dutton und Thomas (1984) (siehe Tab. 4.2). Sie unterscheiden zwischen selbstständigem und induziertem Lernen, das entweder einen exogenen oder endogenen Ursprung haben kann. Die aufgelisteten Lernarten lassen sich den drei Lernarten weiter oben zuordnen, zeigen aber in einer anschaulichen Weise, wo die Auslöser von Lernprozessen liegen können.

Tab. 4.2: Lernarten in Produktionssystemen

Selbstständiges Lernen	Induziertes Lernen
Exogener Ursprung 1. Neue wissenschaftliche und technische Erkenntnisse 2. Kontinuierliche Produktivitätssteigerung durch die Erneuerung von Teilen der Produktionsanlage	Exogener Ursprung 1. Lernen der Anlagen-/Investitionsgüter-Hersteller durch Erfahrungen der Anwender 2. Kopieren und Adaption technischer Innovationen von Konkurrenten 3. Investition in verbesserte Technologien
Endogener Ursprung 1. Erfahrung der Beschäftigten 2. Routine bei der Produktionsplanung und -steuerung 3. betriebliches F&E	Endogener Ursprung 1. Verstärkte Automatisierung 2. Änderung des Produktionsprozesses 3. Änderung des Produktdesigns zur effizienteren Produktion

Quelle: Dutton und Thomas (1984)

Das Vorhandensein und die Geschwindigkeit von Lernen hängen stark von den Marktgegebenheiten ab. Lieberman (1984) hat für die chemische Industrie Faktoren definiert, die Lernen beeinflussen; dabei spielen der Marktanteil der Firma

und die Anzahl der Mitbewerber eine Rolle. Im Zusammenhang mit dem Bestreben nach einer nachhaltigeren Energieversorgung gab es Untersuchungen von Ibenholt (2002), Junginger (2000), Rubin et al. (2003) und Wene (2000), die die Beziehung zwischen technologischem Lernen und politischer Unterstützung durchleuchten. Staatlich finanzierte F&E-Programme und staatliche Subventionen beim Auf- und Zubau neuer Technologien können dabei helfen, dass diese schneller lernen als ohne Unterstützung.

In dieser Arbeit wird der Begriff Lernkurve für die Beschreibung von Erfahrung und Lernen in Produktionssystemen benutzt. Im folgenden Kapitel werden Lernkurven mathematisch formuliert. Danach werden Lernprozesse am Beispiel der Methanolproduktion und Rauchgasentschwefelungsanlagen dargelegt und die treibenden Faktoren des Lernens herausgearbeitet. Anschließend werden Fortschrittsfaktoren für verschiedene Produktionssysteme aus der Literatur zusammengestellt, um dann den Einsatz von Lernkurven zu bewerten und einen Fortschrittsfaktor für die Schnellpyrolyse-Modellanlage abzuleiten.

4.4.1 Lernkurven

Mit Lernkurven können mögliche Entwicklungen der spezifischen Produktionskosten oder von Teilen der Produktionskosten in Abhängigkeit der kumuliert installierten Kapazität abgebildet werden. Es sind Lernkurven zu spezifischen Produktionskosten von bestimmten Produkten, zu spezifischen Investitionen für Produktionssysteme oder zu Personalkosten bei bestimmten arbeitsintensiven Produktionen verfügbar. Welche Lernkurve benutzt wird, hängt einerseits vom Analyserahmen ab, andererseits spielt die Verfügbarkeit von Daten eine große Rolle. Allgemein lässt sich eine Lernkurve wie folgt mathematisch formulieren:

$$k_{Pr,n}^* = k_{Pr,1}^* \cdot X^{-b} = k_{Pr,1}^* \cdot \left(\frac{\sum_{j=1}^n \Phi_{Pr,j}^M}{\overline{\Phi_{Pr}^M}} \right)^{-b} \quad \text{Gl. (4.22)}$$

k_{Pr}^*	zu definierender Teil der spezifischen Produktionskosten der 1.- und n.-Anlage
X	normierte kumuliert installierte Kapazität
$\Phi_{Pr,j}^M$	Produktionskapazität der Anlage j (t/a)
$\overline{\Phi_{Pr}^M}$	durchschnittliche Produktionskapazität der Anlagen 1 bis n (t/a)
b	Lernexponent („learning elasticity“)

Bei gleich großen Anlagen entspricht X der Anzahl der Anlagen n . Darüber hinaus ist $\overline{\Phi}_{Pr}^M = \Phi_{Pr,1}^M$. Zur besseren Einordnung des Lernexponenten b wird ein Fortschrittsfaktor PR („progress ratio“) definiert, der sich bei $X=2$ ergibt und ausdrückt, um welchen Faktor die für die Lernkurve definierten Kosten bei einer Verdoppelung der normierten kumuliert produzierten Menge pro Jahr fallen.

$$PR = 2^{-b} \text{ bzw. } b = - \frac{\log PR}{\log 2} \quad \text{Gl. (4.23)}$$

Als Lernrate LR („learning rate“) wird der Wert $1-PR$ definiert. Um einen Fortschrittsfaktor einem bestimmten Typ von Lernkurve zuordnen zu können, wird die Bezeichnung $PR(k_p)$ als Fortschrittsfaktor der spezifischen Produktionskosten und $PR(k_i)$ als Fortschrittsfaktor für die spezifischen Investitionen eingeführt. Die Unterscheidung ist für die weitergehende Untersuchung von Fortschrittsfaktoren in den nächsten Kapiteln notwendig. In Abb. 4.2 ist eine typische Lernkurve in einem linearen und in einem doppellogarithmischen Koordinatensystem dargestellt.

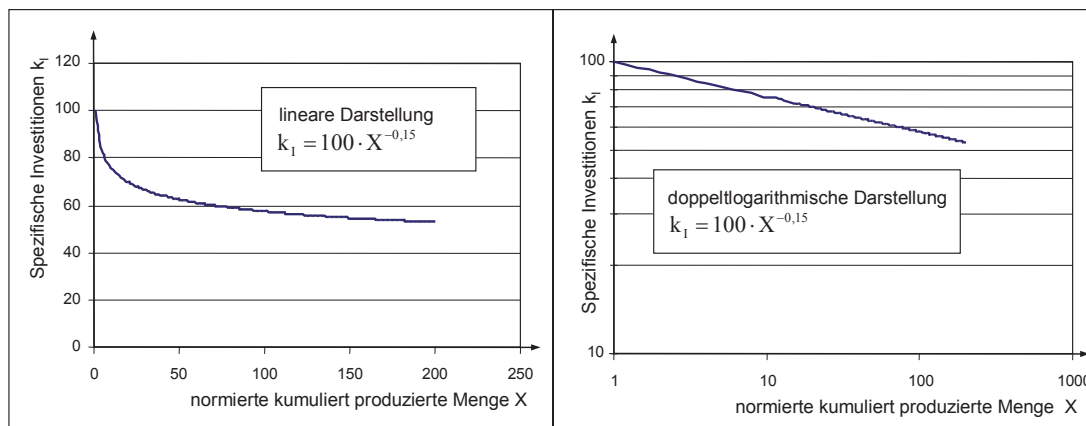


Abb. 4.2: Graphische Darstellungen einer Lernkurve mit $PR(k_i)=0,9$ bzw. $b=0,15$

Wenn mit Lernkurven gearbeitet wird, müssen zwei Eigenschaften von Lernkurven berücksichtigt werden. Erstens bezieht eine Lernkurve Skaleneffekte mit ein, wenn unterschiedlich große Produktionssysteme mit in die Berechnung einfließen. Soll dies vermieden werden, müssen diese herausgerechnet werden oder es dürfen nur Produktionssysteme mit gleicher oder ähnlicher Größe herangezogen werden. Zweitens geben Lernkurven ein durchschnittliches Lernen wieder. Sie berücksichtigen weder geringere Kostenreduktionen zu Beginn der Produktion noch Plateaueffekte, wie sie aus Beobachtungen und Untersuchungen abgewickelter Produktionssysteme bekannt sind (siehe z.B. Yelle, 1980).

Die folgenden zwei Beispiele veranschaulichen das Lernen in Produktionssystemen. Es wurden dabei Beispiele aus dem Bereich der Verfahrenstechnik ausgesucht, für die über einen längeren Zeitraum eine Lernkurve gebildet werden konnte.

4.4.2 Beispiel Entschwefelungsanlagen für Kohlekraftwerke

Die Entwicklung von Rauchgasentschwefelungsanlagen für Kohlekraftwerke begann Anfang der 1970er Jahre. Wegen der negativen Umweltauswirkungen der Emissionen von Kohlekraftwerken wurden der Einbau und die Nachrüstung von Rauchgasentschwefelungsanlagen für Kohlekraftwerke in den USA, in Japan und in europäischen Ländern nach und nach Vorschriften. Innerhalb von 20 Jahren wurden dadurch über 400 Rauchgasentschwefelungsanlagen gebaut.

Die Erfahrungen aus dem Betrieb und aus dem Bau von Rauchgasentschwefelungsanlagen führten zur Weiterentwicklung und zur Reduktion bei den spezifischen Investitionen, wie sie in Abb. 4.3 zu sehen sind. Die spezifischen Investitionen sind auf ein standardisiertes 500 MW_{el} Kohlekraftwerk bezogen. 100 % der spezifischen Investitionen entsprechen den spezifischen Investitionen von 254 US\$/kW_{el} in 1976 (US\$ 1997). Es wird von einer Kohle mit einem Schwefelanteil von 3,5 % ausgegangen. Im Wäscher werden 90 % des Schwefeldioxids entfernt (Rubin et al., 2003).

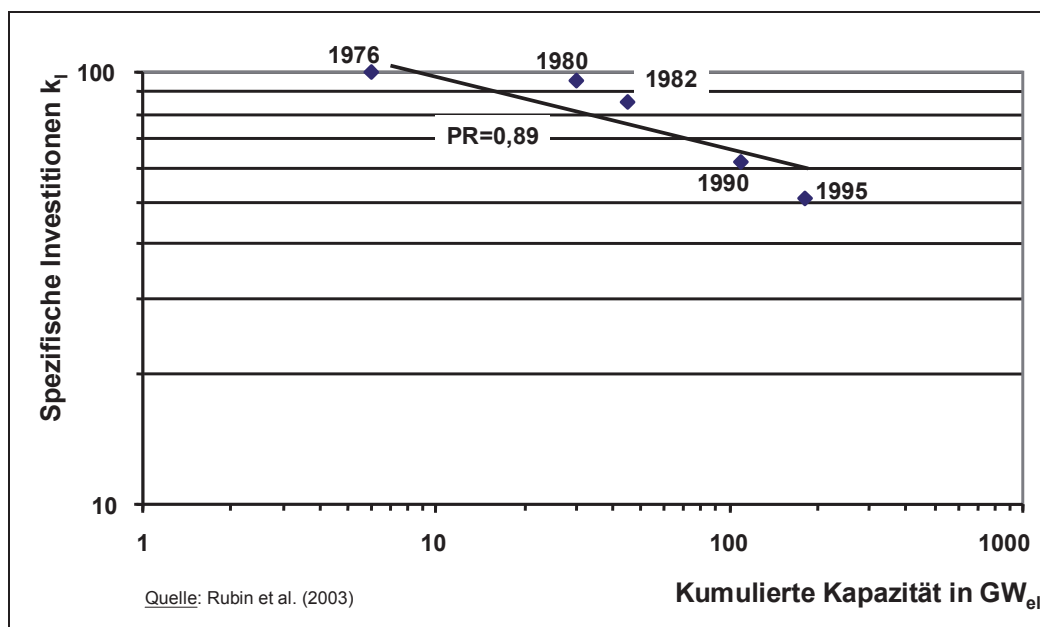


Abb. 4.3: Spezifische Investitionen von Rauchgas-Entschwefelungsanlagen in Abhängigkeit der kumuliert installierten Kapazität

Die spezifischen Investitionen der ersten Rauchgasentschwefelungsanlagen reduzierten sich kaum. Ein Grund hierfür ist die Tatsache, dass diese Anlagen aufgrund gleichzeitiger Aufträge gleicher Bauart waren. Die Gründe für die Reduktion der spezifischen Investitionen ab den 1980er Jahren lagen in einem besseren Verständnis und einer besseren Beherrschung des Prozesses. Darüber hinaus wurden die Anlagenbauteile optimiert und ein vereinfachtes Absorberdesign entwickelt (Rubin et al., 2003). Diese Verbesserungen trugen zu einer Reduktion der spezifischen Investitionen bei und sind vorwiegend das Resultat von firmeninternen sowie öffentlichen F&E Programmen. Die Gerade in Abb. 4.3 entspricht einer Lernkurve mit einem Fortschrittsfaktor $PR(k_1)$ von 0,89.

4.4.3 Beispiel Methanolproduktion

Methanol ist ein Alkohol, der in der chemischen Industrie als Grundstoff zur Herstellung verschiedener Produkte, wie z.B. Formaldehyd, MTBE und Essigsäure, verwendet wird. Bis 1924 wurde Methanol über die trockene Destillation von Holz gewonnen. 1924 wurde die erste Anlage in Betrieb genommen, die Methanol mittels Synthese herstellt. Die ersten Anlagen liefen mit einem Hochdrucksynthese-Verfahren (300 - 350 bar) bei dem CO/H_2 -reiches Gas an ZnO/Cr_2O_3 Katalysatoren zu Methanol umgesetzt wird. Zu Beginn wurde das Synthesegas aus der Kohlevergasung gewonnen, in den 1940er Jahren wurde das Synthesegas zunehmend aus Naphtha und Erdgas gewonnen. 1966 wurde die erste Methanolanlage mit einem Niederdrucksynthese-Verfahren (50-100 bar) in Betrieb genommen. Dieses Verfahren verdrängte aufgrund des niedrigeren Energieverbrauchs und seines sehr robusten Verhaltens das Hochdrucksynthese-Verfahren. Möglich wurde diese Entwicklung durch die Bereitstellung eines sehr reinen Synthesegases (vgl. auch Römpp Chemie Lexikon, 1995).

Der Energieeinsatz bei der Produktion von Methanol mit dem Hochdruckverfahren sank von 70 GJ pro Tonne Methanol in den 1940er Jahren auf 42 GJ in den 1950er Jahren. Die erste Niederdruckanlage benötigte 39 GJ für die Produktion einer Tonne Methanol. Heutige Methanolanlagen auf Erdgasbasis liegen bei 29 GJ pro Tonne Methanol (Appl, 1998).

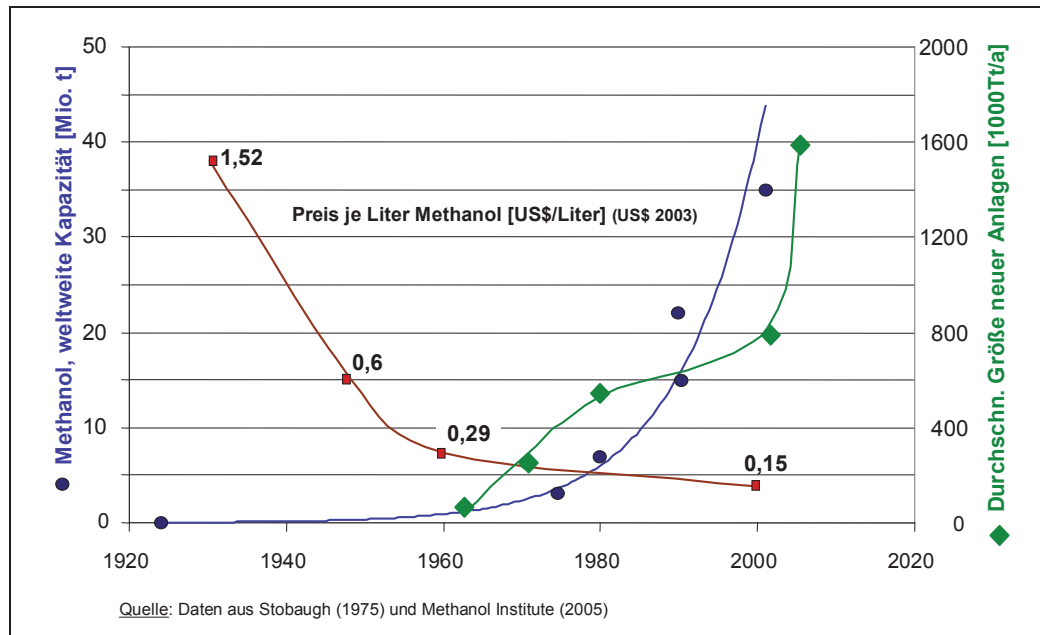


Abb. 4.4: Methanolproduktion – Entwicklung der Preise, der weltweiten Kapazität und der durchschnittlichen Größe neuer Anlagen

Die jährlichen Wachstumsraten der Methanolproduktion lagen zu Beginn der Syntheseproduktion bis in die 1960er Jahre im Schnitt bei 10 % (Stobaugh, 1975). Die hohen Wachstumsraten und die Halbierung des Energiebedarfs bis in die 1960er Jahre führten zu einer deutlichen Kostenreduktion in der Produktion, die sich in den Preisen widerspiegelt (siehe Abb. 4.4). Der Preis für Methanol sank von 1930 bis 1960 um 80 %.

Ende der 1960er Jahre hat sich Methanol zu einer etablierten Grundchemikalie entwickelt, und es gibt ein breites Einsatzspektrum für Methanol. Diese Situation führte ab den 1970er Jahren zu einer rasanten Steigerung der Methanolproduktion. Die Anlagen wurden immer größer, dennoch fielen die Preise nur noch moderat. Ein Grund hierfür ist der stärkere Einfluss der Preise für die Edukte (z.B. Erdgas oder Kohle) auf die Gesamtkosten.

Die treibenden Faktoren zur Kostenreduktion bei Methanolanlagen sind F&E-Aktivitäten und Lernen durch Produktion (vor allem bis 1970), sowie Größendegressionen (vor allem ab 1970).

4.4.4 Fortschrittsfaktoren aus der Literatur

Eine einfache Klassifikation von Fortschrittsfaktoren für die Entwicklung der spezifischen Investitionen für verschiedene Produktionssysteme nach Lernphasen wurde von Grübler und Gritsevskii (1997) vorgenommen (siehe Tab. 4.3). Sie unterstellen dem ausgereiften Produktionssystem kein Lernpotenzial ($PR(k_1)=1$). Bei inkrementalem Lernpotenzial wird dem Produktionssystem das Potenzial an inkrementalen Verbesserungen zugeteilt ($PR(k_1)=0,9$). Dem revolutionären Produktionssystem wird ein hohes Lernpotenzial unterstellt ($PR(k_1)=0,7$).

Tab. 4.3: Klassifikation von Fortschrittsfaktoren

Lernphasen eines Produktionssystems	Ausgereift	Inkremental	Revolutionär
Fortschrittsfaktor $PR(k_1)$	1	0,9	0,7

Quelle: Grübler und Gritsevskii (1997)

Neij (1997) veröffentlichte Fortschrittsfaktoren von mehr als 50 Produkten, die sie nach der Art der Produktion sortierte (siehe Tab. 4.4). Bei den großen Anlagen können die Werte der Fortschrittsfaktoren über eins liegen. Dies ist z.B. bei Kohlekraftwerken aufgrund der nachträglich installierten Rauchgasreinigung geschehen. Die Intervalle in denen die Fortschrittsfaktoren der einzelnen Produktionstypen liegen, sind recht groß.

Tab. 4.4: Fortschrittsfaktoren von mehr als 50 Produkten sortiert nach Art der Produktion

Einteilung in Produktionstypen	Fortschrittsfaktor $PR(k_p)$		
	Hoch	Durchschnitt	Niedrig
Stromproduktion ^{a)}	0,82	0,90	>1
Serienproduktion ^{b)}	0,70	0,83	0,95
Kontinuierliche Produktion ^{c)}	0,64	0,78	0,90

^{a)} AKW, Kohlekraftwerke, Gas- und Dampfturbinen, IGCC

^{b)} Elektronikproduktion, Flugzeuge, Autos, Gebrauchsgüter

^{c)} Alkoholproduktion, Raffinerien, Metallerzeugung, Kunststoffproduktion

Quelle: Neij (1997)

Dutton und Thomas (1984) führten eine Studie durch, in der sie die Fortschrittsfaktoren für die Herstellung von 108 Produkten erfassten (vgl. auch Argote und Epple, 1990; Auerswald et al., 2000; Capros und Mantzos, 2000; Christiansson, 1995). Abb. 4.5 gibt die Ergebnisse wieder. Der Mittelwert der Fortschrittsfaktoren $PR(k_p)$ liegt bei 0,81. Die Fortschrittsfaktoren mit den meisten Nennungen liegen zwischen 0,7 und 0,9.

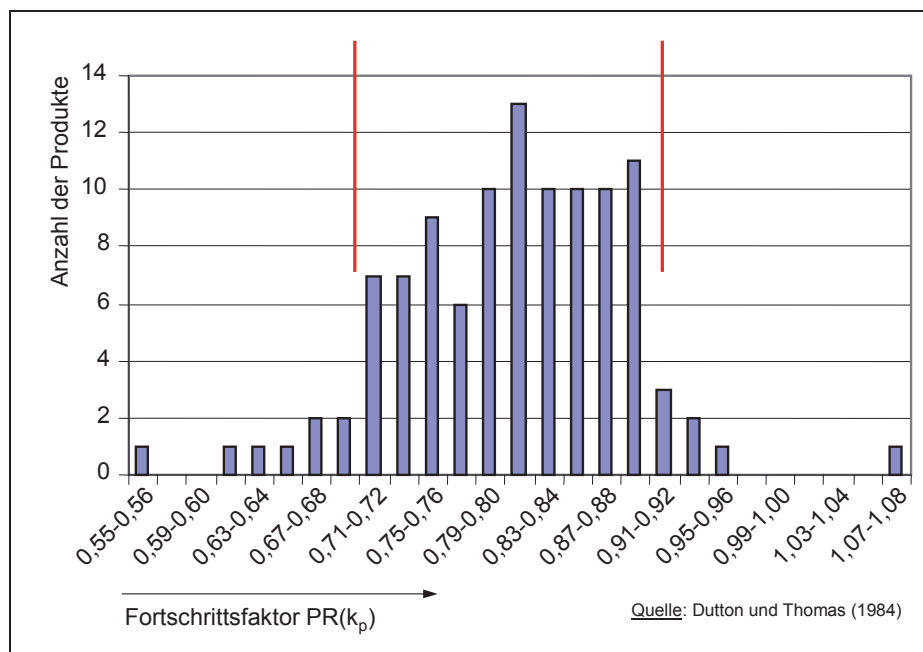


Abb. 4.5: Verteilung von Fortschrittsfaktoren von 108 Produkten

In Tab. 4.5 sind exemplarisch Fortschrittsfaktoren von Produktionssystemen zur Stromerzeugung aus Biomasse und aus Kohle dargestellt. Die Fortschrittsfaktoren von IEA (2000) und Junginger (2005) sind Ergebnisse aus Untersuchungen abgewickelter Anlagen; die anderen sind angenommene Fortschrittsfaktoren für die Zukunft.

Die Abschätzung der IEA (2000) ist sehr ungenau, da nur vier Daten im Abstand von fünf Jahren herangezogen wurden. McGregor et al. (1991) haben aufbauend auf fünf geplanten IGCC in den 1980er Jahren eine Lernkurve aufgebaut und über Tendenzen in der Verfahrensentwicklung bei einzelnen Anlagenkomponenten eine Prognose für die Entwicklung der spezifischen Investitionen der nächsten IGCC-Generation angegeben, die zu dem in Tab. 4.5 angenommenen Fortschrittsfaktor $PR(k_j)$ von 0,87 führen.

Tab. 4.5: Fortschrittsfaktoren von Produktionssystemen zur Stromerzeugung aus Biomasse und Kohle

Produktionssystem	Fortschrittsfaktor PR ^{a)}	Zeitraum	Quelle
Stromerzeugung aus Biomasse in der EU, verschiedene Verfahren	0,85 (k_p)	1980 - 1995	IEA (2000)
Stromerzeugung aus Biomasse in BHKWs in Schweden	0,92 (k_p)	1990 - 2002	Junginger (2005)
Biogas-Produktion in Dänemark	0,85 (k_p) ~ 1 (k_p)	1984 - 1991 1991 - 2001	Junginger (2005)
Stromerzeugung aus Biomasse in den USA, verschiedene Verfahren	0,88 (k_i) 0,90 (k_i) 0,91 (k_i)	2000 - 2010 2010 - 2015 2015 - 2030	Tseng et al. (1999)
IGCC und Schnellpyrolyse, Biomasse	0,80 (k_i)	zehnte Anlage	Solantausta et al. (1996)
IGCC, Biomasse	0,80 (k_i)	2000 - 2015	Faaij et al. (1998)
IGCC, Biomasse	0,82 (k_i)	1995 - 2030	Kouvaritakis et al. (2000)
IGCC, Kohle	0,89 (k_i)	1995 - 2030	Kouvaritakis et al. (2000)
IGCC und Schnellpyrolyse, Biomasse	0,80 (k_i)	zehnte Anlage	Bridgwater et al. (2002)
IGCC, Kohle	0,87 (k_i)	1990 - ?	MacGregor et al. (1991)

^{a)} (k_p) PR bezogen auf spezifische Produktionskosten, (k_i) PR bezogen auf spezifische Investitionen, Anmerkungen: IGCC: Integrated Gasification Combined Cycle

Die Datenbasis von Junginger (2005) ist am umfangreichsten und umfasst im Fall der Stromerzeugung in Biomasse-BHKWs in Schweden 12 abgewickelte Anlagen. Im Fall der Biogasproduktion wurden 23 abgewickelte Anlagen untersucht. Auffällig bei der Biogasproduktion ist, dass die Kosten in den 1990er Jahren nicht mehr gefallen sind, was an der hohen Nachfrage und den damit steigenden Preisen für Bioabfälle liegt.

Die Abschätzungen von Solantausta et al. (1996) und Bridgwater (2002) beziehen sich auf die Studie von Elliot (1993) zur Stromerzeugung aus Biomasse-IGCC-Anlagen in Brasilien. Bei den Fortschrittsfaktoren sind Skaleneffekte mit enthalten. Die Autoren gehen davon aus, dass sich nach der zehnten Anlage die spezifischen Investitionen für die Anlagen halbiert haben. Faaij et al. (1998) bezieht sich auf Untersuchungen von EPRI für neue Anlagentypen zur Stromerzeugung, die mit denen von Elliot (1993) identisch sind. Auf welcher Basis die Abschätzungen der Fortschrittsfaktoren von Tseng et al. (1999) und Kouvaritakis et al. (2000) erfolgten, kann nicht nachvollzogen werden.

4.4.5 Bewertung und Einsatz von Lernkurven

Abschließend ist festzuhalten, dass sich Lernkurven in der Wissenschaft und in Industrieunternehmen als Szenarienwerkzeug etabliert haben, die Orientierungswerte für mittel- und langfristige Kosten liefern. Es gibt jedoch eine Fülle von technischen, ökonomischen, politischen und umweltrelevanten Faktoren, die das Vorhandensein und die Geschwindigkeit von Lernen in Produktionssystemen beeinflussen. Es wird mehrfach erwähnt, dass das Produktionssystem mit einer führenden Technologie arbeiten, und darüber hinaus einem Kostensenkungsdruck ausgesetzt sein muss, damit sich die Produktionskosten nach einer Lernkurve entwickeln.

Die untersuchten Lernkurven zeigen darüber hinaus, dass sich erst bei einer Betrachtung von 10 bis 20 Jahren der formelmäßige Zusammenhang herauskristallisiert. Dabei sollte die Anzahl der untersuchten Anlagen größer als 10 sein und ein kontinuierlicher Zubau stattfinden, d.h. ein Zubau mit Zeitverzug. Bei gleichzeitigem Aufbau von mehreren Anlagen macht sich der Lerneffekt erst Jahre später bemerkbar.

Durch Anlagenvergrößerung während des Zubaus werden Lerneffekte durch Skaleneffekte überlagert und verzerrt. Dies muss bei der Abschätzung von Lernen in Produktionssystemen berücksichtigt werden.

Aus den beiden oben genannten Kriterien für das Arbeiten mit Lernkurven lässt sich schließen, dass Lernkurven, die für die künftige Entwicklung von neuen Produktionssystemen herangezogen werden, nur eine Aussagekraft in Verbindung mit einem Szenario haben, in dem die Zeiträume, die unterstellten Anlagengrößen und die Rahmenbedingungen der Entwicklung definiert werden.

Welcher Typ von Lernkurve verwendet wird, hängt einerseits vom Analyserahmen ab, andererseits spielt die Verfügbarkeit von Daten eine große Rolle. Die am meisten verwendeten Lernkurventypen bilden die spezifischen Produktionskosten oder die spezifischen Investitionen ab. Lernkurven, die die Entwicklung der spezifischen Produktionskosten abbilden, werden allerdings verzerrt, wenn sich die Preise für Edukte und Betriebsstoffe unverhältnismäßig stark verändern (siehe Biogasproduktion in Dänemark). Durch die Abbildung der Entwicklung der spezifischen Investitionen wird dies vermieden. Es werden allerdings nur Lerneffekte bei den Investitionen, dem Ausnutzungsgrad und dem Prozesswirkungsgrad berücksichtigt. Lernpotenziale bei Energieeinsparung, Personal oder Instandhaltung werden hier außen vor gelassen.

Aufgrund der hier gewonnenen Erkenntnisse wird ein neuer Typ Lernkurve eingeführt, der bis auf die Kosten für die Edukte alle Kostenblöcke beinhaltet. Auf

der einen Seite werden die Lernkurven durch Veränderungen der Eduktkosten nicht verzerrt, auf der anderen Seite werden alle sonstigen Kostenblöcke berücksichtigt, in denen Lernen stattfinden kann.

Für das Lernen in der Schnellpyrolyse-Modellanlage wird der neue Typ von Lernkurve benutzt, und es werden nur Anlagen gleicher Größe berücksichtigt, um eine möglichst genaue Abbildung des Lernens zu erzielen. Ausgehend von den analysierten Fortschrittsfaktoren für verschiedene Technologien für die spezifischen Produktionskosten und Investitionen, sowie den Annahmen für die Modellanlage wird ein Fortschrittsfaktor von 0,9 angenommen. Darüber hinaus wird in Kapitel 5 das Szenario aufgebaut, in dem die Rahmenbedingungen und der Zubau (Anzahl der Anlagen, Zeitraum des Zubaus) beschrieben werden.

4.5 Bewertung der methodischen Ansätze

Für das in Kap. 4.1 bis Kap. 4.4 aufgebaute Gleichungssystem zur Bilanzierung der Schnellpyrolyse-Modellanlagen wurden Vereinfachungen getroffen, die für das Entwicklungsstadium der Schnellpyrolyse angemessen sind. Durch die Vereinfachungen gehen jedoch Fehler in die Bilanzierung mit ein, die durch eine Sensitivitätsanalyse bewertet werden.

Die zweite Fehlerquelle liegt in den Eingangsdaten des Gleichungssystems. Aufgrund des frühen Entwicklungsstadiums konnten diese Daten teilweise nicht exakt ermittelt werden. In diesen Fällen wurden eigene Abschätzungen durchgeführt. Dafür wurden ähnliche Daten aus Literatur und/oder Interviews herangezogen. Danach erfolgte die Anpassung dieser Daten an die Umgebung der Modellanlage. Die so gewonnenen Daten wurden nochmals durch Interviews auf Plausibilität geprüft.

5 Prozesskettenanalyse zur Schnellpyrolyse

In den vorangegangenen Kapiteln wurde die Grundlage für die Berechnung der technischen und der ökonomischen Kenngrößen geschaffen. In diesem Kapitel werden die Ergebnisse der Prozesskettenanalyse präsentiert und durch eine Sensitivitätsanalyse eingeordnet und bewertet. Die Berechnungen sind im Anhang dargelegt. Bei der Berechnung wird von einer Neuanlage mit einer Größe von $50 \text{ MW}_{\text{in}}$ ausgegangen.

5.1 Massen- und Energiebilanz der Schnellpyrolyse

5.1.1 Kenngrößen für die Massen- und die Energiebilanz

Zentraler Bestandteil der Massen- und Energiebilanz der Schnellpyrolyse ist die Produktausbeute. In Tab. 5.1 sind die Produktausbeuten der Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz dargestellt, wie sie sich nach dem heutigen Stand der Technik in einer Laboranlage realisieren lassen.

Die auftretenden Verluste sind nach Henrich (2005) auf Verlegungen und Ungenauigkeiten bei der Berechnung der Produktausbeute zurückzuführen. Die größten Ungenauigkeiten rühren daher, dass leichtflüchtige Kondensatbestandteile in die Gasphase gelangen und dort nicht detektiert werden können.

Nach Aussage von Henrich (2005) werden größere Anlagen mit ca. 3 % Verlusten gefahren werden können, die durch exotherme Reaktionen im Reaktor zustande kommen. Verlegungen werden die Ausbeute im stationären Betrieb von kommerziell betriebenen Anlagen kaum beeinflussen.

Tab. 5.1: Untersuchungen zur Produktausbeute und zu den Heizwerten der Pyrolyseprodukte – FZK-/LR-Laboranlage

Pyrolyse- produkte	Stroh (getr.) ^{b)}			Waldrestholz (getr.) ^{b)}		
	Ausbeute (Gew.-%)	Heizwert H_i (MJ/kg)	Ausbeute (Energie %)	Ausbeute (Gew.-%)	Heizwert H_i (MJ/kg)	Ausbeute (Energie %)
Gas	22,8	5,7 ^{a)}	8,4	15,6	7,8 ^{a)}	7,8
Kondensat	53,7	14,6	50,9	68,9	15,2	65,8
Koks	23,5	18,4	28,1	15,5	14,9	14,5
Summe	100,0	-	87,4	100,0	-	88,1
Slurry	77,2	15,8	79,0	84,4	15,1	80,3

Quelle: Raffelt et al. (2005); ^{a)} ITC-CPV und Lurgi-Lentjes (2004), ^{b)} Wassergehalt Stroh $w=6,5 \%$; WRH $w=7,7 \%$; sonstige Zusammensetzung vgl. Tab. 3.1 (S. 22)

Tab. 5.2: Annahmen zur Produktausbeute und zu den Heizwerten der Pyrolyseprodukte – Modellanlage

Pyrolyse- produkte	Stroh (getr.)			Waldrestholz (getr.)		
	Ausbeute (Gew.-%)	Heizwert H_i (MJ/kg)	Ausbeute (Energie %)	Ausbeute (Gew.-%)	Heizwert H_i (MJ/kg)	Ausbeute (Energie %)
Gas	20,0	6,1	7,9	14,0	8,3	7,3
Kondensat	56,0	16,5	60,0	70,0	17,0	74,8
Koks	24,0	19,0	29,6	16,0	15,5	15,6
Summe	100,0	-	97,5	100,0	-	97,7
Slurry	80,0	17,25	89,6	86,0	16,7	90,4

Für die Modellanlage werden die in Tab. 5.2 dargestellten Produktausbeuten herangezogen. Sie ergeben sich in Anlehnung an Tab. 5.1, den oben beschriebenen Erkenntnissen über die Ungenauigkeiten bei der Bestimmung dieser Daten und Angaben von Bridgwater (2000). Die Gaszusammensetzungen und die Heizwerte der Modell-Pyrolysegase sind im Anhang A4 dargestellt.

Bei der energetischen Bilanzierung der Modellanlage werden die thermischen Verluste an die Umgebung genauso vernachlässigt, wie die thermische Energie, die die Biomasse durch Zerkleinerung und Trocknung aufnimmt. In erster Näherung gleichen sich der Verlust und diese zugeführte Energie aus. Die wesentlichen Betriebsstoffe und Hilfsenergien (Wärme und elektrische Energie), die für den Betrieb der Anlage und für die Erstellung der Massen- und Energiebilanz benötigt werden, werden im Folgenden dargelegt.

Tab. 5.3: Kenngrößen zur Massen- und Energiebilanz – Pyrolyseeinheit – Anlagengröße 50 MW_{in}

	Einheit	Stroh	Waldrestholz
Pyrolyseeinheit			
installierte elektrische Leistung ^{a)}	kW_{el}	800	800
Wärmezuführung			
spezifischer Wärmebedarf im Reaktor ^{b)}	MJ/kg BM (getr., R_{in})	1,0	1,0
Sandkreislauf			
Sand-Biomasse-Verhältnis ^{c)}	-	10	10
Sandbedarf ^{c)}	kg Sand/kg BM (getr., R_{in})	0,02	0,02
Energie Pyrolysegas (PE)	MJ/kg BM (getr., R_{in})	1,22	1,16
Zusätzlicher Brennstoff zur Wärmebereitstellung im Steigrohr zur Sandaufheizung		Biogas	WRH (roh)
Spezifischer Massenbedarf an zusätzlichem Brennstoff ^{d)}	kg /kg BM (getr., R_{in})	0,06	0,10
energetischer Wirkungsgrad Wärmebereitstellung ^{e)}	-	0,85	0,85

Quelle: ^{a)} in Anlehnung an Peacocke und Bridgwater (2004), ^{b)} siehe Berechnungen Anhang A5, ^{c)} in Anlehnung an Henrich et al. (2005) und Henrich (2005), ^{d)} siehe Berechnungen Anhang A6, ^{e)} eigene Abschätzung; Anmerkungen: PE: Primärenergie, BM: Biomasse, R_{in} : Reaktor Eingang, WRH: Waldrestholz

Chemische Prozessapparaturen (Pyrolyseeinheit) und Feststoffverarbeitungsanlagen (zur Förderung, Zerkleinerung und Trocknung der Biomasse, sowie Slurryherstellung) stellen dabei die größten Verbraucher dar. Die Kenngrößen für die Berechnung der Massen- und Energiebilanz dieser beiden Bereiche sind in Tab. 5.3 und Tab. 5.4 dargestellt.

Der Wert für die installierte elektrische Leistung der Pyrolyseeinheit (siehe Tab. 5.3) beruht auf eigenen Abschätzungen in Anlehnung an Peacocke und Bridgwater (2004). Der spezifische Wärmebedarf im Reaktor wird im Anhang A5 unter idealisierten Bedingungen berechnet. Der Sandkreislauf wurde in Kap. 3.3 beschrieben. Die Angaben zum Sand-Biomasse-Verhältnis und zum Sandbedarf stammen von Henrich et al. (2005) und Henrich (2005).

Tab. 5.4: Kenngrößen zur Massen- und Energiebilanz – Feststoffförderung, Zerkleinerung und Trocknung, sowie Slurryherstellung – Anlagengröße 50 MW_{in}

	Einheit	Stroh	Waldrestholz
Förderanlagen			
installierte elektrische Leistung	kW _{el}	240 ^{a), b)}	320 ^{a), b)}
Zerkleinerung			
Art der Zerkleinerung 1. Stufe	-	Ballenauflöser	Schlagzerspanner
installierte elektrische Leistung	kW _{el}	350 ^{b)}	340 ^{a), b)}
Art der Zerkleinerung 2. Stufe	-	Schlagzerspanner	Querstrommühle
installierte elektrische Leistung	kW _{el}	320 ^{a)}	340 ^{a), b)}
Trocknung			
Art des Trockners	-	Fasertrockner	Trommeltrockner
installierte elektrische Leistung	kW _{el}	180 ^{a)}	215 ^{a), b)}
Beheizung	-	direkt	direkt
Wassergehalt am Eingang	%	14	35
Wassergehalt am Ausgang	%	7	7
spezifische Wärmeleistung (PE) ^{a)}	MWh PE/t Wasser	1,1	1,0
spezifische Wärmeleistung (PE) ^{a)}	MWh PE/t BM (getr., Tr _{out})	0,09	0,43
energetischer Wirkungsgrad Wärmebereitstellung ^{b)}	-	0,85	0,85
spezifischer Wärmebedarf q _{Tr}	MJ/kg BM (getr., Tr _{out})	0,27	1,32
Wärmeinhalt der RG aus Sandheizer ^{c)}	MJ/kg BM (getr., R _{in})	0,54	0,54
Zusätzlicher Brennstoff zur Wärmebereitstellung im Trockner		-	WRH (roh)
Spezifischer Massenbedarf an zusätzlichem Brennstoff	kg /kg BM (getr., R _{in})	-	0,04 ^{c)}
Mischer zur Slurryherstellung			
installierte elektrische Leistung ^{c)}	kW _{el}	300	300

Quelle: ^{a)} Firmenangaben, ^{b)} eigene Abschätzungen; ^{c)} siehe Berechnungen Anhang A7; Anmerkungen: PE: Primärenergie, RG: Rauchgase, Tr_{out}: Trockner Ausgang

Der Wärmebedarf zur Aufheizung des Sands wird im Anhang A6 wiederum unter idealisierten Bedingungen berechnet. Die Energie des Pyrolysegases reicht dabei nicht aus, um den Sand aufzuheizen, und es werden zusätzliche Brennstoffe benötigt. Die Wahl des zusätzlichen Brennstoffs wurde in Kap. 3.3 erläutert, die Masse an zusätzlichem Brennstoff wird im Anhang A6 theoretisch berechnet. Der energetische Wirkungsgrad der Wärmebereitstellung bzw. der Verbrennung beruht auf eigener Abschätzung (siehe auch Anhang A4).

Die in Tab. 5.4 dargestellten Förderanlagen, Zerkleinerungsmaschinen und der Mischer zur Slurryherstellung verbrauchen hauptsächlich elektrische Energie. Die Angabe für die benötigte elektrische Energie für die pneumatische Förderung der Biomasse stammt von der Fa. Lübke. Der Bedarf an elektrischer Energie für Kräne und Förderbänder wurde abgeschätzt. Die Angaben für die elektrische Leistung der Schlagzerspaner und Querstrommühlen stammen von der Fa. Pallmann. Die installierte Leistung des Ballenauflösers beruht auf eigener Abschätzung. Die Auswahl der Trockner, sowie die Angaben für den spezifischen Wärmebedarf und der installierten elektrischen Leistung stammen von der Fa. Schenkman und Piel. Der Wärmestrom aus der Pyrolyseeinheit wird zur Trocknung der Biomasse benutzt (siehe auch Anhang A7). Im Fall von Stroh reicht der Wärmestrom aus, um das Stroh zu trocknen. Im Fall von Waldrestholz muss zusätzlich Waldrestholz zur Trocknung bereitgestellt werden. Die Berechnungen zum Bedarf an zusätzlichem Waldrestholz finden sich im Anhang A7. Die installierte elektrische Leistung für den Mischer zur Slurryherstellung beruht auf eigenen Abschätzungen.

Lager, Nebenanlagen und Hilfsbetriebsanlagen verbrauchen ebenfalls Betriebsstoffe und Energie. Die Arten und Größen dieses Verbrauchs sind aufgrund des frühen Entwicklungsstadiums schwer abzuschätzen. Die benötigten Betriebsstoffe der Lager, Nebenanlagen und Hilfsbetriebsanlagen werden in erster Näherung vernachlässigt, und es wird nur von einer installierten elektrischen Leistung von $200 \text{ kW}_{\text{el}}$ ausgegangen.

5.1.2 Ergebnisse der Massen- und der Energiebilanz

Mit den Kenngrößen aus Tab. 5.3 und Tab. 5.4, sowie dem Gleichungssystem aus Kapitel 4.1 lassen sich die Massen- und Energiebilanzen für die Schnellpyrolyse aufbauen. Im Anhang A8 sind sie in tabellarischer Form für die 50-MW_{in} -Modellanlage dargelegt. In Abb. 5.1 und Abb. 5.2 sind die Massen- und Energiebilanzen der Modellanlagen für Stroh und für Waldrestholz graphisch dargestellt.

Folgende Ergebnisse werden aus den Diagrammen ersichtlich:

- Die energetische Ausbeute an Slurry liegt zwischen 91 bzw. 97 % bezogen auf die Energie des zu pyrolysierenden Strohs bzw. Waldrestholz im Rohzustand (Bilanzraum Anlage). Die energetische Ausbeute an Slurry um die Schnellpyrolyseeinheit liegt, wie auch in Tab. 5.2 gezeigt, bei ca. 90 %.
- Die Schnellpyrolyse führt bei Stroh (Quaderballen) bzw. Waldrestholz (Hackschnitzel) zu einer Erhöhung der Energiedichte ρ_E um den Faktor 11 bzw. 6. Diese Unterschiede sind vor allem mit der sehr geringen Dichte von Strohballen im Gegensatz zu Hackschnitzeln aus Waldrestholz zu erklären. Berechnet wird die Energiedichte aus den Heizwerten in Abb. 5.1 und Abb. 5.2 multipliziert mit der Schüttdichte der Edukte aus Tab. 3.1 (Seite 22) bzw. der Dichte für Slurry ($\rho=1,2 \text{ t/m}^3$).
- Für die Wärmezufuhr im Reaktor und für die Trocknung wird zusätzlich zum Pyrolysegas Energie benötigt. Sie beträgt 7,0 bzw. 14,0 % der eingesetzten Biomasseenergie für Stroh bzw. Waldrestholz.
- Durch die Trocknung erhöht sich die Energie der Biomasse. Der Heizwert der Biomasse nimmt dabei nach Gl. 4.2 (Seite 40) zu, der Massenstrom der Biomasse nimmt durch die Trocknung ab. Wasserdampf und Rauchgase aus der Trocknung werden wie in Kapitel 3 beschrieben nach einer oder mehreren Reinigungsstufen in die Umwelt emittiert. Aufgrund dieser Tatsache wird hier keine energetische Nutzung der im Wasserdampf und in den Rauchgasen enthaltenen Energie (bei rd. 120 °C) unterstellt.
- Für die Schnellpyrolyse werden rd. 7 % der eingesetzten Biomasseenergie benötigt. Diese wird in Form von heißem Sand zugeführt. Für die Aufheizung des Sands muss ca. doppelt so viel Energie aufgebracht werden.
- Die Rauchgase, die zur Aufheizung des Sands herangezogen werden, enthalten nach der Aufheizung noch die Hälfte ihrer Energie. Ein Teil dieser Energie wird bei der Abkühlung der Rauchgase als Nutzwärme frei, bevor diese gereinigt werden können (siehe Kapitel 3).
- Im Fall von Stroh enthalten die Rauchgase nach der Aufheizung des Sands mehr Energie als für die Trocknung benötigt wird. Dadurch werden 4,4 % der eingesetzten Biomasseenergie als Nutzwärme frei, die z.B. zur Luftvorwärmung oder Gewinnung von elektrischer Energie eingesetzt werden kann.

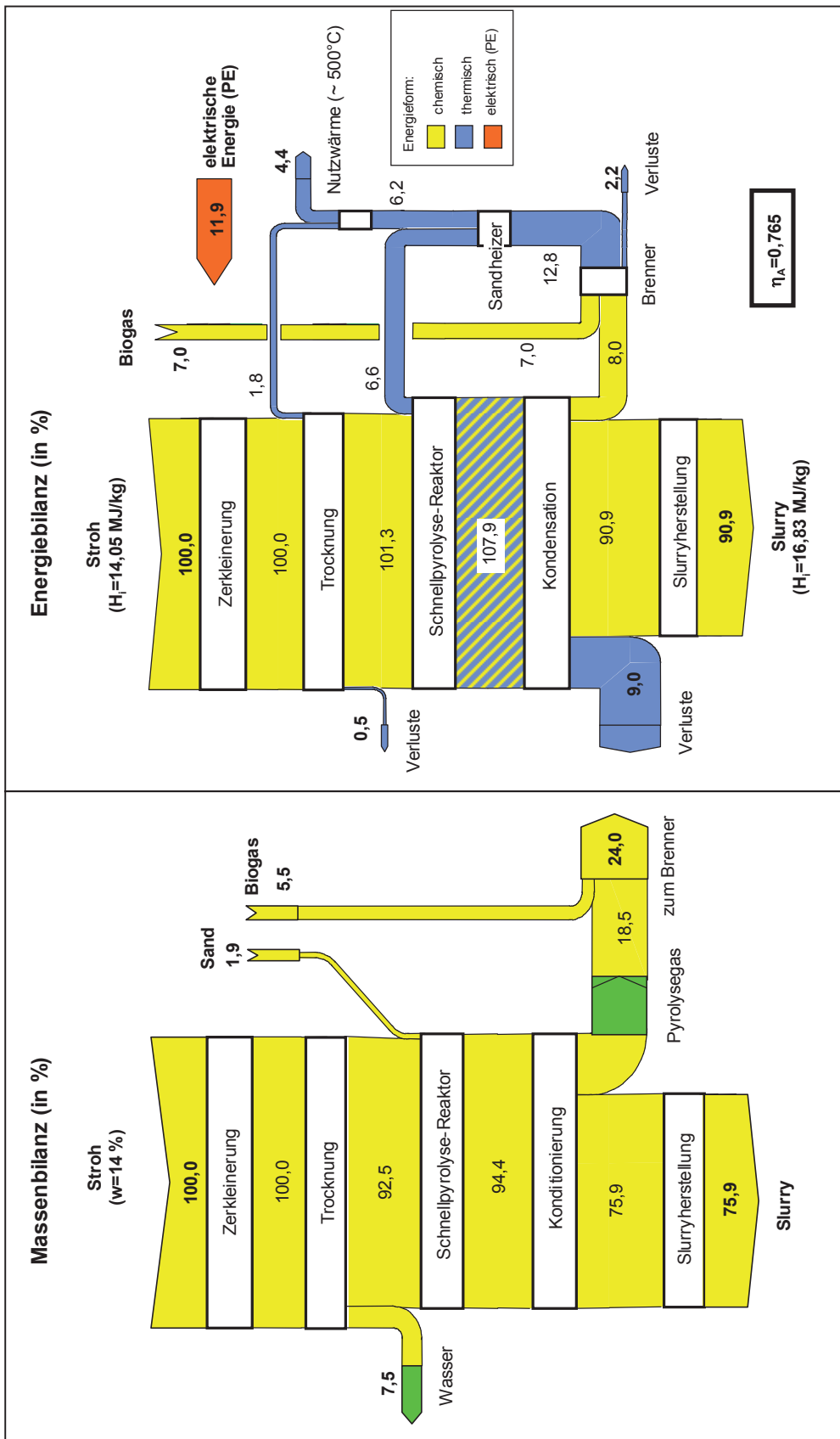


Abb. 5.1: Massen- und Energiebilanz zur Schnellpyrolyse von Stroh

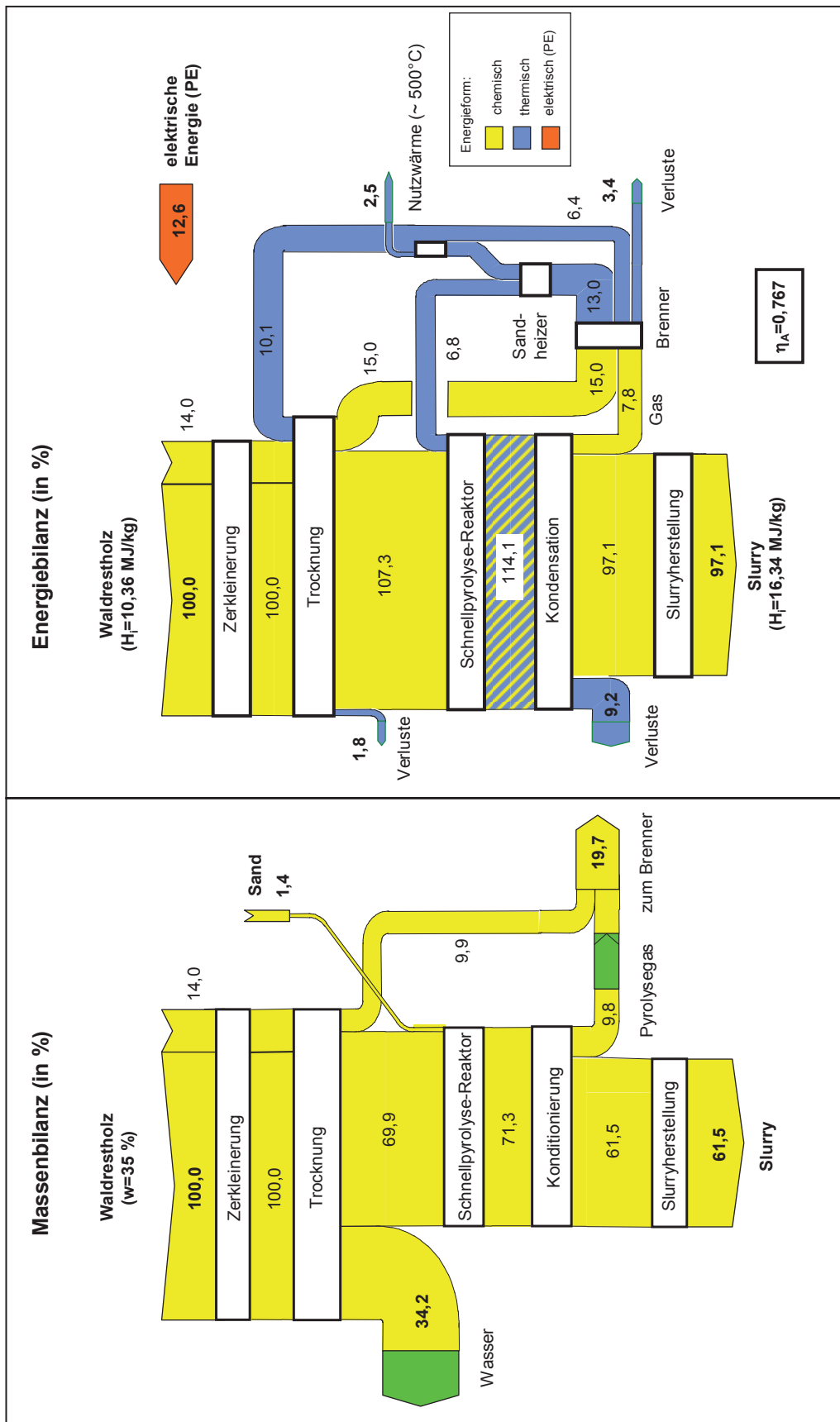


Abb. 5.2: Massen- und Energiebilanz zur Schnellpyrolyse von Waldrestholz

- Im Fall von Waldrestholz reicht die Energie der Rauchgase aus dem Steigrohr nicht aus, um die Hackschnitzel zu trocknen. Hier muss zusätzlich Energie bereitgestellt werden.
- Dem Sandkreislauf muss kontinuierlich Sand zugeführt werden, weil mit der Zeit fein gemahlener Sand den Kreislauf mit den Pyrolyseprodukten verlässt.
- Die Pyrolyseprodukte Gas und Kondensat werden durch die Kondensation der heißen Produktgase gewonnen. Hierbei wird angenommen, dass dies in einer direkten Kondensationsstufe geschieht. Die abzuführende Wärme liegt in diesem Fall bei einer deutlich unter 100 °C liegenden Temperatur und wird als Verlust ausgewiesen. Dieser ist mit rd. 9 % der eingesetzten Biomasseenergie recht hoch. Bei einer 50-MW_{in}-Anlage müssen 4,5 MW an Wärme abgeführt werden.

Eine fraktionierte Kondensation könnte Wärme mit einer Temperatur von rd. 100 °C liefern. Diese Niedertemperaturwärme kann für Heizzwecke in der

Anlage oder als Fernwärme Verwendung finden. Fernwärme ist allerdings mit nicht zu vernachlässigenden Investitionen verbunden, und es bedarf eines Standorts, an dem die Wärme auch über das Jahr verteilt benötigt wird. Der Bedarf an Niedertemperaturwärme in der Anlage liegt deutlich unter der anfallenden Wärmemenge aus der Kondensation. Die Option der fraktionierten Kondensation gilt es im weiteren Verlauf der Entwicklung detailliert zu prüfen.

- Der Hauptteil des Bedarfs an elektrischer Energie, der ca. 4 % der eingesetzten Biomasseenergie beträgt, wird jeweils zur Hälfte für die Zerkleinerung und Trocknung und für die Schnellpyrolyse und Slurryherstellung benötigt. In den Sankeydiagrammen ist der Bedarf an elektrischer Energie als Primärenergie dargestellt, um ihn mit der Energie der Biomasse vergleichen zu können.
- Der Anlagenwirkungsgrad liegt bei rd. 76,5 % der eingesetzten Biomasseenergie.

Die Energiebilanz der Schnellpyrolyse für Stroh und Waldrestholz zeigt, dass der energetische Wirkungsgrad über die Anlagengrenze (Energie Slurry/Energie der zu pyrolysierenden Biomasse_(roh)) mit 91 bzw. 97 % bei Stroh bzw. Waldrestholz im Vergleich zu anderen Konversionsverfahren hoch ist. Dies trifft auch noch zu, wenn der energetische Wirkungsgrad über die Grenze der Schnellpyrolyseeinheit herangezogen wird, der für Stroh und Waldrestholz bei ca. 90 % liegt.

Für den Prozess wird jedoch zusätzlich Energie für Wärme und Elektrizität benötigt. Der Bedarf an zusätzlicher Primärenergie liegt bei 19 bzw. 27 % der Energie des zu pyrolysierenden Stroh bzw. Waldrestholz im Rohzustand (Energie für Prozess/Energie der zu pyrolysierende Biomasse_(roh)). Der Anlagenwirkungsgrad der Schnellpyrolyse-Modellanlagen (Energie Slurry/(Energie der zu pyrolysierenden Biomasse_(roh)+Energie für Prozess) beträgt dadurch ca. 76,5 %, womit der hohe energetische Wirkungsgrad der Schnellpyrolyse wieder relativiert wird. Die Massen- und die Energiebilanz lässt sich auf die weiteren Schnellpyrolyse-Verfahren, die Sand als Wärmeträger einsetzen, in erster Näherung übertragen.

In der Kondensationsstufe müssen rd. 9 % der eingesetzten Biomasseenergie als Wärme abgeführt werden. Diese Tatsache kann Auswirkungen auf den Standort der Anlagen haben, da eine Wärmeabfuhr in natürliche Gewässer Vorteile gegenüber einer Wärmeabfuhr im Kreislaufprozess hat.

5.2 Ökonomische Kenngrößen der Schnellpyrolyse

Mit den Kenngrößen der Massen- und Energiebilanz werden im Folgenden die ökonomischen Kenngrößen der Schnellpyrolyse-Modellanlage für Stroh und Waldrestholz berechnet.

5.2.1 Kapitalgebundene Kosten

In Tab. 5.6 und Tab. 5.7 sind die Daten für Investitionen, Instandhaltung und Größendegression der Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz dargestellt. Die Herkunft der Daten wird in den nächsten Abschnitten erläutert.

Investitionen

Die Abschätzung der Investitionen für die Modell-Pyrolyseeinheit basiert auf einer Vorkalkulation für eine LR-Pyrolyseeinheit (50 MW_{in}) für Biomasse, die von der Fa. Lurgi-Lentjes unter Leitung von Weiss (2003) durchgeführt wurde. Grundlage für die Kalkulation war die Ingolstadt-LR-Anlage (siehe Kapitel 2.2). Demnach betragen die Investitionen für die Pyrolyseeinheit bei Stroh und Waldrestholz bei einem Sand-Biomasse-Verhältnis von 10 rd. 20 Mio. €.

In Tab. 5.5 ist die Investitionsstruktur der Pyrolyseeinheit wiedergegeben. Mit Hilfe der Investitionsstruktur und dem gesamten Kapitalbedarf lassen sich die Investitionen für Apparate und Maschinen berechnen. Diese belaufen sich danach auf rd. 5,7 Mio. €. Die Methode der Investitionsstruktur wird hier herangezogen, um die abgeschätzten Investitionen mit Angaben aus der Literatur vergleichen zu können.

Tab. 5.5: Investitionsstruktur der Pyrolyseeinheit (50 MW_{in})

Apparate und Maschinen	100
Nebenkomponenten	
Rohrleitungen	30
Instrumente MRS	25
elektrische Einrichtungen	10
Fundamente, Apparategerüste, Gebäude	35
Isolierung und Anstriche	20
Montage/Bau	30
Baustelleneinrichtungen	30
direkte Anlagenkosten	Σ 280
Engineering	30
Genehmigung	5
Bauzinsen	5
Unvorhergesehenes	30
indirekte Anlagenkosten	Σ 70
Gesamt	Σ 350

Quelle: eigene Abschätzung in Anlehnung an Peters et al. (2003);

Anmerkung: Angaben in %

Solantausta et al. (1996) und Bridgwater et al. (2002) haben aus Informationen von verschiedenen Schnellpyrolyse-Projekten Korrelationen für die Investitionen von Pyrolyseeinheiten abgeleitet. Nach der Korrelation von Solantausta belaufen sich die Investitionen für eine 50-MW_{in}-Pyrolyseeinheit auf rd. 27,4 Mio. € (€ 2003). Der Zuschlagsfaktor zur Umrechnung von Apparaten und Maschinen auf den gesamten Kapitalbedarf wird mit 4,73 angegeben. Danach ergibt sich ein Investitionsbedarf für Maschinen und Apparate von rd. 5,8 Mio. €. Dieser Wert liegt sehr nahe an den Abschätzungen der Investitionen für die Modellanlage. Der Zuschlagsfaktor ist jedoch für diesen Anlagentyp ungewöhnlich hoch.

Nach der Korrelation von Bridgwater ergibt sich für eine Anlagegröße von 50 MW_{in} ein Investitionsbedarf für die Pyrolyseeinheit von 13,3 Mio. € (€ 2003), mit einer ähnlichen Investitionsstruktur wie bei Solantausta. Die Investitionen für Apparate und Maschinen belaufen sich auf rd. 2,8 Mio. €. Sie liegen damit rd. 50 % unter den Abschätzungen der Modellanlage und von Solantausta. Es ist zu erkennen, dass in der Literatur noch keine übereinstimmenden und detaillierten Angaben über Investitionen und die Investitionsstruktur von Schnellpyrolyse-Anlagen vorhanden sind.

Für die Korrelationen wurden von Bridgwater und Solantausta u.a. Daten über Investitionen für Demonstrationsanlagen zugrunde gelegt. Komponenten kommerzieller Anlagen haben aufgrund von längeren Betriebszeiten ein ganz anderes Anforderungsprofil als Pilotanlagen. Nach Aussage von Rentz (2002) ist daher eine Berechnung der Investitionen von kommerziellen Anlagen mit Hilfe der In-

vestitionen von Pilot- oder Demonstrationsanlagen mit Hilfe der Kapazitätsmethode ungenau und nicht zu empfehlen.

Tab. 5.6: Investitionen, Größendegressionsexponenten und Instandhaltungsfaktoren für eine Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh ($50 \text{ MW}_{\text{in}}$)

Anlagenteile (AT)	Invest. I_{AT} (Mio. €)	Größendegressionsexponenten m_{IAT}		Instandhaltungsfaktor f_{IH} (1/a)
		bis max. Größe ^{a)}	bei modularem Aufbau	
Chemische Prozessapparaturen	$\Sigma 20,00$			
Pyrolyseeinheit	20,00 ^{a), b)}	0,70	0,85 ab $250 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{a)}	0,04 ^{a)}
Feststoff-Verarbeitungsanlagen	$\Sigma 2,79$			
<i>Anlagen zur Förderung</i>				
Kräne	0,40 ^{b)}	0,60	0,90 ab $50 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{b)}	0,04
Förderbänder	0,10 ^{b)}	0,80	0,90 ab $50 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{b)}	0,04
Pneumatische Förderung	0,23 ^{a), b)}	0,70	0,85 ab $50 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{b)}	0,04
<i>Maschinen zur Zerkleinerung</i>				
Ballenauflöser	0,05 ^{b)}	0,60	0,90 ab $50 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{c)}	0,15
Schlagzerspaner	0,21 ^{a)}	0,60	0,90 ab $50 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{b)}	0,15 ^{a)}
<i>Trocknungsanlage</i>				
Fasertrockner	1,50 ^{a)}	0,60 ^{a)}	0,85 ab $250 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{a)}	0,02 ^{a)}
<i>Slurryherstellung</i>				
Mischer	0,30 ^{b)}	0,60	0,90 ab $250 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{b)}	0,04
Lager	$\Sigma 3,17$			
Lagerhalle Stroh	3,00 ^{c)}	0,65	0,90 ab $50 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{c)}	0,01 ^{c)}
Silo Zwischenlager Strohpartikel	0,16 ^{b)}	0,65	0,90 ab $25 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{a)}	0,01
Lagerhalle Sand	0,01 ^{b)}	0,65	0,90 ab $250 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{b)}	0,01
Hilfsbetriebsanlagen	$\Sigma 2,73$			
(12 % der Investitionen für chemische Prozessapparaturen und Feststoff-Verarbeitungsanlagen)	2,73 ^{d)}	0,70	0,85 ab $250 \text{ MW}_{\text{in}}$ ^{b)}	0,04
Nebenanlagen/ Geländeerschließung	$\Sigma 1,23$			
Nebenanlagen	0,63 ^{b)}	0,65		0,01
Geländeerschließung	0,60 ^{b)}	1,00		0,01
Summe Investitionen	29,92	^{a)} Firmenangabe		
Projektierungskosten (3 % der Summe Investitionen) ^{e)}	0,90 ^{d)}	^{b)} eigene Berechnungen, Abschätzungen		
Unvorhergesehenes (5 % der Summe Investitionen) ^{e)}	1,50 ^{d)}	^{c)} in Anlehnung an Strehler (1997)		
Gesamtinvestition I_0	32,32	^{d)} in Anlehnung an Peters et al. (2003)		

Tab. 5.7: Investitionen, Größendegressionsexponenten und Instandhaltungsfaktoren für eine Schnellpyrolyse-Anlage für Waldrestholz (50 MW_{in})

Anlagenteile (AT)	Invest. I _{AT} (Mio. €)	Größendegressions- exponenten m _{I_{AT}}		Instand- haltungs- faktor f _{III} (1/a)
		bis max. Größe ^{a)}	bei modularem Aufbau	
Chemische Prozessapparaturen	Σ 20,00			
Pyrolyseeinheit	20,00 ^{a), b)}	0,70	0,85 ab 250 MW _{in} ^{a)}	0,04 ^{a)}
Feststoff-Verarbeitungsanlagen	Σ 3,57			
<i>Anlagen zur Förderung</i>				
Förderbänder	0,11 ^{b)}	0,80	0,90 ab 75 MW _{in} ^{b)}	0,04
Pneumatische Förderung	0,33 ^{a)}	0,70	0,85 ab 75 MW _{in} ^{b)}	0,04
<i>Maschinen zur Zerkleinerung</i>				
Schlagzerspaner	0,22 ^{a)}	0,60	0,90 ab 75 MW _{in} ^{a)}	0,15 ^{a)}
Querstrommühle	0,15 ^{a)}	0,60	0,90 ab 75 MW _{in} ^{a)}	0,15
<i>Trocknungsanlage</i>				
Trommeltrockner	2,46 ^{a)}	0,60 ^{a)}	0,85 ab 250 MW _{in} ^{a)}	0,02 ^{a)}
<i>Slurryherstellung</i>				
Mischer	0,30 ^{b)}	0,60	0,90 ab 250 MW _{in} ^{b)}	0,04
Lager	Σ 0,82			
Lagerhalle Hackschnitzel	0,73 ^{b)}	0,65	0,90 ab 100 MW _{in} ^{b)}	0,01 ^{c)}
Silo Zwischenlager Holzpartikel	0,08 ^{b)}	0,65	0,90 ab 50 MW _{in} ^{b)}	0,01
Lagerhalle Sand	0,01 ^{b)}	0,65	0,90 ab 250 MW _{in} ^{b)}	0,01
Hilfsbetriebsanlagen	Σ 2,83			
(12 % der Investitionen für che- mische Prozessapparaturen und Feststoff-Verarbeitungsanlagen)	2,83 ^{c)}	0,70	0,85 ab 250 MW _{in} ^{b)}	0,04
Nebenanlagen/ Geländeerschließung	Σ 1,17			
Nebenanlagen	0,63 ^{b)}	0,65		0,01
Geländeerschließung	0,54 ^{b)}	1,00		0,01
Summe Investitionen	28,39	^{a)} Firmenangabe		
Projektierungskosten (3 % der Summe Investitionen)	0,85 ^{c)}	^{b)} eigene Berechnungen, Abschätzungen		
Unvorhergesehenes (5 % der Summe Investitionen)	1,42 ^{c)}	^{c)} in Anlehnung an Peters et al. (2003)		
Gesamtinvestition I₀	30,66			

Die Investitionen für den Mischer zur Slurryherstellung, wie auch für Kräne und Förderbänder, wurden durch eigene Abschätzung gewonnen. Die Investitionen für die pneumatische Förderung von Stroh und Waldrestholz wurden auf der Basis von Angaben der Fa. Lübke ermittelt. Der Preis für den Schlagzerspanner und die Querstrommühle stammt von der Fa. Pallmann. Die Angabe für den Ballenauflöser beruht auf eigener Abschätzung. Bei der Fa. Schenkman und Piel wurden die Richtpreise für den Fasertrockner und den Trommeltrockner eingeholt.

Die Investitionen für das Strohlager (siehe Tab. 5.6) berechnen sich aus dem Einheitspreis von 125 €/m³ (in Anlehnung an Strehler, 1997) für eine einfache Lagerhalle. Aus der Lagerkapazität und dem Durchsatz der Anlage wird das benötigte Lagervolumen bestimmt. Eine adäquate Halle für dieses Lagervolumen besitzt die Abmessungen 80 x 30 x 10 m (LxBxH). Bei der Lagerhalle für Hackschnittel aus Waldrestholz (siehe Tab. 5.7) wurde mit einem Einheitspreis von 65 €/m³ (eigene Abschätzung) gerechnet. Die Berechnung des Lagervolumens und die Bestimmung der Hallengröße erfolgten analog zum Strohlager. Die Halle besitzt demnach die Abmessungen 45 x 25 x 10 m (LxBxH). Die Investitionen für die weiteren Lager aus Tab. 5.6 und Tab. 5.7 beruhen auf eigenen Abschätzungen.

Die Investitionen für Nebenanlagen und Geländeerschließung wurden über Einheitspreise bestimmt, die abgeschätzt wurden. Der Flächenbedarf der Nebenanlagen wurde für die Anlagen für Stroh, wie auch für Waldrestholz auf 625 m² abgeschätzt. Bei einer Höhe der Gebäude von 4 m und einem Einheitspreis von 250 €/m³ (eigene Abschätzung in Anlehnung an Praxiswerte) ergeben sich die Investitionen für Nebenanlagen, wie sie in Tab. 5.6 und Tab. 5.7 zu sehen sind. Der Flächenbedarf der Anlagen wurde auf rd. 10.000 m² für Stroh und rd. 8.500 m² für Waldrestholz geschätzt. Für die Geländeerschließung wurde von einem Einheitspreis von 60 €/m² (eigene Abschätzung) ausgegangen.

Die Zuschlagsfaktoren für Hilfsbetriebsanlagen, Projektierungskosten und Unvorhergesehenes sind in Anlehnung an Peters et al. (2003) abgeschätzt worden. Investitionsangaben der Fa. Schenkman und Piel zur Gasreinigung von Abgasen aus der Trocknung (rd. 1,2 Mio. €) lassen erkennen, dass die Investitionen für die Gasreinigung den Hauptposten bei den Investitionen der Hilfsbetriebsanlagen darstellen.

Instandhaltung

Der Instandhaltungsfaktor 0,04 a⁻¹ für die Schnellpyrolyse-Einheit stammt von Weiss (2003). Die Instandhaltungsfaktoren für Zerkleinerungsmaschinen und Trockner stammen von den Firmen, bei denen auch die Investitionen angefragt

wurden. Bei den weiteren Anlagenteilen wird von einem Instandhaltungsfaktor von $0,04 \text{ a}^{-1}$ ausgegangen. Für Gebäude, Lager und Gelände wird ein Instandhaltungsfaktor von $0,01 \text{ a}^{-1}$ benutzt.

Größendegression

Bei den Größendegressionen wird ein Technikwechsel bei größer werdenden Anlagen nicht berücksichtigt, um eine durchgehende Berechnung ausgehend von der Referenzanlage von $50 \text{ MW}_{\text{in}}$, zu gewährleisten (siehe auch Kapitel 4.3). Um die Genauigkeit der Berechnung der Produktionskosten über Größendegressionen zu erhöhen, werden zwei Größendegressionsexponenten herangezogen: Zum einen ein Größendegressionsexponent bis zur maximalen Größe eines Anlagenteils und zum anderen ein Größendegressionsexponent bei einem modularem Aufbau der jeweiligen Anlagenteile.

Größendegression bis zur maximalen Größe

Die Angabe zur maximalen Größe der Pyrolyseeinheit stammt von Weiss (2003). Diese Größe wurde für die Hilfsbetriebsanlagen übernommen, weil die Hilfsbetriebsanlagen hauptsächlich für die verfahrenstechnischen Prozessapparaturen benötigt werden. Die maximale Größe des Mischers zur Slurryherstellung wird ebenfalls an die maximale Größe der Pyrolyseeinheit angepasst.

Die Angaben zur maximalen Größe der Zerkleinerungsmaschinen (außer Ballenauflöser) und der Trockner stammen von Fa. Pallmann sowie Fa. Schenkman und Piel. Es wird angenommen, dass die maximale Größe des Ballenauflösers gleich der maximalen Größe des Schlagzerspanners für Stroh ist. Die maximale Größe der Förderbänder und der pneumatischen Förderung bedingen sich aus der maximalen Größe der Zerkleinerungsmaschinen.

Bei den Lagerhallen für Biomasse wird eine maximale Breite von 30 m unterstellt, weil bei einer Verbreiterung nicht mehr von einer einfachen Bauweise ausgegangen werden kann. Die Höhe der Hallen wird auf 10 m beschränkt, weil auch hier bei einer weiteren Erhöhung der Halle eine einfache Bauweise nicht mehr angenommen werden kann. Die Hallen können theoretisch beliebig verlängert werden. Inwieweit sicherheitstechnische Vorschriften Zwischenwände vorsehen, ist nicht bekannt. In einer ersten Näherung wird die Länge der Stroh-halle bei einer 50-MW_{in} -Anlage (80 m) als maximale Länge definiert. Aus diesen Annahmen ergeben sich die maximalen Größen der Lagerhallen für Strohballen, Hackschnitzel aus Waldrestholz und Sand. Die maximale Größe der Kräne, die zur Strohhandhabung eingesetzt werden, bedingt sich aus der maximalen Größe der Stroh-halle. Für die Zwischenlagerung der zerkleinerten und getrockneten Biomasse wird eine maximale Silogröße von rd. 600 m^3 unterstellt.

Die Angaben der Größendegressionsexponenten bis zu der maximalen Größe eines Anlagenteils entsprechen Angaben aus der Literatur (siehe z.B. Faaij et al., 1998). Beim modularen Aufbau von Anlagenkomponenten wurden in der Literatur keine Angaben zu Größendegressionen gefunden, so dass diese abgeschätzt werden mussten.

Größendegression bei modularem Aufbau

Der Größendegressionsexponent der Pyrolyseeinheit bei modularem Aufbau wurde über dessen Investitionsstruktur abgeschätzt (siehe Tab. 5.5, Seite 69). Dabei wurde unterstellt, dass sich die indirekten Kosten der weiteren Module halbieren und dass Teile der Baustelleneinrichtung und Gebäude gemeinsam genutzt werden können. Damit ergibt sich ein Größendegressionsexponent von 0,85, der von Weiss (2003) als realistisch angesehen wird.

Die Größendegressionsexponenten der pneumatischen Förderung, der Trockner und der Hilfsbetriebsanlagen werden ebenfalls auf 0,85 geschätzt, da auch hier Teile der Nebenkosten gemeinsam genutzt werden können. Bei den Maschinen und Lagern wird dies nicht unterstellt. Der Kostenvorteil bei modularem Aufbau kommt hier vor allem durch Mengendegressionen zustande. Es wurde hier ein Größendegressionsexponent von 0,9 abgeschätzt.

Die Kosten für die Geländeerschließung werden in erster Näherung als Fixkosten pro Quadratmeter festgesetzt, und es wird unterstellt, dass sich die Geländegröße in dem gleichen Maß ändert, wie die Anlagengröße. Dadurch ergibt sich ein Größendegressionsexponent von 1.

5.2.2 Verbrauchs-, betriebsgebundene und sonstige Kosten

Die verbrauchsgebundenen Kosten berechnen sich mit der Gleichung aus Kapitel 4.2.3 mit den Ergebnissen aus der Massen- und Energiebilanz und mit den jeweiligen Preisen für Energie und Betriebsstoffe, sowie den Kosten für die Edukte (siehe Anhang A1 und A3).

In Tab. 5.8 ist der Personalbedarf für eine 50-MW_{in}-Anlage für Stroh und Waldrestholz wiedergegeben. Die Annahmen über den Personalbedarf sind eigene Abschätzungen und wurden durch Dinjus et al. (2004) auf Plausibilität überprüft.

Tab. 5.8: Annahmen zum Personalbedarf für eine 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz

	Stroh			Waldrestholz		
	Personal pro Schicht	Schichten pro Tag ^{a)}	Gesamt ^{a)}	Personal pro Schicht	Schichten pro Tag ^{a)}	Gesamt ^{a)}
Produktionsleitung	2	1	2	2	1	2
Überwachung	3	3	15	3	3	15
Arbeiter	3	2	9	2	2	9
Werkstätten	2	2	6	2	2	6
Verwaltung	1	1	1	1	1	1
Summe Personalbedarf			33			30

Anmerkung: ^{a)} Für den Einschichtbetrieb wird eine Betriebsmannschaft benötigt, bei 2 Schichten 3 Betriebsmannschaften und bei 3 Schichten 5 Betriebsmannschaften.

Die Differenzierung von Personal wird vorgenommen, weil bei größeren Schnellpyrolyse-Anlagen der Personalbestand der Arbeiter, die hauptsächlich für die Biomassehandhabung zuständig sind, stärker wächst als der Personalbestand der anderen Bereiche und dadurch die durchschnittlichen Personalkosten pro Arbeitskraft und Jahr sinken.

Die Größendegressionsexponenten zur Berechnung des Personalsbedarfs bei größer werdenden Anlagen sind in Tab. 5.9 dargestellt. Die Größendegressionen für das Personal sind auf der Basis von Higman (2005) abgeschätzt worden. Eine 1000-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Modellanlage, die im Jahr ca. 2 Mio. t Stroh bzw. 2,6 Mio. t Waldrestholz im Anlieferungszustand verarbeitet, benötigt danach 99 bzw. 86 Arbeitskräfte pro Jahr. Mit der Gleichung aus Kapitel 4.2.4 und den Kosten für die einzelnen Personalarten (siehe Tab. 5.10) lassen sich die betriebsgebundenen Kosten berechnen.

Tab. 5.9: Größendegressionen m_{AK} für verschiedene Personalbereiche

Personalbereiche	Größendegression m_{AK}
Produktionsleitung	0,3
Überwachung	0,3
Arbeiter	0,5
Werkstätten	0,3
Verwaltung	0,3

Tab. 5.10: Annahmen für Personalkosten

Personalarten	Personalkosten pro Jahr und AK
Produktionsleitung	90.000 €
Überwachung	60.000 €
Arbeiter	40.000 €
Werkstätten	60.000 €
Verwaltung	40.000 €

Die angegebenen Personalkosten pro Jahr sind eigene Abschätzungen in Anlehnung an Arlt (2003) und Tabellen des Statistischen Bundesamtes (2005).

Die sonstigen Kosten werden vereinfacht mit einem Prozent der Anfangsinvestitionen angenommen. Dieser Wert basiert auf eigenen Abschätzungen in Anlehnung an Leible et al. (2003).

5.3 Produktionskosten von Slurry aus Stroh und Waldrestholz

Mit den technischen und ökonomischen Kenngrößen aus Kapitel 5.1 und 5.2, sowie den ökonomische Basiskenngrößen aus dem Anhang A3, können die spezifischen Produktionskosten für Slurry aus Stroh und Waldrestholz für verschiedene Anlagengrößen mit dem Gleichungssystem aus Kapitel 4.2 bis 4.4 dargestellt werden (siehe Abb. 5.3 und Abb. 5.4). Im Anhang A8 sind die Produktkosten für Slurry aus Stroh und Waldrestholz darüber hinaus in tabellarischer Form für die 50-MW_{in}-Anlage dargelegt.

Die dargestellten Produktionskosten gelten für die erste kommerziell betriebene Anlage mit 7500 Betriebsstunden pro Jahr. Die spezifischen Slurrykosten beziehen sich auf die Energie der Slurry. Die senkrechten gestrichelten Linien vor 400 und nach 500 MW_{in} kennzeichnen einen Bruch in der linearen Darstellung der X-Achse.

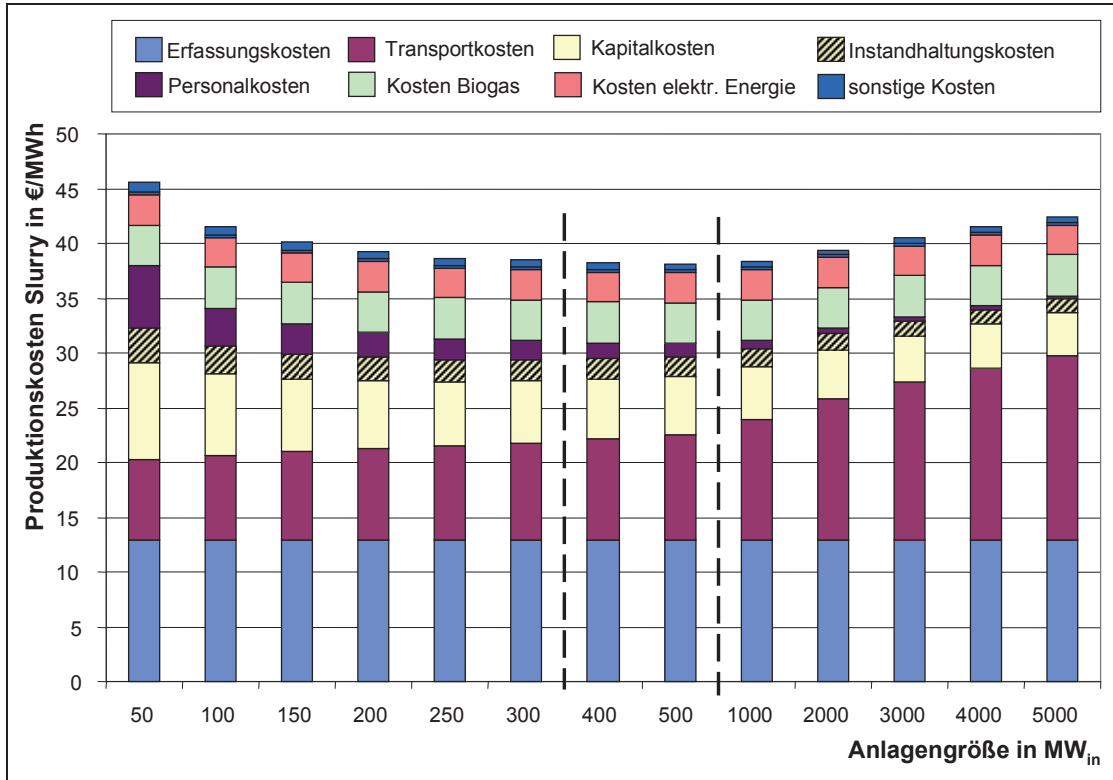


Abb. 5.3: Slurry aus Stroh – Spezifische Produktionskosten und Kostenanteile für verschiedene Anlagengrößen (erste kommerziell betriebene Anlage)

Folgende Ergebnisse lassen sich auflisten:

- Die Produktionskosten von Slurry aus Stroh und Waldrestholz sind sehr ähnlich, aufgrund der geringeren Slurryausbeute bei Stroh sind dort die spezifische Produktionskosten jedoch etwas höher. Diese liegen nach den durchgeführten Analysen zwischen 36,9 und 45,4 €/MWh oder zwischen 10,2 und 12,6 €/GJ.

Peacocke und Bridgwater (2004) haben die Produktionskosten für Pyrolyse-sekondensat bei zwei 50-MW_{in}-Anlage (einmal Wellman-Verfahren und einmal BTG-Verfahren, siehe Kapitel 2.2) mit 14,6 bzw. 13,2 €/GJ abgeschätzt (52,6 bzw. 47,5 €/MWh). Der Koks wurde dabei für die Wärmebereitstellung in der Anlage genutzt. Der Vergleich zeigt, dass die Kosten für Pyrolyseprodukte bei Anlagen mit verschiedenen Verfahren ähnlich sind.

- Mit steigender Anlagengröße sind Größendegressionen bei Investitionen und Personal für die Reduktion der Kosten verantwortlich. Gegenläufig dazu steigen die Transportkosten von Stroh und Waldrestholz. Minimale Slurrykosten bei Waldrestholz bzw. Stroh werden, mit den angesetzten Größendegressionen, bei einer Anlagenleistung von 400 bzw. 500 MW_{in}

erreicht. Das Minimum der Slurrykosten ist relativ schwach ausgeprägt. Die Slurrykosten bei Anlagen mit einer Größe von 250 bis 1000 MW_{in} unterscheiden sich lediglich um 1 %.

- Von der 50-MW_{in}-Anlage bis zur Anlagengröße mit minimalen Slurrykosten fallen die Slurrykosten um rd. 20 % im Fall von Stroh und um rd. 15 % im Fall von Waldrestholz. Danach steigen die Slurrykosten wieder und liegen bei der 5000-MW_{in}-Anlage um 10 bzw. 5 % über den minimalen Kosten beim Einsatz von Stroh bzw. Waldrestholz. Die Zunahme der Slurrykosten nach Durchlaufen der minimalen Kosten bei Stroh ist wesentlich stärker ausgeprägt als bei Waldrestholz. Dies ist damit zu erklären, dass der Transport von Waldrestholz ab einer Anlagengröße von ca. 1000 MW_{in} mit der Bahn erfolgt, wohingegen der Strohtransport bis zur größten Anlage mit dem Lkw günstiger ist als mit der Bahn (siehe auch Anhang A1).
- Bei der Modellanlage für Waldrestholz sind 14,0 % der Erfassungs- und Transportkosten den Kosten für die zusätzlich benötigte Energie zuzuschreiben.

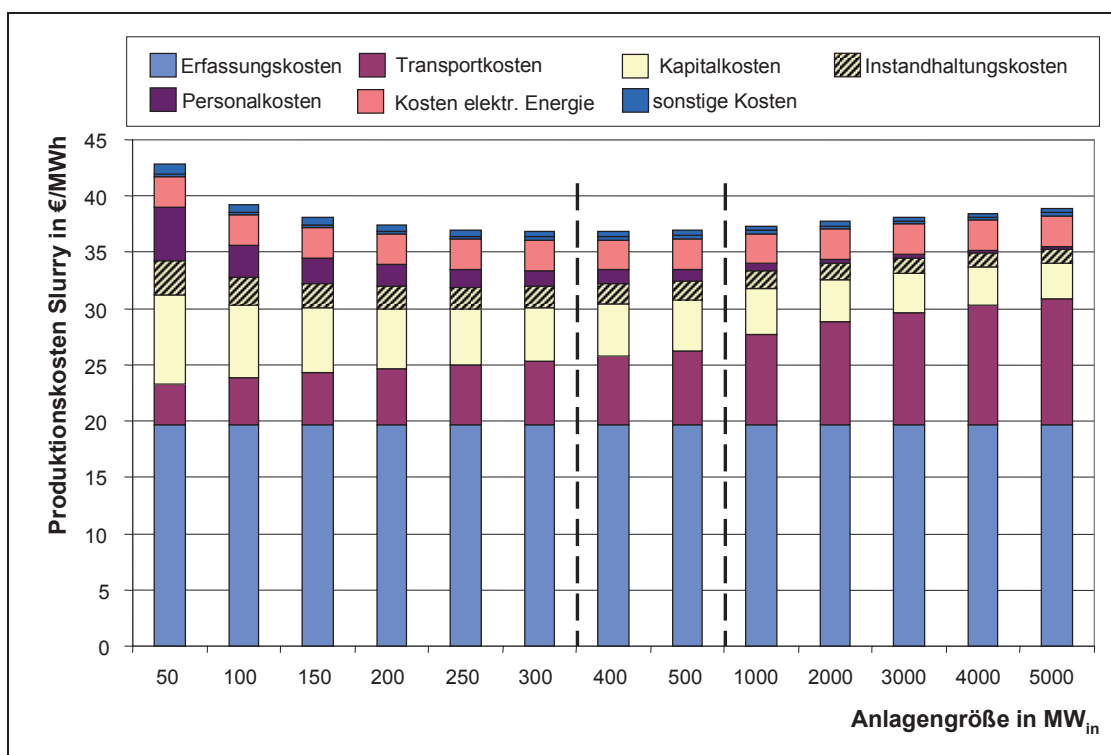


Abb. 5.4: Slurry aus Waldrestholz – Spezifische Produktionskosten und Kostenanteile für verschiedene Anlagengrößen (erste kommerziell betriebene Anlage)

- Die Erfassungskosten der Biomasse für die Schnellpyrolyse liegen bei Waldrestholz mit 19,6 €/MWh deutlich über denen von Stroh mit 12,9 €/MWh. Die Transportkosten steigen bei Stroh von 7,4 €/MWh bei der 50-MW_{in}-Anlage bis zu 16,9 €/MWh bei der 5000-MW_{in}-Anlage. Bei Waldrestholz, das in Slurry umgesetzt wird, liegen die Transportkosten zwischen 3,1 und 9,6 €/MWh und damit deutlich unter den Transportkosten von Stroh. Der Anteil der Kosten der Biomassebereitstellung an den Gesamtkosten liegt zwischen 45 und 70 % im Fall von Stroh und zwischen 47 und 68 % im Fall von Waldrestholz für die verschiedenen Anlagengrößen. Die Bereitstellungskosten sind somit für beide Einsatzstoffe sehr ähnlich. In absoluten Zahlen sind die Bereitstellungskosten von Stroh sogar günstiger als die von Waldrestholz. Die teuren Bereitstellungskosten von Waldrestholz und der hohe Wassergehalt von 35 %, woraus ein geringerer Heizwert des Brennstoffs resultiert, sind die Gründe hierfür.
- Die Kapitalkosten haben bei der kleinen Anlage einen Anteil von rd. 19 % an den Gesamtkosten. Dieser Anteil verringert sich mit zunehmender Anlagengröße auf rd. 8,5 %. Ähnlich verhält es sich mit den Kosten für Wartung und Instandhaltung. Der Anteil an den Gesamtkosten sinkt hier von rd. 7 auf rd. 3 %.
- Der Anteil der Personalkosten verringert sich bei steigender Anlagengröße von 12 % beim Einsatz von Stroh und 11 % beim Einsatz von Waldrestholz auf jeweils unter ein Prozent.
- Die Anteil der Kosten der zusätzlich benötigten Energieträger für den Betrieb der Anlage liegt bei der Schnellpyrolyse von Stroh zwischen 8 und 10 % der Gesamtkosten; bei Waldrestholz liegt dieser Anteil zwischen 8 und 11 %. Auch in absoluten Zahlen sind die Kosten für die zusätzlich benötigten Energieträger (Biogas und Waldrestholz) bis zu Anlagengrößen von 500 MW_{th} sehr ähnlich. Danach steigen die Kosten für Waldrestholz jedoch stärker als die für Biogas. Durch den Einsatz von billigeren Brennstoffen ist es möglich, die Slurrykosten zu reduzieren.
- Beim Einsatz von billigeren Brennstoffen als Biogas oder Waldrestholz können die Kosten weiter gesenkt werden.
- Die Kosten für den Sandbedarf und die sonstige Kosten spielen bei den spezifischen Produktionskosten eine untergeordnete Rolle.

Zusammenfassung

Mit den getroffenen Annahmen lassen sich je nach Anlagengröße Slurrykosten zwischen 37 und 45 €/MWh für die erste kommerziell betriebene Anlage realisieren. Der Hauptteil der Kosten wird durch die Bereitstellung der Biomasse verursacht, der bei der 50-MW_{in}-Anlage bei knapp 50 % liegt. Diese Tatsache wird die Standortwahl

erheblich beeinflussen. Als Ergebnis kann zudem festgehalten werden, dass sich dezentrale Schnellpyrolyse-Anlagen mit einer Größe zwischen 250 und 1000 MW_{in} am wirtschaftlichsten darstellen. Bei Anlagen dieser Größe handelt es sich um industrielle Anlagen, für die nicht jeder Standort geeignet ist. Eine 400-MW_{in}-Anlage z.B. benötigt 12 bzw. 16 Lkws mit Waldrestholz bzw. Stroh pro Stunde und hat einen Flächenbedarf von 6 bzw. 8 ha.

Die Unterschiede zwischen den Slurrykosten aus Stroh und Waldrestholz lassen sich wie folgt zusammenfassen:

Bei den Erfassungskosten liegen die Vorteile bei Stroh, bei den Transportkosten ist Waldrestholz günstiger. Zusammen ergibt sich ein leichter Vorteil von Stroh gegenüber Waldrestholz bei den Bereitstellungskosten. Durch die geringe Schüttdichte von Stroh ergeben sich bei der Lagerung allerdings wesentlich höhere Kosten als bei der Lagerung von Waldrestholz, durch die die Vorteile in den Bereitstellungskosten wegfallen. Die Konditionierung von Stroh ist etwas günstiger als die von Waldrestholz, was sich auch in niedrigeren Instandhaltungskosten und in einem niedrigeren Energiebedarf widerspiegelt. Die Kosten für die Pyrolyse sind gleich, wobei mit Waldrestholz höhere Ausbeuten an Slurry zu erwarten sind. Durch die höhere Ausbeute an Slurry und die geringeren Lagerkosten bei Waldrestholz ergibt sich im Wesentlichen der leichte Vorteil von Waldrestholz gegenüber von Stroh bei den Gesamtkosten.

5.4 Sensitivitätsanalyse

In der Sensitivitätsanalyse wird der Einfluss der einzelnen Kenngrößen, die in die Berechnung der Produktionskosten eingegangen sind, auf das Modellergebnis untersucht. Dabei werden die wesentlichen Eingangskenngrößen um plausibel definierte Werte variiert und die Ergebnisse mit dem Ergebnis auf Basis der Referenzkenngrößen verglichen.

Die Eingangskenngrößen zur Berechnung der spezifischen Produktionskosten von Slurry sind mit teilweise erheblichen Unsicherheiten behaftet (siehe Kapitel 3.3.6). Darüber hinaus fließen Ungenauigkeiten durch die verwendeten Vorkalkulationsmethoden mit in die Berechnung ein. Durch die Sensitivitätsanalyse

erhält man Erkenntnisse über die Auswirkungen dieser Unsicherheiten und Ungenauigkeiten. Daneben werden Optimierungsmöglichkeiten zur Reduktion der spezifischen Produktionskosten sichtbar.

In Tab. 5.11 und Tab. 5.12 sind die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für die Bereitstellungskosten von Stroh und Waldrestholz, sowie für die wesentlichen Anlagenkenngrößen dargestellt. Die Analyse wurde für drei verschiedene Anlagenkenngrößen durchgeführt, weil der Einfluss der einzelnen Parameter sich teilweise mit der Anlagengröße ändert.

Aus Tab. 5.11 wird ersichtlich, dass bis auf die Erfassungskosten alle Kenngrößen für die Bereitstellung der Biomasse frei Anlage bei größeren Anlagen größeren Einfluss auf die Gesamtkosten haben als bei kleineren Anlagen. Dieses Erkenntnis spricht für kleinere dezentrale Anlagen und gegen große zentrale Anlagen, wenn regionale Biomasse verarbeitet wird.

Eine Veränderung der Erfassungskosten für Stroh und Waldrestholz um 20 % bewirkt, dass sich die Slurrykosten um rd. 6 % im Fall von Stroh und um rd. 10 % im Fall von Waldrestholz ändern. Die Erfassungskosten der regionalen Biomasse werden demnach einen großen Einfluss auf die Standortwahl der Schnelldrolyse-Anlage haben.

Tab. 5.11: Sensitivitätsanalyse zu den Slurrykosten – Bereitstellungskosten von Stroh und Waldrestholz bei Anlagenkenngrößen von 50, 500 und 5000 MW_{in}

Kenngröße	Einheit	Variation der Kenngröße Relativ zur Referenz			prozentuale Änderung der Slurrykosten				
		↑	Referenz für Stroh/Wald- restholz	↓	Anlagen- größe (MW _{in})	Variation der Kenngröße			
						↑		↓	
						St	WRH	St	WRH
Auf- kommens- dichte	t (wf)/km ²	1,4	51/71,5	0,6	50	-0,4	-0,5	+0,7	+0,9
					500	-1,4	-1,8	+2,6	+3,4
					5000	-3,9	-2,0	+5,3	+3,7
Erfassungs- grad	%	-	1	0,5	50	-	-	+1,0	+1,3
					500	-	-	+3,7	+4,9
					5000	-	-	+7,1	+5,2
Erfassungs- kosten	€/t (wf)	1,2	53/74	0,8	50	+5,6	+9,2	-5,6	-9,2
					500	+6,7	+10,6	-6,7	-10,6
					5000	+6,1	+10,1	-6,1	-10,1
Transport- kosten	€/t (wf)	1,2	30,3/13,6 39,8/24,8 69,7/42,4	0,8	50	+3,2	+1,7	-3,2	-1,7
					500	+5,1	+3,6	-5,1	-3,6
					5000	+8,1	+5,8	-8,1	-5,8

Anmerkungen: St: Stroh; WRH: Waldrestholz

Tab. 5.12: Sensitivitätsanalyse zu den Slurrykosten – anlagenspezifische Kenngrößen bei Anlagengrößen von 50, 500 und 5000 MW_{in}

Kenngröße Einheit		Variation der Kenngröße Relativ zur Referenz			prozentuale Änderung der Slurrykosten				
		↑	Referenz für Stroh/Wald- restholz	↓	Anlagen- größe (MW _{in})	Variation der Kenngröße			
						↑		↓	
						St	WRH	St	WRH
Ausnutzungsdauer	h/a	1,1	7500	0,90	50	-3,6	-3,4	+4,4	+4,1
					500	-1,7	-1,4	+2,1	+1,8
					5000	-0,05	-0,6	+0,3	+0,8
energetische Ausbeute Slurry	-	1,03	91/97	0,97	50	-2,9	-3,0	+3,1	+3,1
					500	-2,9	-3,0	+3,1	+3,1
					5000	-2,9	-3,0	+3,1	+3,1
Primärenergiebedarf für Pyrolyse und Trocknung	MJ/MJ _{in}	1,2	0,065/0,126	0,8	50	+1,6	+1,2	-1,6	-1,2
					500	+1,9	+1,7	-1,9	-1,7
					5000	+1,7	+1,9	-1,7	-1,9
Elektrischer Energiebedarf	kW _{el} /kW _{in}	1,2	0,041/0,043	0,8	50	+1,2	+1,3	-1,2	-1,3
					500	+1,4	+1,5	-1,4	-1,5
					5000	+1,3	+1,5	-1,3	-1,5
Investitionen Schnellpyrolyse-Anlage	Mio. €	1,2	32,3/30,6	0,8	50	+4,4	+4,1	-4,4	-4,1
			191/173		500	+3,1	+2,7	-3,1	-2,7
			1392/1244		5000	+2,0	+1,8	-2,0	-1,8
Personalkosten	Mio. €/a	1,2	1,9/1,6	0,8	50	+2,4	+2,2	-2,4	-3,1
			4,2/3,9		500	+0,6	+0,6	-0,6	-0,6
			9,8/8,6		5000	+0,1	+0,1	-0,1	-0,1

Anmerkungen: St: Stroh; WRH: Waldrestholz

Die Ergebnisse aus Tab. 5.12 lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Bei der Variation der Ausnutzungsdauer um 10 % ist zu beobachten, dass der Einfluss dieses Parameters auf die Slurrykosten mit zunehmender Anlagengröße sinkt. Bei einer Anlagengröße von 5000 MW_{in} unterscheiden sich die Produktkosten bei einer Ausnutzungsdauer von 6750 h/a und von 8250 h/a nur um max. 0,8 %.

Dies ist damit zu begründen, dass bei höherer Auslastung pro Jahr, der jährliche Bedarf an Biomasse steigt. Das wiederum bedeutet ein größeres Erfassungsgebiet und höhere Kosten für den Transport der Biomasse. Durch Wettbewerb auf dem Biomasse-Markt ist es jedoch wahrscheinlich, dass die Auswirkungen der Ausnutzungsdauer in Realität größer sein werden.

- Die Ausbeute an Slurry ist der sensitivste Parameter, der in die Berechnung eingeht. Falls im Laufe der Entwicklung der Schnellpyrolyse, die in Labormaßstäben erreichte Ausbeute an Slurry nicht umgesetzt werden sollte, hat dies einen sehr großen Einfluss auf die Kosten des Slurrys.

- Die Variation des zusätzlichen Energiebedarfs für Pyrolyse und Trocknung sowie des elektrischen Energiebedarfs um 20 % verändert die Produktionskosten lediglich um weniger als 2 %. Dies macht deutlich, dass bei einer Optimierung der Produktionskosten diesen Parametern nicht die höchste Priorität beigemessen wird. Durch Vereinfachungen bei der Berechnung des zusätzlichen Energiebedarfs (siehe auch Kap. 4.1.3) gehen Fehler in die Berechnung ein, die sich auf ca. 1 % belaufen. Es wird ersichtlich, dass die getroffenen Vereinfachungen das Ergebnis kaum beeinflussen.
- Investitionen und Personalbedarf weisen bei größer werdenden Anlagen einen geringeren Einfluss auf die Slurrykosten auf als bei kleinen Anlagen. Die Sensitivität dieser Parameter ist jedoch geringer als die der energetischen Ausbeute von Slurry oder der Bereitstellungskosten der Biomasse.

Die Investitionen für die Schnellpyrolyse-Anlage sind nach den Ergebnissen aus Kapitel 3.3.6 und durch die verwendeten Vorkalkulationsmethoden mit größeren Unsicherheiten behaftet. Legt man bei den Investitionen der Schnellpyrolyse-Einheit eine Unsicherheit von 20 % zugrunde, so hat diese Unsicherheit mit maximal 4,4 % einen akzeptablen Einfluss auf die Slurrykosten. Der Einfluss auf die Produktkosten beim Umstieg von Sand als Wärmeträgermedium auf Stahlkugeln wurde qualitativ abgeschätzt und als gering eingeschätzt.

Zusammenfassung

Ein besonderes Augenmerk gilt der Ausnutzungsdauer der Anlage, weil man hier beim jetzigen Entwicklungsstand von vielen Betriebsstunden unter Auslegungszustand sehr weit entfernt ist (siehe Kapitel 2.3). Die Ausnutzungsdauer hat einen moderaten Einfluss auf die spezifischen Produktionskosten von Slurry, so dass für eine erste kommerziell betriebene Anlage auch weniger als 7500 Betriebsstunden pro Jahr akzeptabel wären.

Als sensitivste Größe geht die Ausbeute an Slurry in die Slurrykosten mit ein. Die unterstellten Ausbeuten wurden allerdings bislang nur an Versuchsanlagen nachgewiesen, so dass hier ein großer Unsicherheitsfaktor mit in die Berechnung eingeht.

Die Bereitstellungskosten erweisen sich neben der Ausbeute an Slurry als sehr sensitiv. Dies hat Auswirkungen auf den Standort der Pyrolyseanlagen, denn durch die Wahl des Standorts können die Gesamtkosten durch günstigere Biomasse stark gesenkt werden.

5.5 Lernpotenzial der Schnellpyrolyse-Anlage

Da es sich bei der Schnellpyrolyse um ein neues Verfahren handelt, interessiert das Lernpotenzial der Schnellpyrolyse, um es mit ausgereiften Verfahren vergleichen zu können. Die Grundlagen für das Lernpotenzial von neuen Verfahren wurden in Kapitel 4.4 hergeleitet. Es wird im Folgenden gezeigt, wie sich die Slurrykosten bei einem kontinuierlichen Zubau von Anlagen mittelfristig (bis 2020) entwickeln können. Die Bereitstellungskosten der Biomasse werden dabei nicht in die Lernkurve einbezogen, um das Lernpotenzial der Schnellpyrolyse-Anlagen nicht zu verzerren.

5.5.1 Schnellpyrolyse-Szenario 2020 für Deutschland

Wenn die Schnellpyrolyse als Prozessschritt bei der Produktion von Synthesekraftstoffen (BTL) herangezogen wird, kann von einem BTL-Szenario für Deutschland bis 2020 auf das Schnellpyrolyse-Szenario geschlossen werden.

Nach der EU-Kraftstoff-Richtlinie (vgl. Kapitel 1.1) sollen im Jahr 2020 8 % des Dieselmotorkraftstoffs biogenen Ursprungs sein. Wird davon ausgegangen, dass der Biodieselanteil bei 5 % liegt (dies entspricht der derzeitigen Zumischungsbeschränkung), müssten weitere 3 % BTL bereitgestellt werden. Nach Prognosen von MWV (2005) werden im Jahr 2020 in Deutschland ca. 27 Mio. t Dieselmotorkraftstoff benötigt. Dies bedeutet, dass dann ca. 0,8 Mio. t BTL zur Verfügung stehen müssen, um das Ziel der EU zu erreichen.

Für die Produktion von 0,8 Mio. t BTL werden Schnellpyrolyseanlagen mit einer Gesamtkapazität von 3000 MW_{in} benötigt. Die Anlagenanzahl für Lernkurvenbetrachtungen muss größer als 10 sein. Daraus ergibt sich, dass für das Szenario nur Anlagen mit einer Größe zwischen 50 und 300 MW_{in} in Betracht kommen.

5.5.2 Mittelfristige Slurrykosten

Mit den Annahmen aus dem Szenario, sowie dem definierten Lernkurventyp und dem angenommenen Fortschrittsfaktor $PR = 0,9$ für die Schnellpyrolyse aus Kapitel 4.4 lassen sich die mittelfristigen Slurrykosten darstellen (siehe Abb. 5.5).

Der Vergleich der Slurrykosten bei einer kumulierten Anlagenkapazität von 3000 MW_{in} zeigt, dass kleinere Anlagen (z.B. Anlagengröße: 50 MW_{in}, Anzahl:60) aufgrund ihrer höheren Anzahl mehr Lernen als größere Anlagen (z.B. Anlagengröße: 300 MW_{in}, Anzahl:10). Die min. Slurrykosten liegen im Fall von Waldrestholz bei 31 €/MWh und bei einer Anlagengröße von 100 MW_{in}. Im Fall von Stroh liegen die min. Slurrykosten bei rd. 33 €/MWh bei einer Anlagengröße von 150 MW_{in}.

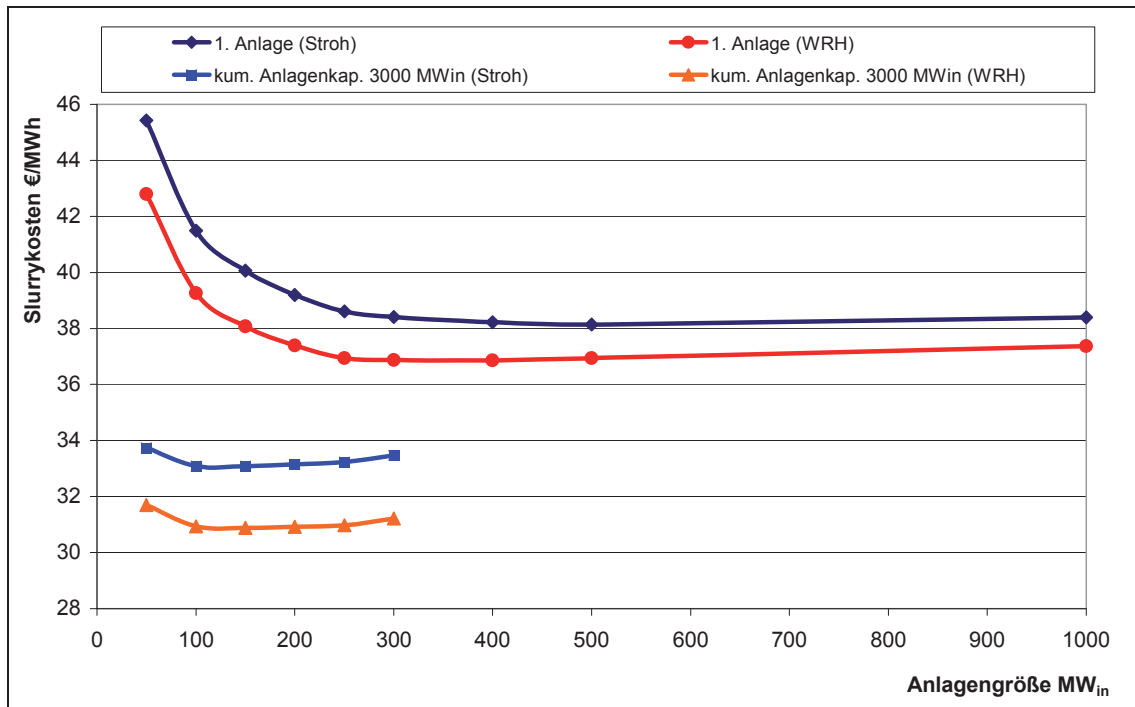


Abb. 5.5: Vergleich Slurrykosten der ersten Anlage mit mittelfristigen Slurrykosten.

Die Reduktion der Slurrykosten von WRH ist etwas größer als von Stroh. Der Grund hierfür liegt in den Betriebskosten (zusätzlich benötigter Brennstoff zur Sandaufheizung: WRH bzw. Biogas), die in der Lernkurve berücksichtigt werden. Im Fall von WRH sinkt der gesamte Bedarf an WRH, weil zur Sandaufheizung weniger benötigt wird. Dies wiederum hat zur Folge, dass die Bereitstellungskosten des gesamten WRH aufgrund des kleineren Erfassungsgebiets leicht sinken.

Nach dem Szenario sind Anlagen mit einer Größe von 100 bis 200 MW am günstigsten. Bei der Wahl der Anlagengröße, stellt sich die Frage nach einem realistischen Zubau von Anlagen pro Jahr. Nach dem derzeitigen Entwicklungsstand der Schnellpyrolyse zu urteilen, kann ab 2010 mit dem Bau von kommerziell betriebenen Anlagen gerechnet werden. Der Zeitpunkt kann sich aber aufgrund verlängerter Entwicklungszeit durchaus um zwei Jahre verschieben. Wird von einem Zeitraum von 10 Jahren ausgegangen, so müssen durchschnittlich 1,5 bis 3 Anlagen pro Jahr gebaut werden. Darüber hinaus muss berücksichtigt werden, dass die erste Anlage über einen längeren Zeitraum eine gewisse Verfügbarkeit und Produktqualität aufweisen muss, bevor Investitionen für weitere Anlagen zur Verfügung gestellt werden. Zudem müssen Standorte für die Schnellpyrolyse gefunden werden. Aus den genannten Überlegungen wird hier von einem Zubau von 200-MW_{in}-Anlagen ausgegangen, auch weil die Slurrykosten der ersten Anlagen günstiger sind als die der kleineren Anlagen.

Eine 200-MW_{in}-Anlage, die entweder Holz oder Stroh einsetzt, hat ein Erfassungsgebiet von rd. 8000 km², dies entspricht der Fläche des Elsass. In Baden-Württemberg (Fläche: 36.000 km²) könnten somit vier solcher Anlagen für Stroh und vier für Waldrestholz aufgebaut werden, wenn die Aufkommensdichte von Stroh und Waldrestholz für Deutschland zugrunde gelegt wird. Eine 200-MW_{in}-Anlage hat ein regionales Erfassungsgebiet und passt somit in das Konzept des Forschungszentrums Karlsruhe. Welche Standorte für Anlagen solcher Größe in Frage kommen, muss noch geklärt werden.

Die mittlere Transportentfernung für die Biomasse bei dieser Anlagengröße liegt bei ca. 50 km. Durch den gleichzeitigen Einsatz von Stroh und Waldrestholz, kann das Einzugsgebiet und damit die mittlere Transportentfernung deutlich reduziert werden. Dieser Aspekt sollte bei der weiteren Entwicklung des Verfahrens berücksichtigt werden.

Bei einem weiteren Zubau von Anlagen über das Jahr 2020 hinaus können die Slurrykosten weiter sinken. Auf welches Niveau diese sinken, lässt sich heute jedoch noch nicht abschätzen.

Ein Vergleich mit Rohöl bei einem Rohölpreis⁸ von 65 \$/bbl (entspricht 34 €/MWh) zeigt, dass die Slurry etwas billiger ist. Die Produktion von Kraftstoffen in einer Raffinerie ist jedoch kostengünstiger als die Produktion von Kraftstoffen über die Synthesegaserzeugung.

⁸ Rohölpreis für brent-Qualität, die Preise werden in \$/bbl angegeben, 1 bbl entspricht rd. 159 Liter

6 Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyse-slurry

6.1 Stand der Technik und Modellanlage

In diesem Kapitel wird der Stand der Produktion von Synthesekraftstoffen aus biogenen und fossilen Slurrys mit unterschiedlichen Asche-, Salz- und Schwefelgehalten dargelegt, weil von einem Multi-Feed-Betrieb ausgegangen wird. Für die Produktion von Synthesekraftstoffen aus Slurrys sind die folgenden Verfahrensschritte notwendig:

- Slurryherstellung bzw. Slurryaufbereitung
- Synthesegaserzeugung
 - o Vergasung
 - o Gasreinigung und -konditionierung inkl. Wärmerückgewinnung
- Fischer-Tropsch-Synthese
 - o FT-Synthese
 - o Kraftstoffaufbereitung

Die einzelnen Verfahrensschritte werden nachfolgend beschrieben. Daneben wird für jeden Verfahrensschritt jeweils ein Verfahren für die Modellanlage ausgewählt. Darauf aufbauend werden in Kap. 6.2 die Kenngrößen für die Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry abgeschätzt. Darüber hinaus werden in diesem Kapitel Annahmen für den Betrieb der Anlage getroffen.

6.1.1 Slurryaufbereitung für die Flugstrom-Druckvergasung

Die Slurry wird in der Pyrolyseanlage gemischt und in Wechseltankcontainern zur Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoffen transportiert. Hier muss die Slurry für die Flugstrom-Druckvergasung aufbereitet werden.

Die Slurryaufbereitung ist eng gekoppelt an die Qualitätsansprüche der nachgeschalteten Vergasung an die Slurry. Vergasungsversuche mit verschiedenen Slurrys zur Untersuchung des Einflusses von Koks-, Wasser- und Aschegehalt, sowie weiteren physikalischen Eigenschaften (z.B. Viskosität und Größe der Kokspartikel) stehen erst am Anfang. Zwei Qualitätsmerkmale des Einsatzstoffs haben sich jedoch schon jetzt als bedeutend herauskristallisiert. Erstens, der

Einsatzstoff muss homogen sein, um einen sicheren und kontrollierbaren Betrieb zu gewährleisten. Zweitens, der Einsatzstoff muss pump- und zerstäubbar sein.

Für die Slurryaufbereitung werden in dieser Arbeit folgende Prozessschritte als ausreichend erachtet. Erstens, die Aufheizung der angelieferten Slurrys auf Temperaturen zwischen 50 °C und 80 °C, sowie zweitens, die Homogenisierung in einem Kolloidmischer, der auch zu einer Kolloidmühle umgerüstet werden kann. Falls die aufbereitete Slurry Kapazität für eine weitere Feststoffzumischung aufweist, besteht die Möglichkeit, Kohlestaub zuzumischen, um die Vergasung effizienter zu gestalten. Darüber hinaus besteht die Möglichkeit, weitere Slurrys aus biogenen und fossilen Brennstoffen anzumischen, um die Versorgungssicherheit zu erhöhen.

Die beschriebene Slurryaufbereitung wurde noch nicht experimentell durchgeführt. Bisher wurden am ITC-CPV Pyrolyseslurrys aus Koks und Kondensat in einem Kolloidmischer hergestellt, der dem Flugstrom-Druckvergaser vorgelagert ist. Der verwendete kontinuierliche Kolloidmischer hat einen Durchsatz von 200 - 1000 kg/h. Es wurden damit Slurrys mit einem Feststoffanteil von 33 % hergestellt, und eine weitere Erhöhung des Feststoffanteils ist geplant (siehe auch Raffelt et al., 2006).

Die Slurryherstellung wird in der Kohlevergasung seit über 20 Jahren eingesetzt. Die Partikelgröße der Kohle liegt hier bei ca. 100 µm, und es können Kohle-Wasser-Suspension mit einem Feststoffanteil von 60 - 70 Gew.-% realisiert werden (Higman und van der Burgt, 2003).

6.1.2 Synthesegaserzeugung aus Slurrys

Das meistverwendete Verfahren für die Synthesegaserzeugung aus festen und flüssigen Brennstoffen ist heute die autotherme Vergasung (partielle Oxidation). Im Folgenden wird nur dieses Verfahren betrachtet. Bei der Vergasung wird ein kohlenstoffhaltiger Brennstoff mit Luft, Sauerstoff und/oder Dampf thermochemisch in ein Synthesegas umgewandelt, das reich an H₂ und CO ist. Die Grundprinzipien der Vergasung werden in Kapitel 6.1.2.1 skizziert.

Für die Vergasung stehen verschiedene Reaktoren zur Verfügung (siehe auch Higman und van der Burgt, 2003). Die Vergasung von Slurrys ist nur in Flugstrom-Vergasern möglich. Wenn die nachgeschaltete Synthesegasverwendung unter Druck abläuft, erscheinen Flugstrom-Druckvergaser am besten geeignet, weil auf eine aufwändige Zwischenkompression des Synthesegases verzichtet werden kann. Der Stand der Technik der Flugstrom-Vergaser wird in Kapitel 6.1.2.2 aufgezeigt.

Synthesegase, die in nachgeschalteten Synthesen, wie der Fischer-Tropsch-Synthese eingesetzt werden sollen, müssen hochrein sein und ein bestimmtes Verhältnis an H_2/CO aufweisen. Dies bedeutet, dass das Rohsynthesegas aus dem Vergaser gereinigt und konditioniert werden muss. Die existierenden großtechnischen Verfahren der Gasreinigung und -konditionierung werden in Kapitel 6.1.2.3 dargelegt.

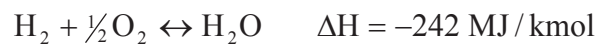
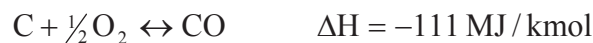
An dieses Kapitel schließt sich eine Analyse des thermischen Wirkungsgrads der Synthesegaserzeugung und des Sauerstoffbedarfs an. Am Ende des Kapitels wird kurz die Entwicklung der Synthesegaserzeugung aufgezeigt.

6.1.2.1 Grundprinzipien

Die Vergasung von festen und flüssigen Brennstoffen kann als eine komplexe Interaktion von chemischen Reaktionen und Wärme- und Stoffübertragung aufgefasst werden. Die Zusammensetzung des Synthesegases ist dabei abhängig von der chemischen Zusammensetzung des Edukts, dem Vergasungsmedium und den Reaktionsbedingungen (Druck und Temperatur), die die Reaktionsgleichgewichte und die Kinetik der einzelnen Reaktionen beeinflussen.

Die wesentlichen chemischen Reaktionen, die während der Vergasung von Kohlenstoff mit Sauerstoff und Wasserdampf ablaufen, sind im Einzelnen:

- Verbrennungsreaktionen:



- die Boudouard-Reaktion:



- die heterogene und homogene Wassergas-Reaktion:



- die heterogene und homogene Methanbildungsreaktion (Hydrierung und Methansierung):



Die Reaktionsenthalpie ΔH bezieht sich auf Normalbedingungen (0°C und 1 bar). Bei exothermen Reaktionen ist ΔH negativ, bei endothermen Reaktionen positiv. Einen detaillierten Überblick über die Grundprinzipien der Vergasung ist in Ullmann (2002) zu finden.

6.1.2.2 Flugstrom-Vergaser

Flugstrom-Vergaser zeichnen sich dadurch aus, dass sehr unterschiedliche Brennstoffe bzgl. chemischer Zusammensetzung, sowie Asche- und Wassergehalt, vergast werden können, und dass ein qualitativ hochwertiges Rohsynthesegas entsteht, welches nahezu teerfrei ist und einen niedrigen Methangehalt aufweist.

Diese Vorteile des Flugstrom-Vergasers kommen durch die hohen Betriebstemperaturen zustande, die bei der Kohlevergasung über 1400 °C liegen. Die hohe Betriebstemperatur gewährleistet zudem Kohlenstoffumsätze von über 99 %. Es bedeutet jedoch auch, dass die Vergaser über dem Ascheschmelzpunkt arbeiten und die flüssige Schlacke abgeführt werden muss. Als Hauptnachteile der Flugstrom-Vergaser können der hohe Sauerstoffbedarf und der hohe Anteil an fühlbarer Wärme im Rohsynthesegas angesehen werden.

Die Varianten der Flugstrom-Vergaser unterscheiden sich vor allem im Zuführungssystem und damit der Konditionierung des Einsatzstoffs, in der Auslegung der Reaktionskammer und in der Art und Weise, wie die fühlbare Wärme aus dem Rohsynthesegas zurück gewonnen wird.

Ein Vorteil der Slurry-Vergasung im Flugstrom ist die Tatsache, dass eine Slurry im Gegensatz zu einem Feststoff einfacher bei hohen Drücken in den Vergaser eingebracht werden kann. Denn je höher der Druck im Vergaser, desto höhere Durchsätze können gefahren werden, und es könnten bei Drücken von 80 bar Vergaser mit einer Brennstoffleistung im GW-Bereich realisiert werden (Dinjus et al., 2005). Nachteile der Slurry-Vergasung (Wasser-Slurry) liegen in einem höheren Sauerstoffbedarf und einem niedrigeren Kaltgaswirkungsgrad im Gegensatz zum Feststoff- oder gasförmigen Eintrag.

Der bekannteste Flugstrom-Vergaser, der mit Slurrys arbeitet, ist der Texaco-Vergaser (siehe auch Higman und van der Burgt, 2003). Der Texaco-Vergaser wurde in den 1940er Jahren für die Vergasung von Erdgas entwickelt. Anfang der 1970er Jahre wurden die Entwicklungsarbeiten aufgenommen, den Vergaser mit Kohle-Slurrys zu betreiben. Bis Ende der 1980er Jahre wurden zwei Demonstrations- und zwei kommerzielle Anlagen aufgebaut. Seit 1990 wurden neun kommerziell betriebene Anlagen in Betrieb genommen, die Elektrizität, Ammoniak und Methanol produzieren.

Darüber hinaus stehen der E-Gas- und der GSP-Vergaser für die Vergasung von Slurrys zur Verfügung. Der E-Gas-Vergaser wurde ab 1978 für minderwertige Steinkohle von der Fa. Dow in den USA entwickelt. In den 1980er Jahren ging eine IGCC-Demonstrationsanlage in Betrieb, 1996 wurde eine IGCC-Anlage im kommerziellen Maßstab in Betrieb genommen. Einsatzstoffe sind dabei minderwertige Kohle und Petrolkoks (Higman und van der Burgt, 2003).

Der GSP-Vergaser ist auch unter dem Namen Noell-Verfahren bekannt (Carl, 1996). Er wurde, wie schon in Kapitel 1 erwähnt, 1975 im Deutschen Brennstoff Institut in Freiberg (Sachsen) für die salzhaltige mitteldeutsche Braunkohle entwickelt. Seit 1987 existiert ein 130-MWth-GSP-Vergaser bei der Fa. Sustec Schwarze Pumpe GmbH, mit dem Abfälle und flüssige Reststoffe vergast werden. Der Vergaser steht im Mittelpunkt des Konzepts des Forschungszentrums Karlsruhe.

In Abb. 6.1 ist der GSP-Vergaser zu sehen. Er ist der einzige Slurry-Vergaser, der speziell für stark asche- und salzhaltige Brennstoffe ausgelegt wurde. An der inneren Wand bildet sich im stationären Betrieb eine Zentimeter dicke, langsam ablaufende Schlackeschicht, die die Wand vor Korrosion und Erosion schützt. Der Reaktortyp wird u.a. detailliert von Seifert und Buttke (2000), sowie Schingnitz (2002) beschrieben.

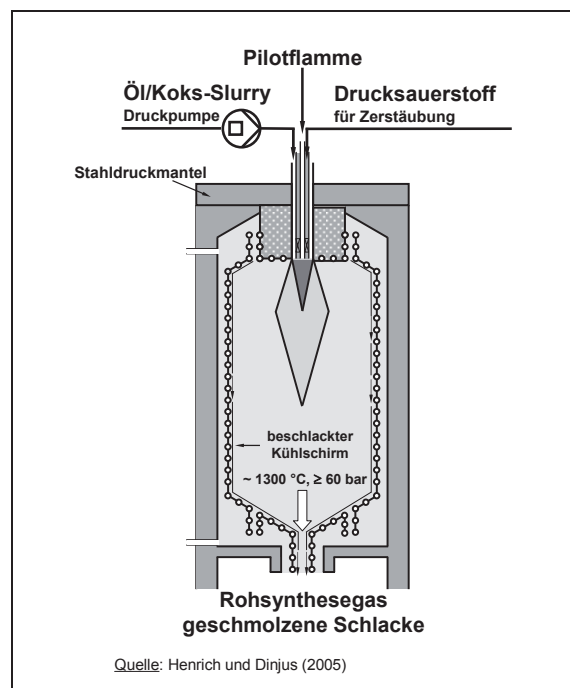


Abb. 6.1: GSP-Flugstrom-Druckvergasers mit Kühlschirm

Vergasungsversuche mit Pyrolyse-Slurries bei der Fa. Sustec in Freiberg im Auftrag des Forschungszentrums Karlsruhe zeigen, dass der GSP-Vergaser für die Vergasung von Pyrolyse-Slurry geeignet ist (Henrich et al., 2004; Dinjus et al., 2005). Inwieweit Sand in der Slurry zu Problemen bei der Zerstäubung führt, ist noch nicht untersucht worden. Die Vergasung von Pyrolyse-Slurries im Texaco- und E-Gas-Vergaser wurde noch nicht demonstriert.

6.1.2.3 Synthesegasreinigung und -konditionierung inkl. Wärmerückgewinnung

Das erzeugte Rohsynthesegas muss gereinigt und konditioniert werden, um den Anforderungen der nachgeschalteten Fischer-Tropsch-Synthese zu genügen.

Die Anforderungen an das Synthesegas bzgl. Zusammensetzung und Reinheitsgrad werden über die Optimierung der Kosten der Gasreinigung, der Standzeit der Katalysatoren und der durchschnittlichen Ausbeute an FT-Produkten bestimmt. Darüber hinaus sollte zumindest ein Teil der fühlbaren Wärme aus der Vergasung zurück gewonnen werden.

Für die Prozessschritte der Gasreinigung und -konditionierung ist, neben den Anforderungen an das Synthesegas, die Zusammensetzung des Rohsynthesegases von Bedeutung. In dieser Arbeit wird von einem Multi-Slurry-Feed ausgegangen, d.h. neben den Pyrolyse-Slurries, wie sie in den vorangegangenen Kapiteln ausführlich beschrieben wurden, sollen auch Kohle-Slurries und andere fossile Reststoffe vergast werden können. Dies bedeutet, dass der Prozess u.a. für hohe Mengen an Asche, Kalium und Schwefel im Gas ausgelegt werden muss.

Folgende Prozessschritte, zu denen es großtechnisch ausgereifte Verfahren gibt, können für die Reinigung und Konditionierung inkl. Wärmerückgewinnung von einem Rohsynthesegas aus einem Flugstrom-Druckvergaser zu einem für die FT-Synthese geeigneten Gas herangezogen werden:

- (1.) Teilquenche auf Temperaturen unter den Ascheschmelzpunkt
- (2.) Wärmerückgewinnung I
- (3.) Feststoff-Feinfilterung
- (4.) COS-Hydrolyse
- (5.) CO-Shift-Reaktion und Wärmerückgewinnung II
- (6.) Gasreinigung (AGR)

Die Prozessschritte wurden in Anlehnung an Schingnitz (2003), Ullmann (2002), sowie Higman und van der Burgt (2003) ausgewählt. Darüber hinaus wurde eine Chem-CAD-Simulation von Stroh-Pyrolyse-Slurry mit diesen Prozessschritten erfolgreich durchgeführt (Wiemer et al., 2006).

(1.) Teilquenche auf Temperaturen unter den Ascheschmelzpunkt

Eine Teilquenche des Rohsynthesegases aus der Flugstrom-Druckvergasung auf Temperaturen unter den Ascheschmelzpunkt verhindert, dass nachfolgende Anlagenkomponenten verkleben und verstopfen. Eine Analyse der Aschezusammensetzung von Strohpyrolyse-Slurry ergab, dass der Ascheschmelzpunkt dieser Slurry zwischen 700 und 800 °C liegt. Bei der Kohlevergasung liegt der Ascheschmelzpunkt bei ca. 900 °C.

Neben der Ascheproblematik sprechen die hohen Materialbelastungen bei Temperaturen über 1000 °C für eine Teilquenche. Der Nachteil der Teilquenche ist der Verlust an fühlbarer Wärme, der ca. 10 % der eingesetzten Energie der Slurry ausmacht.

(2.) Wärmerückgewinnung I

Die Wärmerückgewinnung in einem Wärmetauscher (Abhitzekeessel) erfolgt von Temperaturen unter dem Ascheschmelzpunkt auf Temperaturen, bei denen eine Feststoff-Filterung möglich ist. Darüber hinaus ist zu beachten, dass noch im Gas vorhandene Teere und saure Verbindungen (z.B. Ammoniumchlorid) sich noch in der Gasphase befinden, um den Wärmetauscher vor Verstopfungen und Korrosion zu schützen. Typische Austrittstemperaturen aus dem Wärmetauscher liegen um 300 °C. In dem Wärmetauscher kann überhitzter Hochdruckdampf erzeugt werden, der in eine Dampfturbine eingespeist werden kann.

Eine Alternative zur Teilquenche und Wärmerückgewinnung ist eine Vollquenche auf Temperaturen von ca. 300 °C. Diese Alternative ist sehr kostengünstig. Die fühlbare Wärme geht jedoch zum Großteil verloren.

(3.) Feststoff-Feinfilterung

Bei ca. 300 °C werden die Feststoffe mittels Zyklon und/oder Feinfilter (z.B. Schlauchfilter oder Filterkerzen) aus dem Gas entfernt.

(4.) COS-Hydrolyse

Während der Vergasung von schwefelhaltigen Einsatzstoffen entsteht COS, allerdings in sehr viel geringeren Mengen als H₂S. Bei der CO-Shift-Reaktion, wie sie unter Punkt (5.) beschrieben wird, würde COS wie folgt reagieren:



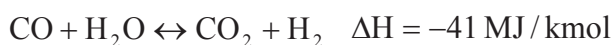
Dadurch wird ein Teil des Wasserstoffs im System verbraucht, der für die Synthese benötigt wird. Darüber hinaus würde der Teil des COS, der nicht durch den CO-Shift-Reaktor strömt (siehe Punkt (5.)) in die Gasreinigungsstufe gelangen und müsste dort aus dem Gas entfernt und vor der Schwefelrückgewinnung in H₂S umgewandelt werden. Inwieweit es ökonomischer ist, eine COS-Hydrolyse

zu integrieren oder nicht, kann zum jetzigen Zeitpunkt noch nicht gesagt werden. In dieser Arbeit wird davon ausgegangen, dass eine COS-Hydrolyse, die gemäß der nachfolgenden Reaktion abläuft, nicht zum Einsatz kommt.



(5.) CO-Shift-Reaktion und Wärmerückgewinnung II

Das Stoffmengen Verhältnis von H_2/CO liegt bei der Pyrolyse-Slurry Vergasung nach Henrich et al. (2004) bei ca. 0,6. Für die Fischer-Tropsch-Synthese wird ein Verhältnis von H_2/CO von ca. 2 benötigt. Wenn kein Wasserstoff von außen zugeführt wird, bleibt nur die Möglichkeit einer CO-Shift-Reaktion bzw. der homogenen Wassergas-Reaktion:



Bei Temperaturen von ca. 300 °C läuft diese Reaktion nur mit Hilfe von Katalysatoren ab. In der Praxis existieren Rohsynthesegas-Shift-Verfahren, die es ermöglichen, die Shift-Reaktion in Anwesenheit von Schwefel- und Teerverbindungen durchzuführen. Dies hat den Vorteil, dass in der Gasreinigung CO_2 zusammen mit den sonstigen im Gas vorhandenen Verunreinigungen abgetrennt werden kann.

Das Rohsynthesegas enthält nach der Teilquenche, wie sie unter Punkt (1.) beschrieben wurde, genügend Wasser für die Reaktion. Für eine exakte Einstellung des H_2/CO -Verhältnisses wird dabei nur ein Teil des Rohsynthesegases durch den Shift-Reaktor geführt und danach wieder mit dem anderen Teil gemischt.

Durch die Umwandlung von CO in CO_2 während der Shift-Reaktion, vermindert sich der Kohlenstoffanteil, der in der Synthese genutzt werden kann. Diese Reaktion widerspricht einer effizienten Kohlenstoffnutzung. Daher kommt es immer wieder zu Überlegungen, Wasserstoff von außen zu zuführen, um so die Kohlenstoffausbeute im Produkt zu erhöhen. Die Bereitstellung von Wasserstoff ist allerdings sehr energieintensiv, so dass es hier bislang nur bei Überlegungen blieb.

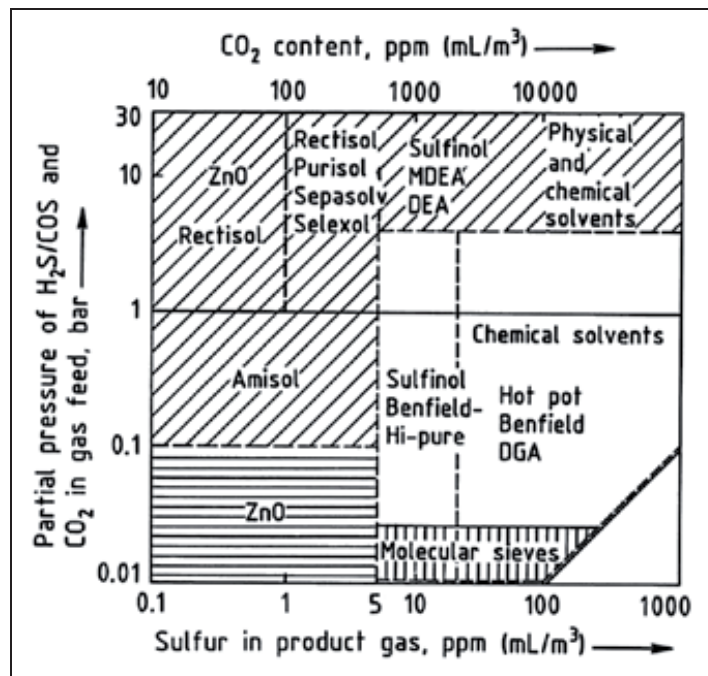
Bei der CO-Shift-Reaktion handelt es sich um eine exotherme Reaktion. Nach der durchgeführten Chem-CAD-Simulation erhöht sich die Temperatur des Gases im CO-Shift-Reaktor von ca. 300 auf 600 °C. Durch die Abkühlung des Gases auf die ursprüngliche Temperatur von ca. 300 °C in einem Wärmetauscher, kann an dieser Stelle im Prozess wiederum qualitativ hochwertiger Dampf erzeugt werden.

(6.) Gasreinigung (AGR: Acid Gas Removal)

Für die Reinigung des Synthesegases von CO_2 , Schwefelverbindungen und anderen Verunreinigungen stehen verschiedene großtechnisch erprobte Verfahren zur Verfügung. Die verwendeten Verfahren sind:

- Absorption (physikalisch oder chemisch)
- Adsorption (physikalisch oder chemisch)

Das Gasreinigungsverfahren wird je nach Verunreinigungsgrad, dem Partialdruck der im Synthesegas enthaltenen Komponenten und der Reinheit des gewünschten Gases ausgewählt. In Abb. 6.2 sind Auswahlkriterien für ein Gasreinigungsverfahren dargestellt.



Quelle: Higman und van der Burgt (2003)

Abb. 6.2: Auswahlkriterien für ein Gasreinigungsverfahren

Für die Fischer-Tropsch-Synthese sollte der Schwefelgehalt im reinen Synthesegas unter 1 ppm liegen (vgl. Tab. 6.1, Seite 98). Wird von einer einstufigen Gasreinigung ausgegangen kommen nach Abb. 6.2 somit nur Rectisol und die Adsorption an ZnO in Betracht. Unter Berücksichtigung der Tatsache, dass von einem Multi-Feed ausgegangen wird, wird in dieser Arbeit das robuste Rectisol-Verfahren ausgewählt und beschrieben.

Das Verfahren wurde von Lurgi für die Bereitstellung von sehr reinem Synthesegas, welches sich unter Druck befindet in den 1950er Jahren entwickelt und später von Lurgi und Linde weiterentwickelt. Das Verfahren war ursprünglich für

die Reinigung von Synthesegasen aus Kohle ausgelegt, wird heute aber auch für die Reinigung von Synthesegasen aus Ölen eingesetzt. Das Verfahren kommt z.B. bei der Fa. Sustec Schwarze Pumpe zur Reinigung des Synthesegases zur Methanolproduktion, sowie bei der Kohlevergasung von Sasol (Südafrika) zur Erzeugung von synthetischen Kohlenwasserstoffen zum Einsatz.

Das Rectisol-Verfahren wird ausführlich in Ullmann (2002) beschrieben. Es benutzt Methanol als Lösungsmittel. Methanol besitzt die besondere Eigenschaft, dass die Löslichkeit von sauren Gasen in Methanol mit sinkender Temperatur steigt, während vor allem die Löslichkeit von CO und H₂ von der Temperatur nahezu unabhängig ist. Diese Tatsache hat jedoch zur Folge, dass die Rectisol-Wäsche bei sehr tiefen Temperaturen (-30 bis -75 °C) stattfindet. Das Verfahren bedarf einer optimalen Wärme- und Kälteverschaltung und ist dadurch komplexer und teurer als andere Reinigungsverfahren. Darüber hinaus muss das Synthesegas auf die tiefen Temperaturen abgekühlt werden und nach der Reinigung wieder auf die Temperatur der Synthese aufgewärmt werden, was mit einem zusätzlichen energetischen Aufwand verbunden ist.

6.1.2.4 Fließbilder der Modellanlage

Die in den vorangegangenen Kapiteln ausgewählten Prozesse ergeben die in Abb. 6.3 und Abb. 6.4 dargestellten Fließbilder der Modellanlage auf verschiedenen Abstraktionsebenen.

In Abb. 6.3 sind die Prozessketten der Modellanlage dargestellt, in Abb. 6.4 das Fließbild des Prozesses von der Flugstromdruck-Vergasung, über die Wärmerückgewinnung und Gaskonditionierung, sowie die Gasreinigung, bis zur Fischer-Tropsch-Synthese inkl. Kreislauffahrweise, Dampfreformer und Hydrocracker.

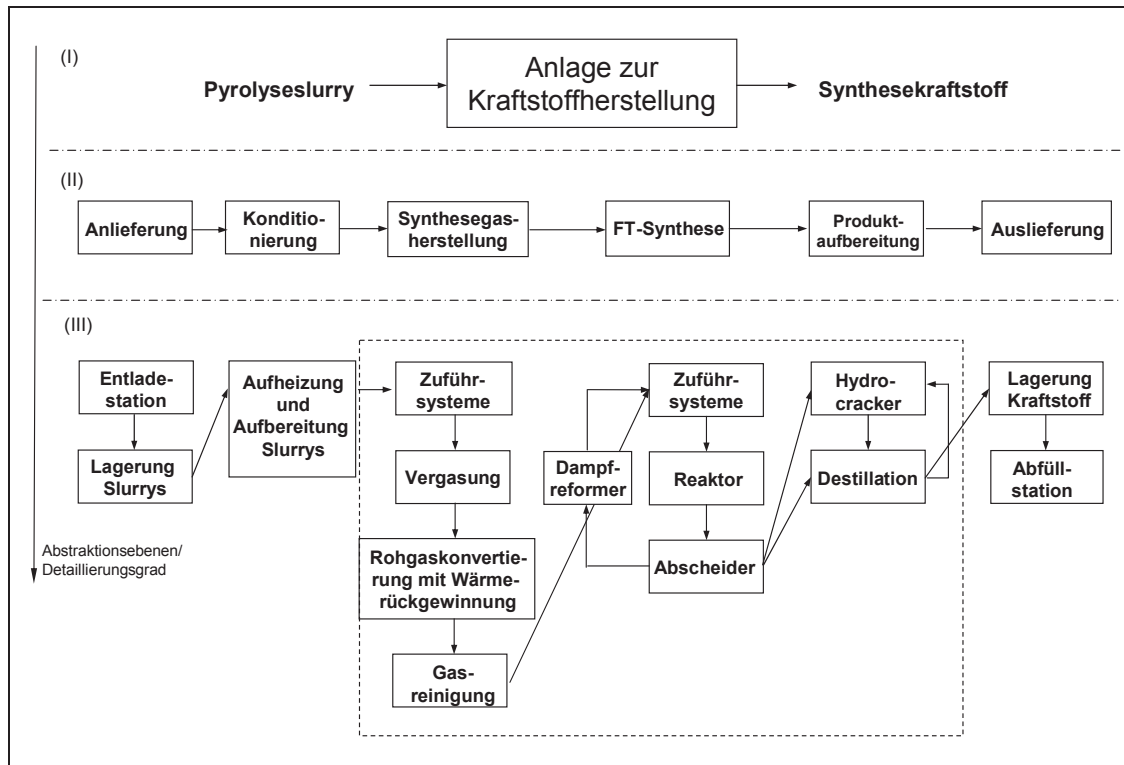


Abb. 6.3: Modellanlage zur Produktion von Kraftstoffen aus Pyrolyseslurry- Prozessketten entlang des Hauptstoffstroms auf verschiedenen Abstraktionsebenen

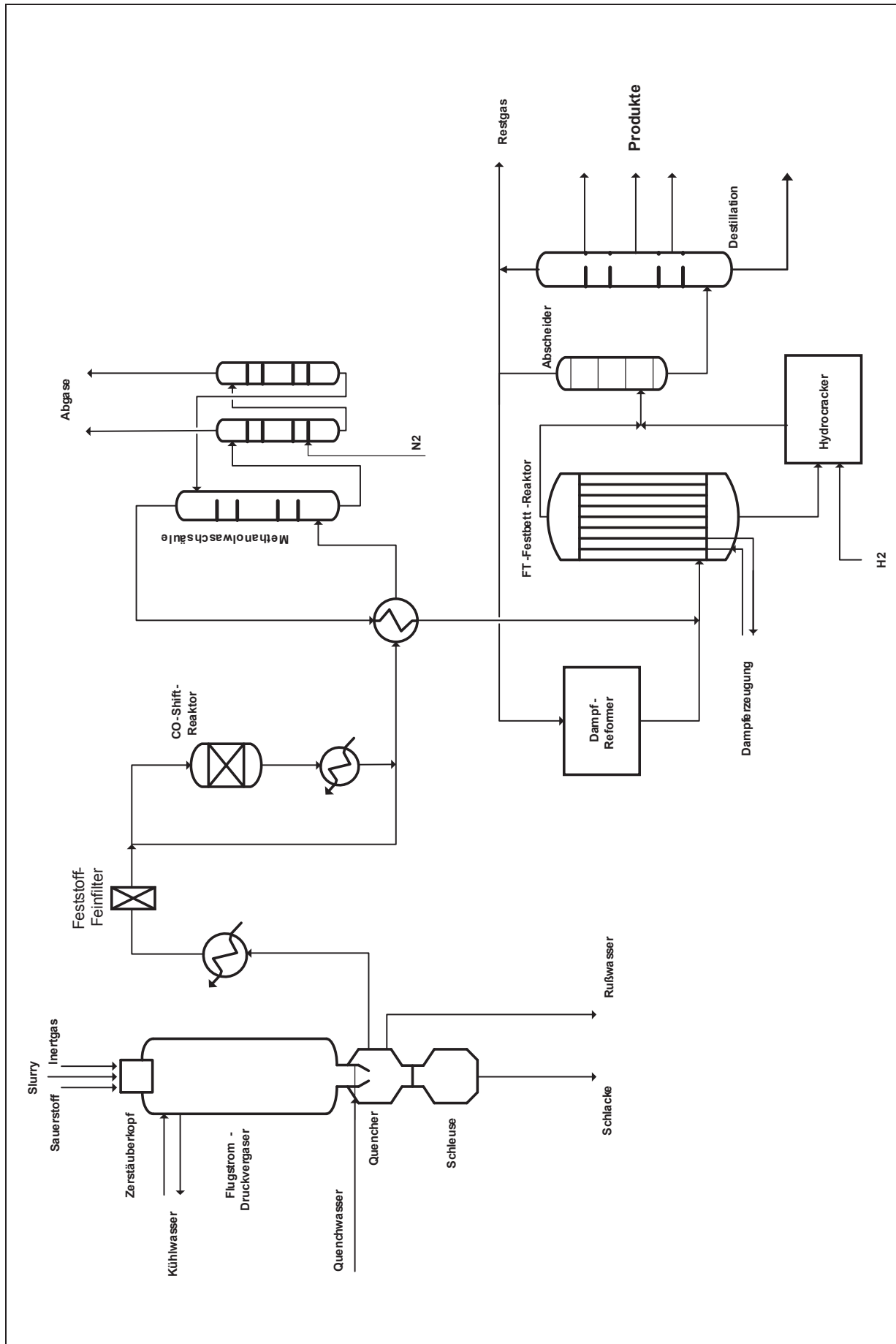


Abb. 6.4: Verfahrensfießbild der Prozessanlagen von der Vergasung bis zur Kraftstoffherstellung

6.1.2.5 Thermischer Wirkungsgrad und Sauerstoffbedarf

Der thermische Wirkungsgrad der Vergasung wird auch Kaltgaswirkungsgrad genannt. Der Kaltgaswirkungsgrad ist vor allem von der Vergasungstemperatur, sowie dem Wasser- und Kohlenstoffgehalt des Einsatzstoffs abhängig.

Mit steigender Vergasungstemperatur sinkt der Kaltgaswirkungsgrad, weil der Anteil an Verbrennungsprodukten während der Vergasung steigt. Die optimale Vergasungstemperatur für die Synthesegaserzeugung wird nach der Zusammensetzung des Rohsynthesegases eingestellt. Mit steigendem Wassergehalt sinkt der Kaltgaswirkungsgrad, weil mehr Energie und damit Oxidationswärme für die Aufheizung des Wassers benötigt wird. Der Kohlenstoffgehalt hat einen Einfluss auf den Kaltgaswirkungsgrad, weil bei niedrigem Kohlenstoffgehalt hohe Vergasungstemperaturen nur über die Oxidation von CO zu CO₂ realisiert werden können, was zu einer Verringerung des Kaltgaswirkungsgrad führt.

Typische Kaltgaswirkungsgrade bei der Flugstrom-Druckvergasung liegen bei 80 ± 5 %. Als Richtwert für den energetischen Wirkungsgrad des Reinsynthesegases für die Fischer-Tropsch-Synthese aus Pyrolyseslurry wird der von Wiemer et al. (2006) ermittelte Wert von 77 % herangezogen. Die Vergasungstemperatur lag dabei bei 1200°C, der Druck bei 30 bar.

Typische Lambda-Werte bei der Vergasung liegen zwischen 0,3 und 0,5. Der Bedarf an Sauerstoff ist dabei abhängig von der erforderlichen Vergasungstemperatur. Durch eine Slurryvorwärmung kann der Sauerstoffbedarf reduziert werden. Henrich und Dinjus (2005) geben als Richtwert für die Pyrolyseslurry-Vergasung einen Sauerstoffbedarf von rd. 300 Nm³/t Slurry an. Es wird dabei von 95 %-igem Sauerstoff ausgegangen. Higman (2005) empfiehlt dagegen, dass die hier untersuchten Vergasungsanlagen mit 99 %-igem Sauerstoff gefahren werden, um den Inertgasanteil im Produktgas zu minimieren.

6.1.2.6 Entwicklung der weltweiten Synthesegaskapazität

Die weltweite Kapazität von Synthesegasen lag 2005 bei ca. 42 GW_{th} (siehe Abb. 6.5). Bis 2010 wird mit einem Anstieg der Synthesegaskapazität auf ca. 70 GW_{th} gerechnet. Das Synthesegas wird zum größten Teil der Fischer-Tropsch-, Methanol- oder Ammoniaksynthese zugeführt (ca. 30 GW_{th}). Danach folgt die Stromproduktion mit ca. 8 GW_{th} (NETL, 2004). Der Rest verteilt sich hauptsächlich auf gasförmige Produkte.

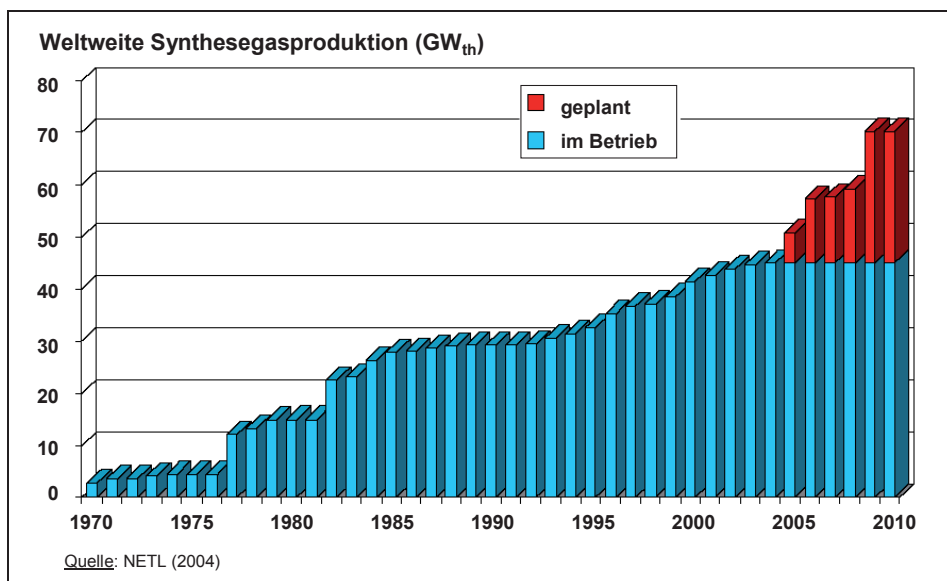


Abb. 6.5: Entwicklung der weltweiten Synthesegaskapazität in GW_{th}

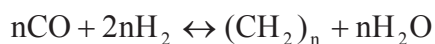
Der Haupteinsatzstoff bei der Vergasung ist Kohle, gefolgt von Erdöl. Erdgas kommt in weit geringerem Maße als Kohle und Erdöl zum Einsatz. Einen kleinen Anteil haben zudem Petrolkoks und Biomasse. Die größten Wachstumsraten werden mittelfristig Erdgas und Kohle zugeschrieben, wohingegen bei Erdöl wenig Wachstumschancen gesehen werden.

6.1.3 Fischer-Tropsch-Synthese

Die Fischer-Tropsch-Synthese (FTS) ist eine exotherme Synthese an Eisen- oder Cobalt-Katalysatoren, während der aus einem Synthesegas durch Additionsreaktion hauptsächlich gering verzweigte, gesättigte Kohlenwasserstoffe mit unterschiedlicher Kettenlänge produziert werden.

6.1.3.1 Grundprinzipien

Die Hauptreaktion während der FTS ist:



Als Nebenreaktionen treten u.a. die homogene Wassergas-Shift-Reaktion, die Boudouard-Reaktion und die Methanisierung auf, die die Selektivität und die Kinetik der Synthese beeinflussen.

Die Produktausbeuten der FTS sind abhängig von der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit (siehe Abb. 6.6), die durch Katalysatorwahl und Prozessbedingungen (z.B. Synthesegaszusammensetzung, Temperatur und Druck) beeinflusst wird.

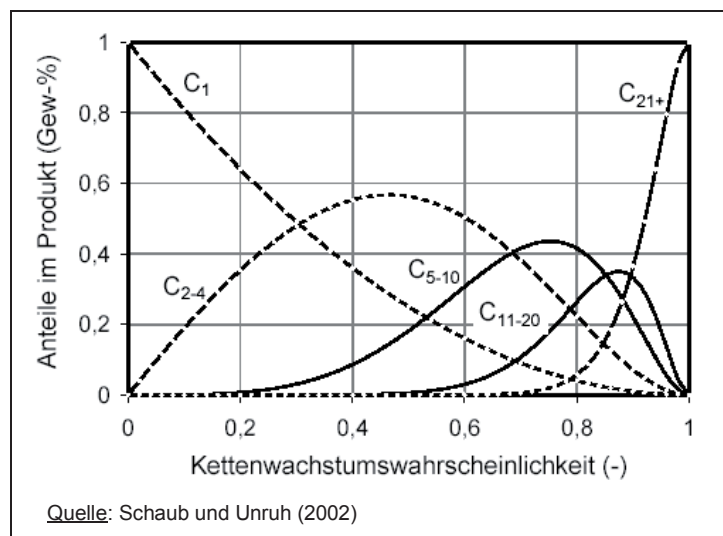


Abb. 6.6: Produktausbeuten in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit

Generell lässt sich die FTS bzgl. der Produktausbeute in die Niedertemperatur-FTS und die Hochtemperatur-FTS gliedern. Die Niedertemperatur-FTS (180-250 °C) führt zu einer höheren Ausbeute an längerkettigen Kohlenwasserstoffen, die Hochtemperatur-FTS (300-350 °C) zu einer höheren Ausbeute an kürzeren Kohlenwasserstoffen. Das Druckniveau bei beiden Synthesen liegt zwischen 20 und 45 bar. Mit der Niedertemperatur-FTS lassen sich die höchsten Kraftstoffausbeuten realisieren.

Die Anforderungen der FTS an das Synthesegas bzgl. des H₂/CO-Verhältnis, Anteil an Inertgas und Verunreinigungen sind von den Prozessbedingungen, dem Katalysator und von ökonomischen Faktoren abhängig. Bei der Niedertemperatur-FTS liegt das H₂/CO-Verhältnis nahe 2. Der Anteil an Inertgas hat Auswirkungen auf die Selektivität der Synthese, weil der Partialdruck von H₂ und CO sinkt.

Die Verunreinigungen im Synthesegas, wie Schwefel- oder Stickstoffverbindungen, sind überwiegend Katalysatorgifte, die die Aktivität und Standzeit der Katalysatoren vermindern. Der Anteil an Inertgas und an Verunreinigungen im Synthesegas wird in Abhängigkeit der Kosten für die Gasreinigung und -konditionierung, der Standzeit der Katalysatoren und der durchschnittlichen Produktausbeute eingestellt. Als Richtwerte für den Anteil an Verunreinigungen im Synthesegas für eine Niedertemperatur-FTS können die Werte aus Tab. 6.1 herangezogen werden.

Einen Überblick über die Grundprinzipien der FTS geben u.a. Schulz (1999) und Dry (2002).

Tab. 6.1: Richtwerte für Verunreinigungen im Synthesegas für eine Niedertemperatur Fischer-Tropsch-Synthese

Gaskomponente	Maximaler Anteil im Synthesegas ^{a)}
H ₂ S + COS + CS ₂	< 1 ppm
NH ₃ + HCN	< 1 ppm
HCl + HBr + HF	< 10 ppb
Alkalimetalle	< 10 ppb
Feststoffe	n.n.
Teerverbindungen	unter dem Taupunkt

Quelle: Boerrigter et al. (2002); Anmerkungen: ^{a)} bezogen auf Mol-%, ppm: parts per million, ppb: parts per billion

6.1.3.2 Reaktoren

Für die FTS wurden verschiedene Reaktoren entwickelt, die sich den folgenden drei Reaktortypen zuordnen lassen:

- Festbettreaktor
- Wirbelschichtreaktor (zirkulierend oder blasenbildend)
- Slurryreaktoren

Die FT-Reaktoren müssen die freiwerdende Wärme während der Synthese abführen, um eine möglichst isotherme Reaktion zu gewährleisten. Darüber hinaus muss eine Trennung von Katalysator und Produkt möglich sein.

Festbett- und Slurryreaktoren kommen bei der Niedertemperatur-FTS zum Einsatz, die Wirbelschichtreaktoren bei der Hochtemperatur-FTS. Für die Kraftstoffproduktion kommen somit nur Festbett- und Slurryreaktoren in Betracht. In Tab. 6.2 sind die bekanntesten Niedertemperatur-FT-Reaktoren und deren Betreiber bzw. Entwickler zusammengefasst.

Tab. 6.2: Betreiber von Niedertemperatur-FT-Reaktoren, Art der Reaktoren und Katalysatorwahl

Betreiber / Prozessbezeichnung	FT-Reaktor	FT-Katalysator
Sasol / SSPD (Sasol Slurry Phase Destillate)	Slurry	Co/Al ₂ O ₃
Sasol / ARGE (Arbeitsgemeinschaft Lurgi/Ruhrchemie)	Festbett	Fe
Shell / SMDS (Shell Middle Destillate Synthesis Process)	Festbett	Co/ZrO ₂ /SiO ₂
Exxon / AGC-21 (Advanced Gas Conversion Technology for the 21 st Century)	Slurry	Co
Syntroleum	Festbett	Co/Al ₂ O ₃
BPAmoco	Festbett	Co
Rentech	Slurry	Fe

Quelle: Riedel (2003)

Eine Präferenz für einen Niedertemperatur-Reaktortyp kann zurzeit nicht gegeben werden (Schulz, 2004). Festbettreaktoren existieren seit den 1950er Jahren und sind ausgereifter als Slurryreaktoren, die erst in den 1990er Jahren entwickelt wurden. Bei den Slurryreaktoren wurden einige Nachteile des Festbettreaktors, wie z.B. Wärmeabführung, Katalysator austausch oder Stofftransport im Reaktor verbessert. Darüber hinaus sind die Scale-up-Möglichkeiten im Fall des Slurryreaktors besser, und die Komplexität des Reaktors ist geringer. Nachteile ergeben sich allerdings durch die aufwändige Trennung von FT-Produkten und Katalysator. Darüber hinaus beeinträchtigen Katalysatorgifte den gesamten Katalysator, wohingegen beim Festbettreaktor nur der obere Teil der Katalysator-schüttung betroffen ist (Dry, 2002).

6.1.3.3 Produktaufbereitung

Für eine hohe Kraftstoffausbeute wird ein Teil der gasförmigen FT-Primärprodukte dem Reaktor durch Kreislaufführung wieder zugeführt. Die längerkettigen primären Fischer-Tropsch-Produkte werden aufbereitet, um die Kraftstoffausbeute zu erhöhen und um die gewünschte Kraftstoffqualität zu erzielen. Als Prozessschritte kommen vor allem Hydrocracking und Isomerisierung zum Einsatz. Durch die Produktaufbereitung wird in der Anlage eine nicht zu vernachlässigende Menge an Wasserstoff benötigt.

Synthesekraftstoffe zeichnen sich im Gegensatz zu Kraftstoffen aus Erdöl durch eine niedrige Siedelage, Schwefel- und Aromatenfreiheit, sowie einen großen Zündverzug (moderate Cetanzahl) aus. Durch den Grad der Isomerisierung paraffinischer Bestandteile ist es zudem möglich, begrenzt Einfluss auf die Verbrennungsparameter zu nehmen. Die Automobilindustrie spricht in diesem Zusammenhang bei Synthesekraftstoffen auch von Designerkraftstoffen.

6.1.3.4 Thermische Wirkungsgrade

Bei der Betrachtung der energetischen Wirkungsgrade der Fischer-Tropsch-Synthese und der Kraftstoffaufbereitung wird von einer Kreislaufführung des Restgases ausgegangen. Die energetischen Wirkungsgrade der Produktion von Synthesekraftstoff sind in Tab. 6.3 angegeben.

Tab. 6.3: Richtwerte für die energetischen Wirkungsgrade der FT-Synthese und der Produktaufbereitung zu Synthesekraftstoff

Prozess	Wirkungsgrad η_E
FT-Synthese ^{a)}	0,75
Produktaufbereitung zu Synthesekraftstoff ^{b)}	0,78

Quelle: ^{a)} Henrich und Dinjus (2005); ^{b)} Angabe Schulz (2004): 75-80 %

Neben den FT-Primärprodukten, die 75 % der eingesetzten Energie beinhalten, fällt bei der FT-Synthese Satttdampf bei Temperaturen zwischen 200 und 250 °C an, der ca. 18 % der eingesetzten Energie enthält, sowie Restgas mit 6 % der eingesetzten Energie. Die Verluste werden mit 1 % angenommen (Henrich und Dinjus, 2005).

Nach der Aufbereitung der FT-Primärprodukte zu Synthesekraftstoffen enthalten diese noch ca. 78 % der Energie der FT-Primärprodukte. Die Synthesekraftstoffe setzen sich dabei zu 60 % aus Diesel, zu 25 % aus Kerosin und zu 15 % aus Naphtha zusammen (Timjensen et al., 2002). Neben den Synthesekraftstoffen entstehen C₅-Produkte⁸ mit ca. 10 % der Energie der FT-Primärprodukte und langkettige Produkte, wie Wachse, die ca. 11 % der Energie der FT-Primärprodukte aufweisen. 1 % wird wiederum als Verlust angenommen (Henrich und Dinjus, 2005).

Inwieweit wertvolle C₅-Produkte und wertvolle langkettige Produkte, wie Wachse, als Koppelprodukte vermarktet werden können, ist vom Standort abhängig. In dieser Arbeit werden in einem ersten Ansatz alle Koppelprodukte der elektrischen Stromerzeugung zugeführt.

6.1.3.5 Entwicklung der FT-Synthese

Die FT-Synthese gelang erstmals in den 1920er Jahren. Die erste technische Realisierung erfolgte 1936 in Deutschland, mit Kohle als Rohstoff. Ab 1955 wurden in Südafrika großtechnisch FT-Kraftstoffe hergestellt. Die jährliche Produktion an synthetischen Kohlenwasserstoffen aus Kohle lag in Südafrika 2005 bei ca. 7 Mio. t (Sasol, 2005).

In den 1980er Jahren wuchs das Interesse, in entlegenen Gebieten der Erde und in Erdölregionen aus Erdgas synthetische Kohlenwasserstoffe zu produzieren (GTL). Grund hierfür waren steigende Rohölpreise und niedrige Preise für Erdölbegleitgas und Erdgas. In den 1990er Jahren gingen die ersten zwei größeren GTL-Anlagen in Mosselbay (Südafrika, Kapazität: ca. 2 Mio. t/a synthetische Kohlenwasserstoffe) und in Bintulu (Malaysia, Kapazität: ca. 0,5 Mio. t/a synthetische Kohlenwasserstoffe) in Betrieb.

Bis zum Jahr 2020 könnte die GTL-Produktion nach den bislang angekündigten Projekten bei 27 Mio. t/a an synthetischen Kohlenwasserstoffen liegen (Davies, 2004). Die Bundesregierung geht in ihrem Perspektivbericht (Bundesregierung, 2004) weltweit von 10 Mio. t/a an GTL-Kraftstoffen im Jahr 2020 aus.

⁸ C₅.: Kohlenwasserstoffe mit weniger als 5 C-Atomen.

6.1.4 Hilfsbetriebsanlagen

Als Haupthilfsbetriebsanlagen werden Anlagen zur Luftzerlegung und Schwefelrückgewinnung, sowie ein GuD-Kraftwerk benötigt. Diese Anlagen machen den Großteil der Investitionen für die Hilfsbetriebsanlagen aus. Darüber hinaus wird während der Kraftstoffaufbereitung Wasserstoff benötigt.

6.1.5 Bewertung

Die Aufbereitung von Pyrolyseslurry bzw. die Slurryherstellung muss im weiteren Verlauf der Entwicklung weiter spezifiziert werden. Die Entwicklung der Slurryaufbereitung bzw. -herstellung sollte jedoch einfach zu realisieren sein. Inwieweit der Sand im Slurry bei der Vergasung Probleme bereitet, muss im weiteren Verlauf der Entwicklung geklärt werden.

Der GSP-Vergaser steht zurzeit mit einer Kapazität von $130 \text{ MW}_{\text{th}}$ zur Verfügung. Für größere Anlagen muss die thermische Leistung des Vergasers vergrößert werden. Für das Up-Scale des Vergasers ist Entwicklungsarbeit notwendig. Für die Anlagenkomponenten nach dem Vergaser stehen ausgereifte, großtechnisch erprobte Verfahren zur Verfügung.

Es wird ersichtlich, dass die Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry wesentlich schneller zu realisieren ist, als die Produktion von Pyrolyseslurrys an sich. Falls sich darüber hinaus die Vergasung von Pyrolyseslurrys mit Sand als ungeeignet herausstellt, wird dies größere Auswirkungen auf die Entwicklung der Schnellpyrolyse haben (siehe auch Kapitel 7).

6.2 Kenngrößen zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry

Die Basis für die Bestimmung der Kenngrößen zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry sind die Modellanlage und die getroffenen Annahmen aus Kap. 6.1, sowie das Gleichungssystem aus Kap. 4.

Darüber hinaus werden folgende Annahmen für die Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry getroffen:

- Der benötigte Energiebedarf an Slurry wird zur einen Hälfte aus Strohlurry und zur anderen Hälfte aus Waldrestholzslurry gedeckt.
- Die Slurry wird in $200\text{-MW}_{\text{in}}$ -Schnellpyrolyse-Anlagen produziert.
- Es wird angenommen, dass der produzierte Hochdruckdampf und die nicht verwendeten Koppelprodukte, sowie die Restgase (siehe auch Kap.

6.1) mit einem energetischen Wirkungsgrad von 0,4 in elektrische Energie umgewandelt werden.

- Für die Luftzerlegung wird $1 \text{ kW}_{\text{el}}/\text{Nm}^3$ Sauerstoff benötigt (Higman, 2005).
- Für die Luftzerlegung werden 62 % der in der Anlage produzierten elektrischen Energie benötigt. Es wird angenommen, dass die restliche Menge an elektrischer Energie den Verbrauch an elektrischer Energie in der Anlage deckt.
- Aus den getroffenen Annahmen ergibt sich, dass in erster Näherung der energetische Wirkungsgrad gleich dem Anlagenwirkungsgrad ist.
- Der Synthesekraftstoff besteht hauptsächlich aus Diesel, enthält aber auch eine Kerosin- und eine Naphtha-Fraktion. Es wird vereinfachend angenommen, dass der gesamte Synthesekraftstoff den Heizwert von synthetischem Diesel besitzt.

Tab. 6.4: Kenngrößen zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry – Anlagengröße rd. 200.000 t/a an Synthesekraftstoffen

	Einheit	
Heizwert Slurry	MJ/kg	16,58
Slurrykosten (1. Anlage/15. Anlage)	€/MWh	38,3/32,0
	€/t	176,4/147,5
Transportkosten Slurry ^{a)} 90 km	€/t	10,1
150 km	€/t	14,9
Anlagenparameter		
Thermische Vergaserleistung	MW _{th}	680
Volllaststunden	h/a	8000
Energetischer Wirkungsgrad ($E_{\text{Kraftstoff}}/E_{\text{Slurry}}$) ^{b)}	-	0,45
Heizwert Synthesekraftstoff ^{c)}	MJ/kg	43,84
Produktionskapazität Synthesekraftstoffe	t/a	201.000
Investition	Mio. €	439
Größendegressionsexponent für Investitionen ^{d)}	-	0,8
Annuität ^{e)}	l/a	0,094
Instandhaltungskosten pro Jahr in Prozent der Investitionen	%/a	3
Kosten für elektrische Energie	Mio. €/a	-
Personalbedarf ^{f)}	AK/a	100
Größendegressionsexponent für Personal	-	0,3
Personalkosten pro AK und Jahr	€/AK	60.000
Sonstige Kosten pro Jahr in Prozent der Investitionen	%/a	2

Anmerkungen: ^{a)} siehe Anhang A2, ^{b)} siehe Kap. 6.1, ^{c)} Hermann et al. (2005), ^{d)} in Anlehnung an Tijmensen et al. (2002) und NREL (1996), ^{e)} Laufzeit und Zinssatz siehe Anhang A3, ^{f)} in Anlehnung an Higman (2005), alle anderen Angaben sind eigene Abschätzungen

In Tab. 6.4 sind die Kenngrößen zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry für eine Anlage mit einer Kapazität von rd. 200.000 t/a an Synthesekraftstoffen dargestellt. Die angenommene Kapazität wurde auch von Choren (Rudloff, 2005) für die kommerzielle Produktion von Synthesekraftstoffen ausgewählt.

Der Heizwert und die Kosten für Slurry aus Stroh und Waldrestholz wurden in Kap. 5 berechnet. Die hier dargestellten Werte ergeben sich aus den oben genannten Annahmen. Die Transportkosten von Slurry sind im Anhang A2 zu finden. Die thermische Vergaserleistung wurde so gewählt, dass die Produktionskapazität von rd. 200.000 t/a an Synthesekraftstoffen erreicht wird.

Der Wert für die Investitionen basiert auf Leible et al. (2007) und gilt für die ersten Anlagen. Die Investitionen liegen um den Faktor 1,3 über den durchschnittlichen Investitionen für GTL-Anlagen der zweiten Generation (Samsam Bakhtiari, 2001) bei gleicher Kapazität, wenn ein Größendegressionsfaktor von 0,8 zugrunde gelegt wird. Bei den sonstigen Kosten sind die Kosten für Betriebsstoffe, wie Wasserstoff, Methanol usw. enthalten.

Mit den technischen und ökonomischen Kenngrößen lassen sich die Produktionskosten für Synthesekraftstoffe berechnen.

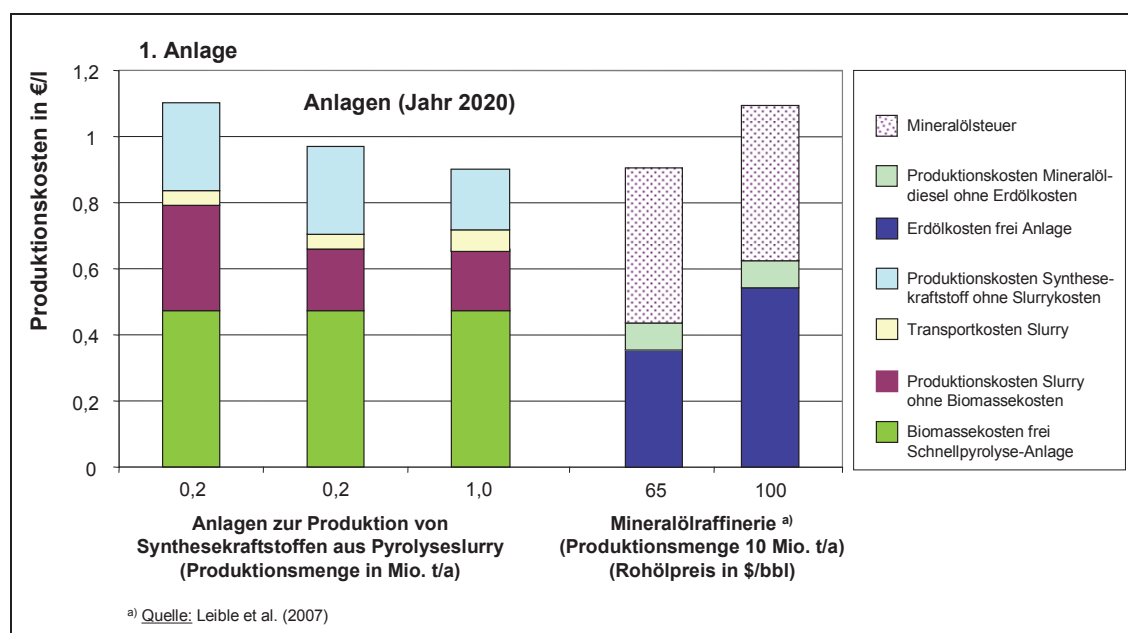


Abb. 6.7: Produktionskosten für Synthesekraftstoffe aus Pyrolyseslurry – Vergleich mit Mineralöldiesel

Für drei verschiedene Anlagen zur Produktion von Synthesekraftstoffen sind die Produktionskosten in Abb. 6.7 dargestellt. Darüber hinaus sind die Produktkosten für Mineralöldiesel für zwei verschiedene Rohölpreise in dieser Abbildung dargestellt.

Bei der ersten Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoffen liegen den Slurrykosten, die Produktkosten der ersten Schnellpyrolyse-Anlage zugrunde. Für die erste Anlage zur Produktion von 200.000 t Synthesekraftstoff pro Jahr werden vier Schnellpyrolyse-Anlagen mit einer Größe von 200 MW_{in} benötigt. Ein Lerneffekt kann bei der Schnellpyrolyse nach den Untersuchungen aus Kap. 4.4 deshalb noch nicht unterstellt werden.

Den beiden Anlagen zur Produktion von Synthesekraftstoff im Jahr 2020 liegen die Slurrykosten der 15. Schnellpyrolyse-Anlage zugrunde. Demgegenüber wird ein Lerneffekt bei den Anlagen zur Produktion von Synthesekraftstoff nicht eingerechnet, weil für das in Kap. 5.5 aufgestellte Szenario zur Produktion von 0,8 Mio. t Synthesekraftstoff pro Jahr in Deutschland weniger als 10 Anlagen benötigt werden und Lernkurven deshalb noch keine Aussagekraft besitzen (siehe Kap. 4.4). Die Reduktion der Kosten wird, wie in Abb. 6.7 auch zu sehen, hauptsächlich über Größendegressionen hervorgerufen werden.

Die Kosten für Synthesekraftstoffe liegen nach den getroffenen Annahmen für die erste Anlage bei 1,1 €/l und damit um den Faktor 2,5 über den Kosten für Mineralöldiesel (0,44 €/l) bei einem Rohölpreis von 65 \$/bbl. Nach dem zugrunde liegenden Szenario reduzieren sich die Kosten für Synthesekraftstoffe im Jahr 2020. Sie werden dann zwischen knapp unter 1,0 bzw. 0,9 €/l betragen, je nachdem welche Anlagengröße betrachtet wird. Bei einem Rohölpreis von 100 \$/bbl liegen die Produktionskosten der größeren Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoffen nur noch um den Faktor 1,5 über denen von Mineralöldiesel (0,63 €/l).

Die Größendegression bei Anlagen zur Produktion von Synthesekraftstoffen ist bei einer Kapazität von 1 Mio. t Synthesekraftstoffen jedoch noch nicht ausgeschöpft, und es ist noch Lernpotenzial in den Schnellpyrolyse-Anlagen vorhanden, so dass die Kosten für Synthesekraftstoffe nach 2020 weiter sinken werden.

Bei einer Mineralölsteuerbefreiung für Synthesekraftstoffe und Rohölpreisen von über 65 \$/bbl sind größere Anlagen zur Produktion von Synthesekraftstoffen mittelfristig konkurrenzfähig. Ohne Mineralölbefreiung müssen auch mittelfristig Nischenmärkte bedient werden, in denen höhere Preise verlangt werden können, um so konkurrenzfähig zu sein oder es müssen Zumischungsrichtlinien für Synthesekraftstoffe aus Biomasse erlassen werden.

Da es sich bei Synthesekraftstoffen um einen qualitativ hochwertigen Kraftstoff handelt (siehe auch Kap. 6.1.3.3), ist ein Premiumkraftstoff ähnlich Ultimate (Aral) oder V-Power (Shell) vorstellbar. Aufgrund der niedrigen Produktionskapazitäten würde der neue Kraftstoff voraussichtlich zunächst jedoch mit Mineralöldiesel gemischt werden.

Untersuchungen von Hermann et al. (2005) haben gezeigt, dass bei einer 20 %-igen Zumischung von Synthesekraftstoffen zum Mineralöldiesel die Emissionsvorteile gegenüber reinem Mineralöldiesel gering sind. Bei einer Zumischung von 50 % ergaben sich signifikante Unterschiede bei den Emissionen gegenüber reinem Mineralöldiesel. Darüber hinaus haben diese Kraftstoffe annähernd die gleichen Emissionswerte, wie reiner Synthesekraftstoff. Untersuchungen zum spezifischen Verbrauch von Fahrzeugen (z.B. in MWh/100 km), die mit Synthesekraftstoff und Mineralöldiesel fahren, sowie zur Leistung der Motoren, die mit solchen Mischungen gefahren werden, stehen erst am Anfang. Erste Erkenntnisse deuten jedoch darauf hin, dass auch hier Vorteile bei Mischungen von Synthesekraftstoff und Mineralöldiesel gegenüber reinem Mineralöldiesel zu erwarten sind. Ab welchen Mischungsverhältnissen diese signifikant werden, ist noch nicht geklärt.

Mit den Produktionskosten für Synthesekraftstoffe in der großen Anlage nach Abb. 6.7 und den Produktionskosten von Mineralöldiesel bei einem Rohölpreis von 100 \$/bbl, ergeben sich bei einer Zumischung von 50 % Synthesekraftstoff zum Mineralöldiesel Mehrkosten von 0,16 €/l gegenüber reinem Mineralöldiesel, wenn Synthesekraftstoffe aus Biomasse nicht von der Mineralölsteuer befreit werden. Bei einer Zumischung von 20 % von ca. 0,06 €/l. Heutige Premiumkraftstoffe sind im Schnitt 0,1 €/l teurer als konventionelle Kraftstoffe, so dass sich Premiumkraftstoffe aus Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry auch ohne Mineralölsteuerbefreiung auf dem Markt etablieren könnten.

Zu Beginn der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry oder aus Biomasse allgemein müssen andere Nischenmärkte bedient werden. So könnten z.B. Automobilhersteller Neufahrzeuge mit einer Tankfüllung Synthesekraftstoff aus Biomasse verkaufen. Solche Marketingstrategien können den Synthesekraftstoffen aus Biomasse helfen, sich zu entwickeln und müssen in der weiteren Entwicklungs- und Markteinführungsstrategie integriert werden.

Weiterhin können die folgenden Aussagen getroffen werden:

- Der energetische Wirkungsgrad der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz nach dem Konzept des Forschungszentrums Karlsruhe beträgt ca. 42 %.

- Der Energieaufwand für die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz, sowie für den Slurrytransport beträgt in Anlehnung an Leible et al. (2007) ca. 5 % des Energieinhalts der produzierten Synthesekraftstoffe für die hier untersuchten Anlagen.
- Der Gesamtwirkungsgrad dieses Prozesses, von der Bereitstellung der Biomasse bis zum Synthesekraftstoff, der sich aus dem Anlagenwirkungsgrad der Schnellpyrolyse und der Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry, sowie dem Energieaufwand für die Bereitstellung von Stroh, Waldrestholz, sowie dem Slurrytransport zusammensetzt, liegt dann bei ca. 33 %.
- Die durchgeführte Sensitivitätsanalyse ergab, dass bei einer Veränderung der Transportkosten für Slurry, die mit erheblichen Unsicherheiten behaftet sind, sich die Kosten für die Synthesekraftstoffe um maximal 3,5 % verändern, wenn die Transportkosten um ± 50 % variiert werden. Unsicherheiten bei den Transportkosten von Slurry haben somit einen sehr geringen Einfluss auf die Produktionskosten. Bei einer Veränderung der Investitionen um ± 30 % verändern sich die Kosten für Synthesekraftstoffe um ca. 7 % bei der kleinen Anlage und um ca. 5 % bei der großen Anlage. Dies entspricht bei der Großanlage einer Veränderung der Kosten für Synthesekraftstoffe von $\pm 0,05$ €/l, wenn sich die Investitionen um ± 130 Mio. € verändern. Der Einfluss der Unsicherheiten bei der angenommenen Investition von 439 Mio. € ist somit moderat.

7 Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit wurde das Schnellpyrolyse-Verfahren des Forschungszentrums Karlsruhe systemanalytisch untersucht und in den Prozess der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz eingebunden. Das Gesamtverfahren befindet sich in einem frühen Stadium der Entwicklung. Eine Bewertung und Einordnung des Schnellpyrolyse-Verfahrens war aufgrund von Wissensdefiziten bislang nicht möglich. In der Problemstellung wurden Fragen formuliert, die die wesentlichen Wissensdefizite zusammenfassen. Die Fragen wurden in der Arbeit mit wissenschaftlicher Methodik beantwortet.

Die Arbeit konzentrierte sich auf die Erarbeitung der technischen und ökonomischen Kenngrößen des Verfahrens. Die systemanalytische Vorgehensweise unterscheidet sich dabei von der Vorgehensweise einer techno-ökonomischen Analyse in der Weise, dass im ersten Fall die Definition, Beschreibung und Erläuterung des System bzw. des Modells, auf dem die Analyse aufbaut, aufgrund des frühen Entwicklungsstands einen wesentlich größeren Umfang einnimmt als im zweiten Fall, wo die Entwicklung meistens schon weiter vorangeschritten ist.

Als erstes wurden der Stand der Schnellpyrolyse erarbeitet und das zu untersuchende Anlagenmodell definiert. Dabei wurden bestehende verfahrenstechnische Unsicherheiten durch Annahmen ersetzt, die durch Experteninterviews auf Plausibilität überprüft wurden.

Anschließend daran wurde das Berechnungsmodell aufgebaut. Hier wurden u.a. Lernkurven als methodisches Werkzeug zur Abschätzung von mittelfristigen Produktkosten eingeführt. Eine einheitliche methodische Vorgehensweise bei der Anwendung von Lernkurven auf neue Verfahren fehlte bislang, so dass hier eine ausführliche Analyse der Lernkurven-Theorie stattgefunden hat. Darüber hinaus wurde ein Richtwert für den Fortschrittsfaktor von Schnellpyrolyse-Anlagen abgeleitet.

Die untersuchten Lernkurven zeigen, dass sich erst bei einer Betrachtung von 10 bis 20 Jahren der formelmäßige Zusammenhang heraus kristallisiert. Dabei sollte die Anzahl der untersuchten Anlagen größer als 10 sein und ein kontinuierlicher Zubau stattfinden, d.h. ein Zubau mit Zeitverzug. Bei gleichzeitigem Aufbau von mehreren Anlagen macht sich der Lerneffekt erst Jahre später bemerkbar. Dies bedeutet, dass beim Arbeiten mit Lernkurven immer ein detailliertes Szenario benötigt wird.

Durch Anlagenvergrößerung während des Zubaus werden Lerneffekte durch Skaleneffekte überlagert und verzerrt. Dies muss bei der Abschätzung von Lernen in Produktionssystemen berücksichtigt werden.

Aufgrund der hier gewonnenen Erkenntnisse wurde ein neuer Typ Lernkurve eingeführt, der bis auf die Kosten für die Edukte alle Kostenblöcke beinhaltet. Auf der einen Seite werden die Lernkurven durch Veränderungen der Eduktkosten nicht verzerrt, auf der anderen Seite werden alle sonstigen Kostenblöcke berücksichtigt, in denen Lernen stattfinden kann.

Mit dem Anlagen- und Berechnungsmodell wurde die Prozesskettenanalyse durchgeführt. Die Ergebnisse dieser Prozesskettenanalyse wurden mit Sankeydiagrammen und Kostenstrukturdiagrammen dargestellt und diskutiert. Die Hauptaufgabe bestand hier in der Datensammlung und -generierung. Die Ergebnisse wurden durch eine Sensitivitätsanalyse bewertet. So wurde hierdurch der Einfluss von Unsicherheiten auf das Gesamtergebnis sichtbar.

Nach der Schnellpyrolyse wurde die Anlage zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry nach dem gleichen Schema analysiert. Aufgrund der Schwerpunktsetzung der Arbeit war hier der Detaillierungsgrad geringer.

Als allgemeines Ergebnis ist festzuhalten, dass die Schnellpyrolyse ein Verfahren ist, mit dem die Synthesegaserzeugung aus Biomasse für einen großen Leistungsmaßstab realisierbar werden kann. Hierfür sind vor allem die folgenden zwei Tatsachen verantwortlich:

- Durch die dezentrale Schnellpyrolyse verringern sich die Transportentfernungen für Stroh und Waldrestholz.
- Durch die Slurryvergasung ist es möglich, große Druckvergaser mit Leistungen von bis zu 1 GW_{th} zu realisieren.

Ein Vergleich des Verfahrens des Forschungszentrums Karlsruhe zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Biomasse mit weiteren Verfahren zur Produktion dieser Kraftstoffe, die sich ebenfalls in der Entwicklung befinden, bzgl. Wirkungsgrade, Produktionskosten, Scale-up-Möglichkeiten steht noch aus. Die in dieser Arbeit bereitgestellten Daten, sowie das Berechnungsmodell eignen sich als Grundlage für einen solchen einheitlichen Vergleich.

Die durchgeführte Analyse des technischen Stands der Schnellpyrolyse ergab, dass bei den Verfahrensausführungen noch etliche Fragen offen sind. So ist etwa der Einsatz von Sand als Wärmeträgermedium fraglich, weil noch nicht geklärt ist, inwieweit Sand bei der Vergasung Probleme bereitet. Die Auswirkungen auf die Kenngrößen der Modellanlage beim Umstieg von Sand auf z.B. Stahlkugeln wurden qualitativ abgeschätzt und als niedrig eingestuft. Größere Auswirkungen

einer solchen Umstellung ergeben sich in der momentanen Entwicklung des Verfahrens. Durch den Umbau der Pilotanlage würden hier höhere Kosten auf die Entwicklung zu kommen, und die Entwicklung würde sich zeitlich verschieben. Insgesamt wurden keine KO-Kriterien gefunden, die gegen die weitere Entwicklung der Schnellpyrolyse nach dem Konzept des Forschungszentrums Karlsruhe sprechen.

Die Entwicklung des Schnellpyrolyse-Verfahrens wird noch einige Zeit in Anspruch nehmen. Nach einer Analyse der Dauer der Entwicklung bei anderen Schnellpyrolyse-Verfahren ist mit mindestens zwei Jahren pro Entwicklungsphase zu rechnen, so dass im Jahr 2010 die Demonstration des Verfahrens möglich ist.

Der Vergleich von Stroh und Waldrestholz als Einsatzstoff für die Schnellpyrolyse ergab, dass die Produkte der Schnellpyrolyse aus Waldrestholz qualitativ besser sind und sich so Vorteile bei der Lagerung und dem Transport von Slurry aus Waldrestholz gegenüber Slurry aus Stroh ergeben. Der Nachteil des Einsatzes von Waldrestholz gegenüber Stroh ist der wesentlich höhere Energiebedarf zur Trocknung.

Die Energiebilanz der Schnellpyrolyse für Stroh und Waldrestholz zeigt, dass der energetische Wirkungsgrad über die Anlagengrenze (Energie Slurry/Energie der zu pyrolysierenden Biomasse_(roh)) mit 91 bzw. 97 % bei Stroh bzw. Waldrestholz im Vergleich zu anderen Konversionsverfahren hoch ist. Dies trifft auch noch zu, wenn der energetische Wirkungsgrad über die Grenze der Schnellpyrolyseeinheit (Energie Slurry/Energie der zu pyrolysierenden Biomasse_(getr)) herangezogen wird, der für Stroh und Waldrestholz bei ca. 90 % liegt.

Für den Prozess wird jedoch zusätzlich Energie für Wärme und Elektrizität benötigt. Der Bedarf an zusätzlicher Primärenergie liegt bei 19 bzw. 27 % der Energie des zu pyrolysierenden Strohs bzw. Waldrestholz im Rohzustand (Energie für Prozess/Energie der zu pyrolysierende Biomasse_(roh)). Der Anlagenwirkungsgrad der Schnellpyrolyse-Anlagen (Energie Slurry/(Energie der zu pyrolysierenden Biomasse_(roh)+Energie für Prozess) beträgt dann ca. 76,5 %, womit der hohe energetische Wirkungsgrad der Schnellpyrolyse wieder relativiert wird. Die Massen- und die Energiebilanz lässt sich auf die weiteren Schnellpyrolyse-Verfahren, die Sand als Wärmeträger einsetzen, in erster Näherung übertragen.

Die Kosten für Slurry werden zu Beginn der Produktion zwischen 37 und 45 €/MWh bzw. zwischen 10 €/GJ und 13 €/GJ liegen, je nachdem welche Anlagengröße und welcher Einsatzstoff zugrunde gelegt wird. Wegen der existierenden Unsicherheiten beim jetzigen Stand der Entwicklung wird von einer Bandbreite der dargestellten Kosten von ± 20 % ausgegangen. Der Hauptteil der

Kosten (50-70 %) wird durch die Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz verursacht. Durch den gemeinsamen Einsatz von Stroh und Waldrestholz in der gleichen Anlage werden die Bereitstellungskosten von Stroh und Waldrestholz frei Anlage reduziert, weil das Erfassungsgebiet der Biomasse kleiner wird. Diese Option muss in der weiteren Entwicklung wirtschaftlich bewertet werden.

Nach dem erarbeiteten Lernkurventyp und dem aufgebauten Szenario (Aufbau von Schnellpyrolyse-Anlagen mit einer kumulierten Kapazität von 3000 MW_{in} bis 2020) sinken die Kosten für Slurry mittelfristig auf 31 bis 34 €/MWh bzw. 8,6 bis 9,4 €/GJ, je nach Einsatzstoff und Anlagengröße. Die Analyse von Produktionssystemen bzgl. ihres Lernpotenzials deutet an, dass die mittelfristigen Kosten für die Slurry bei kontinuierlicher Produktion und einem weiteren Ausbau der Kapazität weiter reduziert werden können.

Nach dem Szenario sind Anlagen mit einer Größe von 100 bis 200 MW am günstigsten. Bei der Wahl der Anlagengröße, stellt sich die Frage nach dem realistischen Zubau von Anlagen pro Jahr. Unter Einbeziehung des Stands der Technik und dem daraus resultierenden Zeitraum wird hier von einem Zubau von 200-MW_{in}-Anlagen ausgegangen, auch weil die Slurrykosten dieser ersten Anlage günstiger sind als die der kleineren Anlagen.

Bei einer 200-MW_{in}-Anlage handelt es sich um eine regionale Anlage, so dass diese Schnellpyrolyse-Anlage in das Konzept des Forschungszentrums Karlsruhe passt. Welche Standorte für diese Anlagen in Betracht kommen, muss noch geklärt werden. Vor allem das Biomasseaufkommen und deren Kosten in der Region, sowie die Verkehrsinfrastruktur werden die Standortwahl beeinflussen. Nicht zu vernachlässigen sind die Sicherheitsbestimmungen, die eine solche Anlage erfüllen muss. In diesem Zusammenhang sollte das Genehmigungsverfahren einer solchen Anlage in der weiteren Entwicklung analysiert werden, um die Entwicklungsarbeiten zielorientiert durchführen zu können.

Als Prozessschritt bei der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz bietet die Schnellpyrolyse nach den vorliegenden Erkenntnissen erhebliches Potenzial, allerdings besteht für dessen Erschließung noch ein großer F&E- und Demonstrationsbedarf.

Die Entwicklung der Prozessschritte der Vergasung bis zur Kraftstoffaufbereitung ist wesentlich weiter vorangeschritten als die Entwicklung der Schnellpyrolyse. Der Großteil der Verfahren steht großtechnisch zur Verfügung. Für die Abschätzung der technischen und ökonomischen Kenngrößen standen daher belastbare Richtwerte zur Verfügung.

Mit den getroffenen Annahmen lassen sich mit dem Konzept des Forschungszentrums Karlsruhe Produktkosten für Synthesekraftstoffe aus regionaler Biomasse mittelfristig von unter einem Euro pro Liter realisieren. Zu Beginn der Produktion werden die Kosten für einen Liter Synthesekraftstoff jedoch ca. 2,5-mal höher sein als die Produktkosten für Mineralöldiesel bei einem Rohölpreis von 65 \$/bbl. Zu berücksichtigen ist hierbei jedoch, dass Stroh und Waldrestholz aus der regionalen Umgebung der Schnellpyrolyse-Anlagen herangezogen wird, welches nicht die billigste Biomasse darstellt. Aber nur mit dieser Biomasse lässt sich die Importabhängigkeit von Energieträgern in Deutschland und der EU verringern.

Bei Synthesekraftstoffen handelt es sich um qualitativ hochwertige Kraftstoffe, für die höhere Preise erzielt werden können. Erste Untersuchungen legen nahe, dass Kraftstoffen, denen 20 bis 50 % Synthesekraftstoff zum Mineralölkraftstoff beigemischt werden, Vorteile bei den Emissionen bringen und zudem der spezifische Verbrauch gesenkt werden kann. Solche Kraftstoffe mit Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry sind 0,06 bis 0,16 €/l teurer als konventionelle Kraftstoffe (Rohölpreis 100 \$/bbl und eine Anlagenkapazität zur Produktion von Synthesekraftstoffen aus Pyrolyseslurry von 1 Mio. t/a). Es wird ersichtlich, dass ein solcher Kraftstoff beim Vergleich mit heutigen Premiummarken, wie V-Power (Shell) oder Ultimate (Aral), konkurrenzfähig sein kann, auch wenn der Synthesekraftstoff nicht von der Mineralölsteuer befreit ist.

Weil die Entwicklungsstände der Schnellpyrolyse und der Synthesegaserzeugung sehr unterschiedlich sind, ist es betriebswirtschaftlich sinnvoll, die Produktion von Pyrolyseslurry langsam auszubauen und die ersten Anlagen zur Produktion von Synthesekraftstoffen mit einer Mischung aus Pyrolyseslurry und fossilen Slurries zu betreiben. Aufgrund des speziellen Vergasers bieten sich hier z.B. Slurries aus Petrolkoks und Schweröl, sowie Kohleslurries aus minderwertiger Kohle an. Die Verwendung solch schwieriger Energieträger führt zu einer optimalen Ausnutzung von vorhandenen Energieträgern.

Eine Förderstrategie für Verfahren, in denen sowohl fossile als auch biogene Einsatzstoffe zum Einsatz kommen, existiert in Deutschland jedoch noch nicht. Ohne staatliche Förderstrategien oder politische Rahmenbedingungen wird es die Technologie aber schwer haben, sich gegen die etablierten Technologien durchzusetzen. Es müssen jedoch Möglichkeiten bestehen, neue Technologien aus Sicht der Vorsorgeforschung in Nischenmärkten zu etablieren, um für Zeiten, in denen fossile Brennstoffe deutlich mehr kosten als heute, ausgereifte Technologien zur Verfügung zu haben, die eine gesicherte und dann auch günstige Energieversorgung gewährleisten.

8 Literaturverzeichnis

Literatur zu Kapitel 1

- Bockey, D., 2006: Biodiesel und pflanzliche Öle als Kraftstoffe – aus der Nische in den Kraftstoffmarkt. In: Technikfolgenabschätzung, Theorie und Praxis, Nr. 1, 15. Jahrgang
- Boerrigter, H. und B. van der Drift, 2005: „Biosyngas“ key-intermediate in production of renewable transportation fuels, chemicals, and electricity: optimum scale and economic prospects of Fischer-Tropsch plants. Proceedings of the 14th European Biomass Conference, 17-21.10.2005, Paris, im Druck
- Bundesregierung, 2004: Fortschrittsbericht 2004: Perspektiven für Deutschland, Unsere Strategie für eine nachhaltige Entwicklung
- Choren, 2006: www.choren.de, zuletzt besucht am 17.03.2006.
- Coenen, R. und A. Grunwald, 2003: Nachhaltigkeitsprobleme in Deutschland – Analysen und Lösungsstrategien. edition sigma, Berlin
- EU-Kommission, 1997: Energie für die Zukunft: Erneuerbare Energieträger. EU-Weissbuch
- EU-Kommission, 2001: Die europäische Verkehrspolitik bis 2010: Weichenstellung für die Zukunft. EU-Weissbuch
- EU-Kommission, 2003: EU-Biokraftstoffrichtlinie, Richtlinie 2003/30/EG des europäischen Parlaments und des Rates
- FNR (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe), 2005: Synthetische Biokraftstoffe: Techniken – Potenziale – Perspektiven. Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“, Band 25, Landwirtschaftsverlag Münster
- Gerling, J.P., 2005: Erdöl - Reserven, Ressourcen und Reichweiten - eine Situationsbeschreibung aus Sicht der BGR. DGMK-Frühjahrstagung in Celle
- Grunwald, A., 2002: Technikfolgenabschätzung – eine Einführung. Reihe „Gesellschaft – Technik – Umwelt“, Ed. Sigma, Berlin, S. 145
- Hauff, V., 1987: Unsere gemeinsame Zukunft. Der Brundtland-Bericht der Weltkommission für Umwelt und Entwicklung. Eggenkamp-Verlag, Greven
- Henrich, E., Dinjus, E. und D. Meier, , 2004: Synthesegas aus verflüssigter Biomasse. DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen
- IEA, 2004: World Energy Outlook 2004. OECD/IEA, Paris

- Kopfmüller, J., V. Brandl, J. Jörissen, M. Paetau, G. Banse, R. Coenen und A. Grunwald, 2001: Nachhaltige Entwicklung integrativ betrachtet – Konstitutive Elemente, Regeln und Indikatoren. edition sigma, Berlin
- Leible, L., S. Kälber, G. Kappler, S. Lange, E. Nieke, D. Wintzer and B. Fürniß, 2006: Competitiveness and CO₂ mitigation costs of biogenic residues and waste for heat and power production. Hrsg. A.V. Bridgwater, Science in thermal and chemical biomass conversion. Victoria, Canada
- Schmitz, N., 2006: Bioethanol als Kraftstoff – Stand der Perspektiven. In: Technikfolgenabschätzung, Theorie und Praxis, Nr. 1, 15. Jahrgang
- Tseng P., Lee, J., Kypreos, S. und L. Barreto, 1999: Technology Learning and the Role of Renewable Energy in Reducing Carbon Emissions. IEA International Workshop on Technologies to reduce Greenhouse Gas Emissions, Washington D.C.

Literatur zu Kapitel 2

- Adjaye, J.D., R.K. Sharma und N.N. Bakhshi, 1992: Characterization and stability analysis of wood-derived bio-oil. Fuel Processing Technology, Vol. 31, 241-256
- Babu, B.V. und A.S. Chaurasia, 2004: Pyrolysis of biomass: improved models for simultaneous kinetics and transport of heat, mass and momentum. Energy Conversion and Management 45, 1297-1327
- Beaumont, O., 1993: Flash Pyrolysis Products from Beech Wood. Wood and Fiber Science, Vol. 17(2), 228-239
- Boukis, I., 1996: Practical Implications during Operation of a CFB Air-Blown Pyrolyser. Bio-Oil, Production & Utilisation; Proceedings of the 2nd EU-Canada Workshop on Thermal Biomass Processing, 49-65
- Boukis, I., M.E. Gyftopoulou und I. Papamichael, 2000: Fast Pyrolysis of Biomass in a Circulating Fluidized Bed Reactor. 1st World Conference on Biomass for Energy and Industry, Sevilla, Spain, 1510-1513
- Bridgwater, A.V., A.J. Toft und J.G. Brammer, 2002: A techno-economic comparison of power production by biomass fast pyrolysis with gasification and combustion. Renewable and Sustainable Review 6, 181-248
- Bridgwater, A.V., S. Czernik und J. Piskorz, 2001: An Overview of Fast Pyrolysis. Progress in Thermochemical Biomass Conversion, IEA Bioenergy, Vol. 2, 977-997
- Bridgwater, A.V. und G. Grassi, 1991: Biomass Pyrolysis Liquids: Upgrading and Utilisation. Elsevier Applied Science
- Bridgwater, A.V. und G.V.C. Peacocke, 2000: Fast pyrolysis processes for biomass. Renewable and Sustainable Energy Reviews 4, 1-73
- Brocksiepe, H.-G., 1976: Holzverkohlung. Ullmanns Enzyklopädie der technischen Chemie, Band 12, Verlag Chemie, Weinheim

- Chum, H.L., 1993: Chemicals and Products from Biomass Conversion: An Overview. First Biomass Conference of the Americas: Energy, Environment, Agriculture and Industry, Burlington (Vermont), NREL, Vol. II, 1201-1214
- Czernik, S, D.K. Johnson und S. Black, 1994: Stability of wood fast pyrolysis oil. Biomass and Bioenergy, Vol. 7, Issues 1-6, 187-192
- Diebold, J.P., 1999: A Review of the Chemical and Physical Mechanisms of the Storage Stability of Fast Pyrolysis Bio-Oils (Internetrecherche)
- Evans, R.J. und T.A. Milne, 1987: Molecular Characterization of the Pyrolysis of Biomass. 1. Fundamentals. Energy and Fuels, Vol. 1, Number 2
- Fagernäs, L., 1995: Chemical and physical characterisation of biomass-based pyrolysis oils, Literature review. VTT Research Notes, 1706, Technical Research Centre of Finland, Espoo
- Garcia-Pérez, M., A. Chaala und C. Roy, 2002: Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis 65, 111-136
- Girard, P., J. Blin, A.V. Bridgwater und D. Meier, 2004: An assessment of bio-oil toxicity for safe handling and transportation: toxicological and ecotoxicological tests. to be published
- Graham, R.G., B.A. Freel, D.R. Huffman und M.A. Bergougnou, 1994: Commercial-scale rapid thermal processing of biomass. Biomass and Bioenergy, Volume 7, Issues 1-6, 251-258
- Gust, S., J.-P. Nieminen und T. Nyrönen, 2002: Forestera™- liquefied wood fuel pilot plant. Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste, Proceedings of an Expert Meeting, Strasbourg 2002, 169-174
- Henrich, E., E. Dinjus und D. Meier, 2002: Flugstromvergasung von flüssigen Pyrolyseprodukten bei hohem Druck – Ein neues Konzept zur Biomassevergasung. DGMK-Tagung: „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen V, DGMK-Tagungsbericht 2002-2, ISBN 3-931-850-91-9; 95-102
- Henrich, E. und E. Dinjus, 2003: Das FZK-Konzept zur Kraftstoffherstellung aus Biomasse. Biomasse-Vergasung – Der Königsweg für eine effiziente Strom- und Kraftstoffbereitstellung, Internationale Tagung der Instituts für Energetik und Umwelt (Leipzig) und RENET (Renewable Energy Network Austria), Leipzig, 1./2.10.2003
- Henrich, E., A. Kögel, K. Raffelt, R. Stahl, J. Steinhardt und F. Weirich, 2005: Schnellpyrolyse von Lignocellulose und Slurryherstellung aus Pyrolyseprodukten. MLR-Abschlussbericht: Gaserzeugung aus Biomasse, Projektteil II
- IEA, 2000: Experience Curves For Energy Technology Policy. OECD/IEA
- Janse, A.M.C., W. Prins und W.P.M. van Swaaij, 1997: Development of a Small Integrated Pilot Plant for Flash Pyrolysis of Biomass. Developments in Thermalchemical Biomass Conversion, Vol.1, 368-377

- Johnson, D. A., D. Maclean, J. Feller, J. Diebold und H. L. Chum, 1994: Developments in the scale-up of the vortex-pyrolysis system. *Biomass and Bioenergy*, Vol. 7, Issues 1-6, 259-266
- Johnson, D. A. und D. Maclean, 1993: Ablative Fast Pyrolysis: Converting Wood, Agricultural Wastes and Crops into Energy and Chemicals. First Biomass Conference of the Americas: Energy, Environment, Agriculture and Industry, Burlington (Vermont), NREL, Vol. II, 1367-1381
- Klaubert, H. und D. Meier, 2002: Untersuchungen zur Wirbelschichtpyrolyse von Holzpartikeln. BFH Arbeitsbericht 2002/1
- Lédé, J., 2003: Comparison of contact and radiant ablative pyrolysis of biomass. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* 70, 601-618
- Lédé, J., F. Verzaro, B. Antoine und J. Villiermaux, 1986: Flash pyrolysis of wood in a cyclone reactor. *Chemical Engineering and Processing*, Volume 20, Issue 6, 309-317
- Liden, A.G., F. Berruti und D.S. Scott, 1988: A Kinetic Model for the Production of Liquids from the Flash Pyrolysis of Biomass. *Chem. Eng. Comm.*, Vol. 65, 207-221
- Meier, D., 2002: Flash-Pyrolyse zur Verflüssigung von Biomasse – Stand der Technik. DGMK-Fachtagung „Energetische Nutzung von Biomassen“ Velen V, DGMK-Tagungsbericht 2002-2, ISBN 3-931-850-91-9; 45-52
- Meier, D., 2006, persönliche Mitteilung
- Meier, D., S. Schöll, H. Klaubert und J. Markgraf, 2006: Betriebsergebnisse der ersten BTO-Anlage zur ablativen Flash-Pyrolyse von Holz mit Energiegewinnung in einem BHKW. DGMK-Fachtagung „Energetische Nutzung von Biomassen“ Velen VII, DGMK-Tagungsbericht 2006-2, ISBN 3-936-418-49-7; 115-120
- Meier, D., R. Döring und O. Faix, 1985: Chromographic studies of crude oils from wood. *Energy from Biomass*, 3rd E.C. Conference, 732-734
- Milne, T., F. Agblevor, M. Davis, S. Deutch und D. Johnson, 1997: A Review of the Chemical Composition of Fast-Pyrolysis Oils from Biomass. *Developments in Thermalchemical Biomass Conversion*, Vol.1, 409-424
- Mullaney, H., 2002: Technical, Environmental and Economic Feasibility of Bio-Oil in New Hampshire's North Country. UNH Project Number: 14B316 UDKEIF oder ABAN-URI-BO43
- Nunn, T.R., J.K. Howard, J.P. Longwell und W.A. Peters, 1985: Product Compositions and Kinetics in the Rapid Pyrolysis of Milled Wood Lignin. *Ind. Eng. Chem. Process* 24, 844-852
- Oasmaa, A., E. Leppämäki, P. Koponen, J. Levander und E. Tapola, 1997: Physical characterisation of biomass-based pyrolysis liquids, Application of standard fuel oil analysis. VTT Publications 306
- Onay, O., 2004: Fixed-bed pyrolysis of rapeseed. *Biomass and Bioenergy* 26, 289-299

- Pakdel, H. und C. Roy, 1988: Chemical Characterization of Wood Pyrolysis Oils Obtained in a Vacuum-Pyrolysis Multiple-Hearth Reactor. Pyrolysis Oils from Biomass: Producing, Analysing and Upgrading, ACS Symposium Series 376, American Chemical Society, Washington, D.C., 203-219
- Peacocke, G. V. C. und A. V. Bridgwater, 1994: Ablative plate pyrolysis of biomass for liquids. Biomass and Bioenergy, Volume 7, Issues 1-6, 147-154
- Peacocke, G.V.C. und A.V. Bridgwater, 2004: Techno-economic assessment of power production from the Wellman and BTG fast Pyrolysis processes. Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion, Victoria, Canada
- Piskorz, J., D.S. Scott und D. Radlein, 1988: Composition of Oils Obtained by Fast Pyrolysis of Different Woods. Pyrolysis Oils from Biomass: Producing, Analysing and Upgrading, ACS Symposium Series 376, American Chemical Society, Washington, D.C., 167-178
- Pütün, A.E., 2002; Biomass to Bio-Oil via Fast Pyrolysis of Cotton Straw and Stalk. Energy Sources, 24, 275-285
- Pütün, A.E., Ö.M. Kockar, S. Yorgun, H.F. Gercel, J. Andresen, C.E. Snape und E. Pütün, 1996: Fixed-bed pyrolysis and hydrolysis of sunflower bagasse: Product yields and composition. Fuel Processing Technology 46, 49-62
- Pyne, 1999: Newsletter, Issue 8
- Pyne, 2000: Newsletter, Issue 10
- Pyne, 2001: Newsletter, Issue, 11
- Pyne, 2002a: Newsletter, Issue, 13
- Pyne, 2002b: Newsletter, Issue, 14
- Pyne, 2004: Newsletter, Issue, 17
- Pyne, 2005: www.pyne.co.uk, unter Science and Technology\Reactors, zuletzt besucht am 24.11.2005
- Radlein, D., 1998: Chemicals and Materials from Bio-Oil – Part 1/ Part 2; PyNe newsletter
- Radlein, D., J. Piskorz und D.S. Scott, 1987: Lignin Derived Oils from the Fast Pyrolysis of Poplar Wood. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, Vol. 12, 51-59
- Schöll, S., H. Klaubert und D. Meier, 2004: Holzverflüssigung durch Flash-Pyrolyse mit einem neuartigen ablativen Pyrolyse-Reaktor. DGMK-Fachtagung „Energetische Nutzung von Biomassen“ Velen VI, DGMK-Tagungsbericht 2004-1, ISBN 3-936-418-16-0, 47-54
- Scott, D.S., J. Piskorz und D. Radlein, 1985: Liquid Products from the Continuous Flash Pyrolysis of Biomass. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 24, 581-588

- Scott, D.S. und J. Piskorz, 1982: The Flash Pyrolysis of Aspen-Poplar Wood. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 60, 666-674
- Solantausta, Y., 1994: Use of pyrolysis oil in a test diesel engine to study the feasibility of a diesel power plant concept. Biomass and Bioenergy, Volume 7, Issues 1-6, 297-306
- Solantausta, Y., T. Brigdwater und D. Beckman, 1996; Electricity production by advanced biomass power systems. VTT 1729
- Wagenaar, B.M., J. A. M. Kuipers und W. P. M. van Swaaij, 1994: Particle dynamics and gas-phase hydrodynamics in a rotating cone reactor. Chemical Engineering Science, Volume 49, Issue 7, 927-936
- Wagenaar, B.M., R.H. Venderbosch, J. Carrasco, R. Strenziok und B.J. van der Aa, 2000: Scaling-up of the Rotating Cone Technology for Biomass Fast Pyrolysis. 1st World Conference on Biomass for Energy and Industry, Sevilla, Spain, 1514-1518
- Weiss, H. und J.F. Pagel, 2000: Satcon: A Novel Process for Refinery Residue Conversion. 16th World Petroleum Congress, Calgary, Canada

Literatur zu Kapitel 3

- FNR, 2001: Energetische Nutzung von Stroh, Ganzpflanzengetreide und weiterer halmgutartiger Biomasse. Gülzower Fachgespräche: Band 17
- Henrich, E., A. Kögel, K. Raffelt, R. Stahl, J. Steinhardt und F. Weirich, 2005: Schnellpyrolyse von Lignocellulose und Slurryherstellung aus Pyrolyseprodukten. MLR-Abschlussbericht: Gaserzeugung aus Biomasse, Projektteil II
- Henrich, E., 2005: persönliche Mitteilungen
- Hornung, A., 2005: persönliche Mitteilungen
- Leible, L., S. Kälber, G. Kappler, S. Lange, E. Nieke, P. Proplesch, D. Wintzer und B. Fürniß, 2007: Kraftstoff, Strom und Wärme aus Stroh und Waldrestholz – eine systemanalytische Untersuchung. Wissenschaftliche Berichte des Forschungszentrums Karlsruhe, FZKA 7170
- Raffelt, K., E. Henrich, C. Kornmeyer, C. Renck, R. Stahl, J. Steinhardt und E. Dinjus, 2006: Produktion von Synthesegas aus Schlämmen pyrolysierter Strohhacksel. DGMK-Fachtagung „Energetische Nutzung von Biomassen“ Velen VII, DGMK-Tagungsbericht 2006-2, ISBN 3-936-418-49-7; 121-128

Literatur zu Kapitel 4

- Abell, D.F. und Hammond, J.S., 1979: Strategic Market Planning, Problems and Analytical Approaches. Prentice-Hall, New Jersey
- Appl, M., 1998: Methanol: Born in 1923 and still going strong. World Methanol Conference, Frankfurt, Germany
- Argote, L. und Epple, D., 1990: Learning curves in manufacturing, Science 247, No. 494, 920-924.
- Arlt, A., 2003: Systemanalytischer Vergleich zur Herstellung von Ersatzbrennstoffen aus biogenen Abfällen. Wissenschaftliche Berichte des Forschungszentrums Karlsruhe, FZKA 6949
- Auerswald P., S. Kauffman, J. Lobo und K. Shell, 2000: The production recipes approach to modelling technological innovation: An application to learning by doing. Journal of Economic Dynamics & Control 24, 389-450
- Barretto B. und S. Kypreos, 2003: Endogenizing R&D and market experience in the "bottom-up" energy-systems ERIS model. Technovation 23
- Boston Consulting Group, 1970: Perspectives on experience. Boston, USA
- Breuniger M. und K. Matthies, 2005: Langfristige Entwicklungen auf dem Markt für Energierohstoffe. In: Wirtschaftsdienst 8, 528-533 und www.hwwa.de unter \Konjunktur\Rohstoffpreise\Analysen und Prognosen, zuletzt besucht am 19.06.06
- Bridgwater, A.V., A.J. Toft und J.G. Brammer, 2002: A techno-economic comparison of power production by biomass fast pyrolysis with gasification and combustion. Renewable and Sustainable Review 6, 181-248
- Capros, P. und L. Mantzos, 2000: Technology evolution and energy modelling: overview of research and findings. Int. J. Global Energy Issues, Vol 14, Nos. 1-4. 1-33
- Christiansson, L., 1995: Diffusion and Learning curves of renewable energy technologies, International Institute for Applied Systems Analysis Laxenburg, Austria, Working paper .
- DIN 31051, 2003: Grundlagen der Instandhaltung. Deutsches Institut für Normung e.V., Beuth Verlag, Berlin
- DIN 51719, 1997: Bestimmung des Aschegehalts. Deutsches Institut für Normung e.V., Beuth Verlag, Berlin
- DoE, 1995: Economic Evaluation and Market Analysis for Natural Gas Utilization. Department of Energy, Washington, USA
- Dutton, J.M. und A. Thomas, 1984: Treating Progress Functions as a Managerial Opportunity. Academy of Management Review, Vol. 9, No. 2, 235-247
- Elliot, P., 1993: Biomass energy overview in the context of Brazilian biomass-power demonstration. Bioresource Technology, 46, 13-22

- Faaij, A., B. Meuleman und R. van Ree, 1998: Long term perspective of biomass integrated gasification with combined cycle technology. EWAB Report 9840
- Grübler, A. und A. Gritsevskii, 1997: A Model of Endogenous Technological Change Through Uncertain Returns on Learning (R&D and Investments). Environmentally Compatible Energy Strategies Project, IIASA, Laxenburg, Austria
- Guthrie, K.M., 1969: Data and Techniques for Preliminary Capital Cost Estimating. Chemical Engineering 76, 114-142
- Ibenholt, K., 2002: Explaining learning curves for wind power. Energy Policy 30, 1181-1189
- IEA, 2000: Experience Curves For Energy Technology Policy. OECD/IEA.
- Junginger, M., 2000: Experience curves in the wind energy sector: Use, analysis and recommendations. Utrecht University, Report nr. NWS-I-2000-29
- Junginger, M., 2005: Learning in Renewable Energie Technology Development. Thesis, Utrecht University, ISBN: 90-393-0486-6
- Kaltschmitt, M. und H. Hartmann, 2001: Energie aus Biomasse: Grundlagen, Techniken und Verfahren. Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, 770 S
- Kouvaritakis, N., A. Soria und S. Isoard, 2000: Modelling energy technology dynamics: Methodology for adaptive expectations models with learning by doing and learning by searching. Intern. Journ. of Global Energy Issues 14, No 1
- Leible, L., A. Arlt, B. Fürniß, S. Kälber, G. Kappler, S. Lange, E. Nieke, C. Rösch und D. Wintzer, 2003: Energie aus biogenen Rest- und Abfallstoffen. Wissenschaftliche Berichte des Forschungszentrums Karlsruhe, FZKA 6882
- Lieberman, M., 1984: The learning curve and pricing in the chemical processing industries. Rand. Journal of Economics 15, No.2, 213-228
- MacGregor, P.R., C.E. Maslak und H.G. Stoll, 1991: The market outlook for integrated gasification combined cycle technology. General Electric Company
- Methanol Institute, 2005: unter Methanol\Fact Sheets\World Methanol Plants, www.methanol.org, zuletzt besucht am 14.07.2005
- Neij, L., 1997: Use of experience curves to analyse the prospects for diffusion and adoption of renewable energy technology. Energy Policy, Vol. 23, No. 13, 1099-1107
- Rempel, H., 2001: Erdgas im 21. Jahrhundert. DGMK-Frühjahrstagung, Celle
- Rentz, O., 2002: Skript zur Vorlesung Industrielle Produktionswirtschaft II. IIP Uni Karlsruhe
- Römpp Chemie Lexikon auf CD-ROM, 1995: 9. Auflage, Georg Thieme Verlag
- Rubin, E.S., M.R. Taylor, S. Yeh und D.A. Hounshell, 2003: Experience curves for environmental technology and their relationship to government actions. 6th Annual

- Electric Utilities Environmental Conference on Air Quality & Global Change, Tucson, Arizona
- Schlenzig, C., 1998: PlaNet: Ein entscheidungsunterstützendes System für die Energie und Umweltplanung; Diss. Uni Stuttgart.
- Schulze, J., 1974a: Vorkalkulation des Kapitalbedarfs und der Kosten für Chemieanlagen II, Zuschlagsfaktor-Methoden der Vorkalkulation des Anlagekapitalbedarfs für Chemieanlagen. Chemiker-Zeitung 98, Nr. 2, 100-106
- Schulze, J., 1974b: Vorkalkulation des Kapitalbedarfs und der Kosten für Chemieanlagen II, Vorkalkulation des Umlaufkapitals und der Kosten für chemische Produkte. Chemiker-Zeitung 98, Nr. 4, 202-208
- Solantausta, Y., T. Brigdwat und D. Beckman, 1996; Electricity production by advanced biomass power systems. VTT 1729
- Stobaugh, R. und P.L. Townsend, 1975: Price forecasting and strategic planning: The case of petrochemicals. Journal of marketing research 12, 19-29
- Tseng P., J. Lee, S. Kypreos und L. Barreto, 1999: Technology Learning and the Role of Renewable Energy in Reducing Carbon Emissions. IEA International Workshop on Technologies to reduce Greenhouse Gas Emissions, Washington D.C
- VDI-Richtlinie 2067, 2000: Wirtschaftlichkeit gebäudetechnischer Anlagen, Grundlagen und Kostenberechnung.
- VDI-Richtlinie 6025, 1996: Betriebswirtschaftliche Berechnungen für Investitionsgüter und Anlagen.
- VDI-Richtlinie, 4661, 2003: Energiekenngrößen, Definitionen - Begriffe - Methodik.
- Wene, C.-O., 2000: Stimulating Learning Investments for Renewable Energy Technology. EMF/IEA/IEW Workshop, Stanford University, Stanford, California
- Wright, T., 1936: Factors affecting the Cost of Airplanes. Journal of Aeronautical Sciences 3, 122-128
- Yelle, L.E., 1979: The learning curve: Historical review and comprehensive survey. Decision Science 10, 302-328

Literatur zu Kapitel 5

- Arlt, A., 2003: Systemanalytischer Vergleich zur Herstellung von Ersatzbrennstoffen aus biogenen Abfällen. Wissenschaftliche Berichte des Forschungszentrums Karlsruhe, FZKA 6949
- Bridgwater, A.V. und G.V.C. Peacocke, 2000: Fast pyrolysis processes for biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 4, 1-73
- Bridgwater, A.V., A.J. Toft und J.G. Brammer, 2002: A techno-economic comparison of power production by biomass fast pyrolysis with gasification and combustion. *Renewable and Sustainable Review* 6, 181-248
- Dinjus, E., R. Reimert, E. Henrich und L. Leible, 2004: Gespräch am 20.09.2004
- Faaij, A., B. Meuleman und R. van Ree, 1998: Long term perspective of biomass integrated gasification with combined cycle technology. EWAB Report 9840
- Henrich, E. und Dinjus, E.: 2004: Das FZK-Konzept zur Kraftstoffherstellung aus Biomasse. In „Nachwachsende Rohstoffe“ Band 24, Landwirtschaftsverlag Münster, 298-337.
- Henrich, E., A. Kögel, K. Raffelt, R. Stahl, J. Steinhardt und F. Weirich, 2005: Schnellpyrolyse von Lignocellulose und Slurryherstellung aus Pyrolyseprodukten. MLR-Abschlussbericht: Gaserzeugung aus Biomasse, Projektteil II
- Henrich, E., 2005: persönliche Mitteilungen
- Higman, C.: 2005: persönliche Mitteilung
- ITC-CPV und Lurgi-Lentjes, 2004: Versuchsbericht: Pyrolyse von Biomassen
- Leible, L., A. Arlt, B. Fürniß, S. Kälber, G. Kappler, S. Lange, E. Nieke, C. Rösch und D. Wintzer, 2003: Energie aus biogenen Rest- und Abfallstoffen. Wissenschaftliche Berichte des Forschungszentrums Karlsruhe, FZKA 6882
- MWV (Mineralölwirtschaftsverband e.V.), 2005: MWV-Prognose 2020 für die Bundesrepublik Deutschland. 26.05.2005
- Peacocke, G.V.C. und A.V. Bridgwater, 2004: Techno-economic assessment of power production from the Wellman and BTG fast pyrolysis processes. *Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion*, Victoria, Canada
- Peters, M.S., K.D. Timmerhaus und R.E. West, 2003: *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5th ed., McGraw-Hill
- Raffelt, K., E. Henrich, J. Steinhardt und E. Dinjus, 2005: Preparation and characterisation of biomass slurries: A new feed for entrained flow gasification. 14th European Biomass Conference, 17.-21.10.2005, Paris
- ReFuelNet, 2006: unter Kraftstoffe\Daten/Tabellen, www.refuelnet.de, zuletzt besucht am 13.02.2006

- Rentz, O., 2002: Skript zur Vorlesung Industrielle Produktionswirtschaft II. IIP Uni Karlsruhe
- Solantausta, Y., T. Brigdwater und D. Beckman, 1996; Electricity production by advanced biomass power systems. VTT 1729
- Statistisches Bundesamt, 2005: www.destatis.de, zuletzt besucht am 07.04.2006
- Strehler, A., 1997: Landesanstalt für Landtechnik (TU München, Freising-Weihenstephan), persönliche Mitteilung an E. Nieke (ITAS)
- Weiss, H., 2003: persönliche Mitteilung

Literatur zu Kapitel 6

- Boerrigter, H., den Uil, H. und H.P. Calis, 2002: Green diesel from biomass via Fischer-Tropsch synthesis: New insights on gas cleaning and process design. Proceedings of an Expert Meeting: Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste, Strasbourg, France, 371-383
- Bundesregierung, 2004: Fortschrittsbericht 2004: Perspektiven für Deutschland, Unsere Strategie für eine nachhaltige Entwicklung.
- Carl, J., 1996: Noell-Konversionsverfahren zur Verwertung und Entsorgung von Abfällen. 2. überarbeitete Auflage, EF-Verlag für Energie und Umwelttechnik, Berlin
- Davies, P., 2004: Präsentation auf der Howard Weil Energy Conference, März 2004
- Dinjus, E., E. Henrich und M. Schingnitz, 2005: Syngas from the gasification of biomass slurries – a progress report. 14th European Biomass Conference, 17.-21.10.2005, Paris
- Dry, M.E., 2002: The Fischer-Tropsch process: 1950 – 2000. *Catalysis Today* 71, 227-241
- Henrich, E., 2006: persönliche Mitteilung
- Henrich, E. und E. Dinjus, 2005: Die Pyrolyseslurry-Vergasung des Forschungszentrums Karlsruhe. In: *Nachwachsende Rohstoffe*, Band 25: Synthetische Biokraftstoffe: Techniken – Potenziale – Perspektiven, Landwirtschaftsverlag Münster
- Henrich, E., E. Dinjus und D. Meier, 2004: Synthesegas aus flüssiger Biomasse. DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen VI
- Hermann, H.-O., W. Steiger und H. Heinrich, 2005: BTL in Fahrzeugen. Potenziale der Entwicklung von Kraftstoff und Brennverfahren. In: *Nachwachsende Rohstoffe*, Band 25: Synthetische Biokraftstoffe: Techniken – Potenziale – Perspektiven, Landwirtschaftsverlag Münster
- Higman, C.: 2005: persönliche Mitteilung
- Higman, C. und M. van der Burgt, 2003: *Gasification*. Elsevier Science

- Leible, L., S. Kälber, G. Kappler, S. Lange, E. Nieke, P. Proplesch, D. Wintzer und B. Fürniß, 2007: Kraftstoff, Strom und Wärme aus Stroh und Waldrestholz – eine systemanalytische Untersuchung. Wissenschaftliche Berichte des Forschungszentrums Karlsruhe, FZKA 7170
- NETL (National Energy Technology Laboratory, USA), 2004: Database Slides. Unter: <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/database/DatabaseSlides.pdf>, zuletzt besucht am 01.06.2006
- NREL (National Renewable Energy Laboratory, USA), 1996: Cost and performance analysis of Biomass-based integrated gasification combined-cycle (BIGCC) power systems.
- Peacocke, G.V.C. und A.V. Bridgwater, 2004: Techno-economic assessment of power production from the Wellman and BTG fast pyrolysis processes. Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion, Victoria, Canada
- Raffelt, K., E. Henrich, C. Kornmeyer, C. Renck, R. Stahl, J. Steinhardt und E. Dinjus, 2006: Produktion von Synthesegas aus Schlämmen pyrolysierter Strohhacksel. DGMK-Fachtagung „Energetische Nutzung von Biomassen“ Velen VII, DGMK-Tagungsbericht 2006-2, ISBN 3-936-418-49-7; 121-128
- Riedel, T., 2003: Reaktionen von CO₂ bei der Fischer-Tropsch-Synthese: Kinetik und Selektivität. Dissertation, Universität Karlsruhe, Shaker Verlag, Aachen.
- Rudloff, M., 2005: SunDiesel – Made by Choren – Erfahrungen und neuste Entwicklungen. In: Nachwachsende Rohstoffe, Band 25: Synthetische Biokraftstoffe: Techniken – Potenziale – Perspektiven, Landwirtschaftsverlag Münster
- Samsam Bakhtiari, A.M., 2001: Gas-to-liquids: Much smoke, little fire. Hydrocarbon Processing (Dez. 2001)
- Sasol, 2005: Annual report 2005. Unter www.sasol.com, zuletzt besucht am 22.05.2006
- Schaub, G. und D. Unruh, 2002: Synthetische Kohlenwasserstoff-Kraftstoffe und Minderung fossiler CO₂-Emissionen. In: VDI-Berichte 1704, Innovative Fahrzeugantriebe, VDI-Verlag, 585-598
- Schingnitz, M., 2002: Die Vergasungstechnik – Eine Chance zur Gestaltung umweltkompatibler Prozesse in der chemischen und Zellstoffindustrie. In: Chemie Ingenieur Technik (74), 7/2002, 976-984
- Schingnitz, M., 2003: Skript zur Vorlesungsreihe „Vergasung“. 26./27.06.2003 am ITC-CPV, Forschungszentrum Karlsruhe
- Schulz, H., 1999: Short history and present trends of Fischer-Tropsch Synthesis, Appl. Cat. A: General 186, 3-12
- Schulz, H., 2004: persönliche Mitteilung
- Seifert, W. und B. Buttker, 2000: Stoffliche Abfallverwertung über die Route der Vergasung, Synthesegasherstellung, Methanolverwertung in der SVZ Schwarze Pumpe

GmbH. DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen IV

Tijmensen, M.J.A., A.P.C. Faaij, C.N. Hamelinck und M.R.M. van Hardeveld, 2002: Exploration of the possibilities for production of Fischer-Tropsch liquids and power via biomass gasification. *Biomass and Bioenergy* 23, 129-152

Ullmann, 2002: Gas Production. *Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Wiley-VCH-Verlag

Wiemer, H.J., P. Lebrette und S. Lange, 2006: Thermodynamische Simulation der Vergasung und Gasreinigung von Pyrolyseölslurries. 38. Kraftwerkstechnisches Kolloquium der TU Dresden, 24./25.10.2006 in Dresden

Literatur Anhang

Boxer, 2006: Boxer – Infodienst: Regenerative Energien, unter www.boxer99.de \Energieformen und ihre Grundlagen\Biogas\Biogaszusammensetzung, zuletzt besucht am 05.07.2006

ITC-CPV und Lurgi-Lentjes, 2004: Versuchsbericht: Pyrolyse von Biomassen

Junginger, M., 2005: Learning in Renewable Energie Technology Development. Thesis, Utrecht University, ISBN: 90-393-0486-6

Leible, L., S. Kälber, G. Kappler, S. Lange, E. Nieke, P. Proplesch, D. Wintzer und B. Fürniß, 2007: Kraftstoff, Strom und Wärme aus Stroh und Waldrestholz – eine systemanalytische Untersuchung. *Wissenschaftliche Berichte des Forschungszentrums Karlsruhe*, FZKA 7170

Zarzalis, N., 2002: Angewandte Verbrennungstechnik. Vorlesungsskript WS 2002/2003, Engler-Bunte-Institut, Bereich Verbrennungstechnik, Universität Karlsruhe

VDI-Wärmeatlas, 2002. 9. Auflage, Springer-Verlag

A Anhang

A.1 Bereitstellungskosten von Stroh und Waldrestholz frei Anlage

Die Bereitstellungskosten sind auf Vollkostenbasis gerechnet und setzen sich aus den Erfassungskosten, den Kosten für Konditionierung und Zwischenlagerung, sowie den Transportkosten zusammen. Die Prozesskette der Bereitstellung von Stroh und Waldrestholz wurde in Kapitel 3.2.2 beschrieben.

Die Erfassungskosten k_{Er} für Stroh (wf) bzw. Waldrestholz (wf) betragen 53 €/t frei Feldlager bzw. 74 €/t frei Waldstraße (Leible et al., 2007). Die Transportkosten k_{Tr} setzen sich aus einem entfernungsunabhängigen Fixkostenanteil und einem variablen entfernungsabhängigen Kostenanteil zusammen und sind in Abb. A.1 dargestellt.

Die Transportkosten werden in €/MWh angegeben, um die Kosten für den Transport von Stroh und Waldrestholz aufgrund der verschiedenen Heizwerte und Schüttdichten vergleichen zu können. Die Kosten für die Beladung des Lkw bzw. der Bahn mit Stroh und Waldrestholz sind in den Fixkosten enthalten.

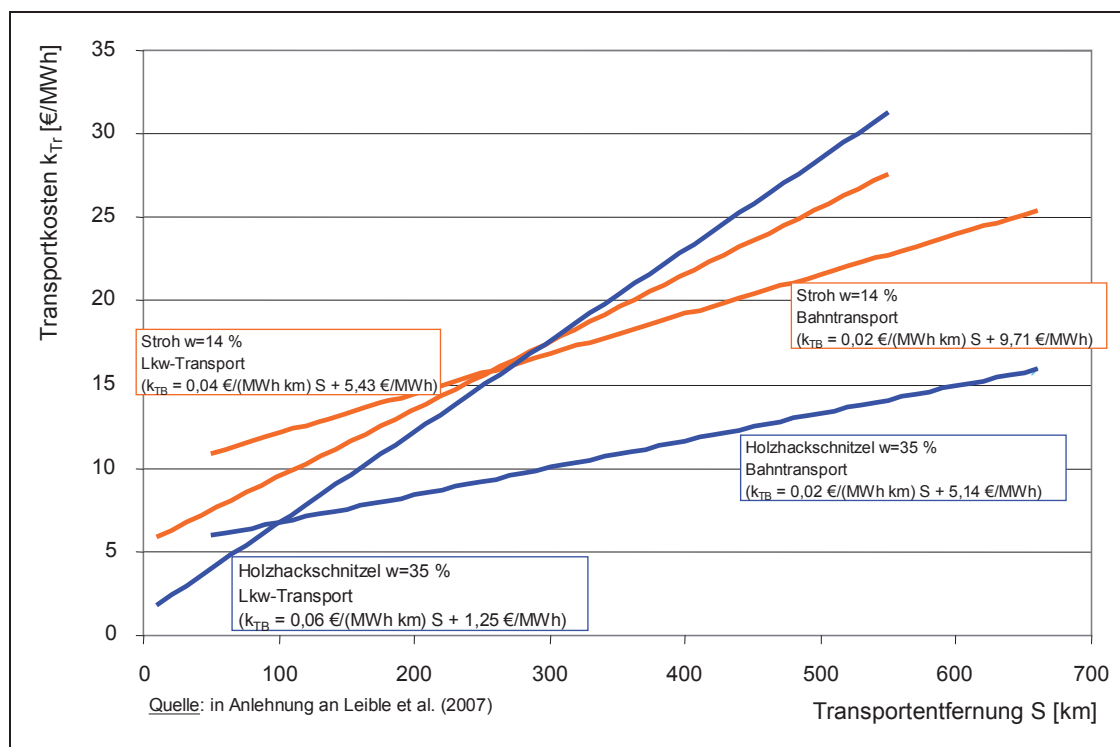


Abb. A.1: Transportkosten von Stroh und Waldrestholz

Die Hauptunterschiede zwischen Bahn- und Lkw-Transport sind höhere Fixkostenanteile des Bahntransports gegenüber dem Lkw-Transport, sowie die steilere Progression der variablen Kosten beim Lkw-Transport mit der Transportentfernung gegenüber dem Bahntransport.

Die Fixkosten beim Transport von Stroh mit der Bahn sind höher als beim Bahntransport von WRH, was hauptsächlich auf die wesentlich längere Beladungszeit von Stroh zurückzuführen ist. Die variablen Kosten beim Transport von WRH mit der Bahn sind geringfügig günstiger als beim Strohtransport. Der Hauptgrund dafür ist die höhere Beladung pro Zug im Fall von WRH (vgl. Kapitel 3.2.2, S. 22).

Die unterschiedlichen Fixkosten beim Transport von Stroh und WRH mit dem Lkw sind wiederum mit den wesentlich längeren Beladungszeiten von Stroh zu erklären. Bei den variablen Kosten schneidet der WRH-Transport mit dem Lkw schlechter ab als der Stroh-Transport, weil aufgrund des relativ hohen Wasseranteils im WRH, die Biomasseenergie pro Transport im Fall von Stroh höher ist und sich dies im Fall des Transports mit dem Lkw viel stärker auswirkt als im Fall des Bahntransports.

Aufgrund der höheren Fixkosten beim Bahntransport ist der Lkw für kürzere Entfernungen günstiger als die Bahn. Die Entfernung, bei der die Kosten für den Bahn- und Lkw-Transport für Stroh bzw. Waldrestholz identisch sind, liegt bei 250 km bzw. 90 km.

A.1.1 Bestimmung der mittleren Transportentfernung

Für die Ermittlung der mittleren Transportentfernung der Biomasse bei einem bestimmten Biomassebedarf der verfahrenstechnischen Anlagen pro Jahr werden folgende Annahmen getroffen:

- Es wird von einem kreisförmigen Erfassungsgebiet mit dem Radius R_{Er} ausgegangen.
- Es wird eine vollständige Erfassung der Biomasse, d.h. Erfassungsgrad = 1 unterstellt.

Mit den unterstellten Annahmen und der Aufkommensdichte lässt sich die Größe des Erfassungsgebiets bestimmen. Für die mittlere Transportentfernung S_m gilt folgende Formel nach Leible et al. (2007):

$$S_m = \frac{2}{3} \cdot \sqrt{2} \cdot R_{Er} + 2 \text{ km} \quad \text{Gl. (A.1)}$$

Der über die Kreisfläche gemittelte Weg zwischen allen Aufkommenspunkten und dem Kreismittelpunkt (Anlagenstandort) beträgt $\frac{2}{3} \cdot R_{\text{Er}}$. Der Zuschlagsfaktor $\sqrt{2}$ berücksichtigt, dass die Biomasse nicht über die Luftlinie zur Anlage gelangt, sondern über das vorhandene Wegenetz. Der Wert $\sqrt{2}$ ergibt sich, wenn man von der Vorstellung einer rechtwinkligen Zick-Zack-Strecke ausgeht. Die Addition von zwei Kilometern ergab sich aus einer Überprüfung des Modells mit empirischen Daten einer GIS-Analyse⁹.

A.2 Transportkosten von Slurry frei Anlage

Die Art des Transports von Slurry wurde in Kap. 3.3.4 definiert. Die Transportkosten für Slurry sind in Abb. A.2 dargestellt. Beim Bahntransport sind 50 km Lkw-Transport von der Schnellpyrolyse-Anlage zum Verladebahnhof mit einkalkuliert. Darüber hinaus sind die Be- und Entladung der Wechseltankcontainer in den Kosten enthalten.

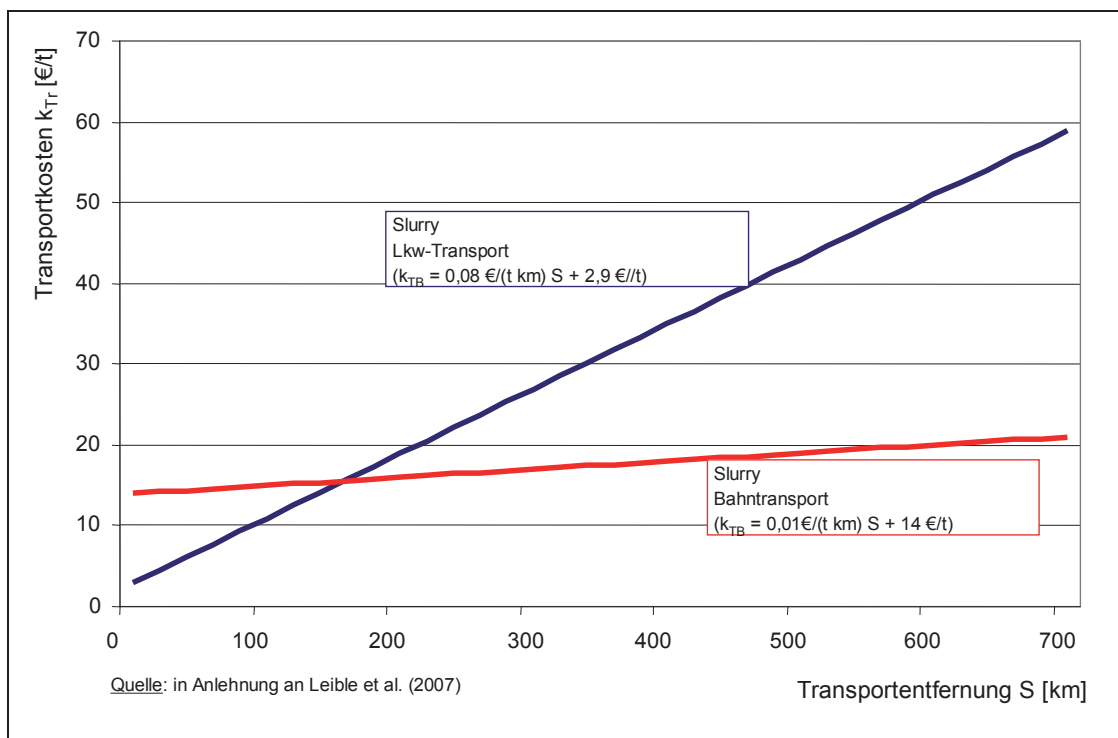


Abb. A.2: Transportkosten von Slurry in Abhängigkeit der Entfernung

Die Hauptunterschiede zwischen Bahn- und Lkw-Transport sind wiederum höhere Fixkostenanteile des Bahntransports gegenüber dem Lkw-Transport, sowie die steilere Progression der variablen Kosten beim Lkw-Transport mit der Transport-

⁹ GIS: Geoinformationssystem

entfernung gegenüber dem Bahntransport. Der Bahntransport ist nach Abb. A.2 daher erst ab Entfernungen von 180 km günstiger als der Lkw-Transport.

Für die Abschätzung der mittleren Transportentfernung von den Schnellpyrolyse-Anlagen zur zentralen Großanlage, dient das Erfassungsgebiet aller Schnellpyrolyse-Anlagen. Darüber lässt sich nach Gleichung Gl. (A.1) die mittlere Transportentfernung berechnen.

Die mittleren Transportentfernungen von Schnellpyrolyse zur Großanlage liegen bei 90 km, wenn die Großanlage eine Kapazität von 200.000 t/a an Synthesekraftstoffen aufweist und bei 150 km, bei einer Kapazität der Großanlage von 1 Mio. t/a.

A.3 Ökonomische Basiskenngrößen

A.3.1 Basiskenngrößen zur Bestimmung der Annuität

Für die Transformation der Investitionen in jährliche Kosten werden die Nutzungsdauer verschiedener Anlagenkomponenten und die Verzinsung des eingesetzten Kapitals benötigt. In dieser Arbeit wird mit folgenden Annahmen gerechnet:

- Zinssatz z : 7 % pro Jahr (z wird dimensionslos eingesetzt)
- Anlagenlaufzeit T_{AL} : 20 Jahre

A.3.2 Preise für Energie- und Betriebsstoffe

Die angenommenen Preise für Energie und Betriebsstoffe, die der Berechnung der verbrauchsgebundenen Kosten zugrunde liegen, sind in Tab. A.1 zusammengefasst.

Tab. A.1: Preisannahmen für verschiedene Energieträger und Betriebsstoffe

Energieträger/Betriebsstoffe	Einheit	Preis ^{b)}
Dieselmkraftstoff ^{c)} frei Raffinerie	€/MWh	45
Erdgas für Großverbraucher (z.B. Kraftwerke)	€/MWh	21
Biogas ^{a)} frei Anlage	€/MWh	49
Steinkohle Import-Kraftwerkskohle (frei Kraftwerk)	€/MWh	8
elektrischer Strom für Großverbraucher ab 15 Mio. kWh/a	€/MWh	61
Betriebsstoffe Sand	€/t	50

Quelle: Leible et al. (2007); ^{a)} Junginger (2005);

Anmerkungen: ^{b)} Preise ohne Mehrwertsteuer; ^{c)} ausgehend von einem durchschnittlichen Rohölpreis von 65 US\$/bbl

A.4 Parameter der benutzten Brennstoffe

Für die Massen- und Energiebilanz der Schnellpyrolyse-Modellanlage werden die Brennstoffe mit den in den folgenden Tabellen aufgeführten Zusammensetzungen und Verbrennungsparametern, sowie den mittleren Wärmekapazitäten der entstehenden Rauchgase, herangezogen.

Der energetische Wirkungsgrad η_E der Wärmebereitstellung, der sich u.a. aus dem Kesselwirkungsgrad und Verlusten durch unvollständige Verbrennung ergibt, sowie die reale Verbrennungstemperatur konnten nicht exakt bestimmt werden und wurden abgeschätzt. Der energetische Wirkungsgrad der Wärmebereitstellung wird nach eigenen Abschätzungen mit 0,85 angenommen.

Die mittlere Wärmekapazität der im Rauchgas enthaltenen Stoffe für ein Temperaturintervall wurde mit folgender Gleichung bestimmt:

$$c_{p12} = \frac{c_{pm}(T_2) \cdot T_2 - c_{pm}(T_1) \cdot T_1}{T_2 - T_1} \quad \text{Gl. (A.2)}$$

Die mittleren Wärmekapazitäten c_{pm} für die im Rauchgas enthaltenen Stoffe wurden Stofftabellen entnommen (Zarzalís, 2002). Mit den Volumenanteilen der im Rauchgas enthaltenen Stoffe werden die Wärmekapazitäten der Rauchgase für verschiedene Temperaturintervalle berechnet.

Durch die Berechnung der mittleren Wärmekapazität c_{p12} durch lineare Interpolation, sowie die nicht exakte Bestimmung des energetischen Wirkungsgrads der Wärmebereitstellung und der realen Verbrennungstemperatur fließen Fehler in die Berechnung ein, die in Kap. 5.4 diskutiert werden.

Tab. A.2: *Pyrolysegas aus Stroh (Modellanlage) – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase*

Zusammensetzung Pyrolysegas ^{a)}	Einheit	
CO ₂	Vol.-%	50,9
CO	Vol.-%	38,0
H ₂	Vol.-%	2,0
CH ₄	Vol.-%	6,1
C ₂ H ₆	Vol.-%	1,0
C ₂ H ₄	Vol.-%	0,8
C ₃ H ₈	Vol.-%	0,3
C ₃ H ₆	Vol.-%	0,6
C ₄ H ₈	Vol.-%	0,3
Verbrennungsparameter ^{b)}		
Mindestsauerstoffbedarf O _{2min}	m ³ O ₂ /m ³ BG	0,4
Mindestluftbedarf l _{min}	m ³ Luft/m ³ BG	2,1
Lambda λ	-	1,0
Rauchgasmenge v	m ³ RG/m ³ BG	2,9
	kg RG/kg BG	2,7
Dichte ρ Brenngas	g/mol	35,1
Dichte ρ Rauchgas	g/mol	32,8
Heizwert H _i	kJ/mol	213,6
	MJ/kg	6,1
Energetischer Wirkungsgrad der Wärmebereitstellung η _E	-	0,85
Reale Verbrennungstemperatur T _r	°C	1400
Wärmekapazitäten Rauchgase ^{b)}		
Mittlerer c _p (1400 - 1000 °C)	kJ/(kg K)	1,40
Mittlerer c _p (1000 - 500 °C)	kJ/(kg K)	1,30
Mittlerer c _p (500 - 20 °C)	kJ/(kg K)	1,15

Quelle: ^{a)} in Anlehnung an ITC-CPV und Lurgie-Lentjes (2004); ^{b)} eigene Berechnungen

Tab. A.3: Pyrolysegas aus Waldrestholz (Modellanlage) – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase

Zusammensetzung Pyrolysegas ^{a)}	Einheit	
CO ₂	Vol.-%	36,3
CO	Vol.-%	49,0
H ₂	Vol.-%	3,4
CH ₄	Vol.-%	7,6
C ₂ H ₆	Vol.-%	0,6
C ₂ H ₄	Vol.-%	1,8
C ₃ H ₈	Vol.-%	0,2
C ₃ H ₆	Vol.-%	0,8
C ₄ H ₈	Vol.-%	0,3
Verbrennungsparameter ^{b)}		
Mindestsauerstoffbedarf O _{2min}	m ³ O ₂ /m ³ BG	0,6
Mindestluftbedarf I _{min}	m ³ Luft/m ³ BG	2,6
Lambda λ	-	1,0
Rauchgasmenge v	m ³ RG/m ³ BG	3,7
	kg RG/kg BG	3,4
Dichte ρ Brenngas	g/mol	32,2
Dichte ρ Rauchgas	g/mol	32,0
Heizwert H _i	kJ/mol	268,4
	MJ/kg	8,3
Energetischer Wirkungsgrad der Wärmebereitstellung η _E	-	0,85
Reale Verbrennungstemperatur T _r	°C	1450
Wärmekapazitäten Rauchgase ^{b)}		
Mittlerer c _p (1450 - 1000 °C)	kJ/(kg K)	1,40
Mittlerer c _p (1000 - 500 °C)	kJ/(kg K)	1,30
Mittlerer c _p (500 - 20 °C)	kJ/(kg K)	1,15

Quelle: ^{a)} in Anlehnung an ITC-CPV und Lurgie-Lentjes (2004); ^{b)} eigene Berechnungen

Tab. A.4: Waldrestholz (getr.) – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase

Zusammensetzung Waldrestholz ^{a)}	Einheit	
C	Gew.-%	43,0
H ₂	Gew.-%	5,9
O ₂	Gew.-%	40,1
Asche	Gew.-%	4,0
Wasser	Gew.-%	7,0
Verbrennungsparameter ^{b)}		
Mindestsauerstoffbedarf O _{2min}	m ³ O ₂ /kg Br	0,9
Mindestluftbedarf l _{min}	m ³ Luft/kg Br	4,1
Lambda λ	-	1,0
Rauchgasmenge v	m ³ RG/kg Br	4,8
	kg RG/kg Br	6,2
Dichte ρ Rauchgas	g/mol	29,1
Heizwert H _i	MJ/kg	15,91
Energetischer Wirkungsgrad der Wärmebereitstellung η _E	-	0,85
Reale Verbrennungstemperatur T _r	°C	1500
Wärmekapazitäten Rauchgase ^{b)}		
Mittlerer c _p (1500 - 1000 °C)	kJ/(kg K)	1,45
Mittlerer c _p (1000 - 500 °C)	kJ/(kg K)	1,35
Mittlerer c _p (500 - 20 °C)	kJ/(kg K)	1,20

Quelle: ^{a)} in Anlehnung an ITC-CPV und Lurgie-Lentjes (2004); ^{b)} eigene Berechnungen

Tab. A.5: Biogas – Zusammensetzung, Verbrennungsparameter und Wärmekapazitäten der Rauchgase

Zusammensetzung Biogas ^{a)}	Einheit	
CO ₂	Vol.-%	40
CO	Vol.-%	-
H ₂	Vol.-%	-
CH ₄	Vol.-%	60
Verbrennungsparameter ^{b)}		
Mindestsauerstoffbedarf O _{2min}	m ³ O ₂ /m ³ Bg	1,2
Mindestluftbedarf l _{min}	m ³ Luft/m ³ Bg	5,7
Lambda λ	-	1,0
Rauchgasmenge v	m ³ Rg/m ³ Bg	6,7
	kg Rg/kg Bg	7,1
Dichte ρ Brenngas	g/mol	27,2
Dichte ρ Rauchgas	g/mol	28,6
Heizwert H _i	kJ/mol	482,7
	MJ/kg	17,75
Energetischer Wirkungsgrad der Wärmebereitstellung η _E	-	0,85
Reale Verbrennungstemperatur T _r	°C	1550
Wärmekapazitäten Rauchgase ^{b)}		
Mittlerer c _p (1550 - 1000 °C)	kJ/(kg K)	1,45
Mittlerer c _p (1000 - 500 °C)	kJ/(kg K)	1,35
Mittlerer c _p (500 - 20 °C)	kJ/(kg K)	1,20

Quelle: ^{a)} Zusammensetzung in Anlehnung an Boxer (2006); ^{b)} eigene Berechnungen

A.5 Wärmezufuhr im Schnellpyrolyse-Reaktor

Die benötigte Wärme, die der Schnellpyrolyse von außen zugeführt werden muss, wird in diesem Kapitel hergeleitet. In Abb. A.3 ist der benötigte Bilanzraum dargestellt.

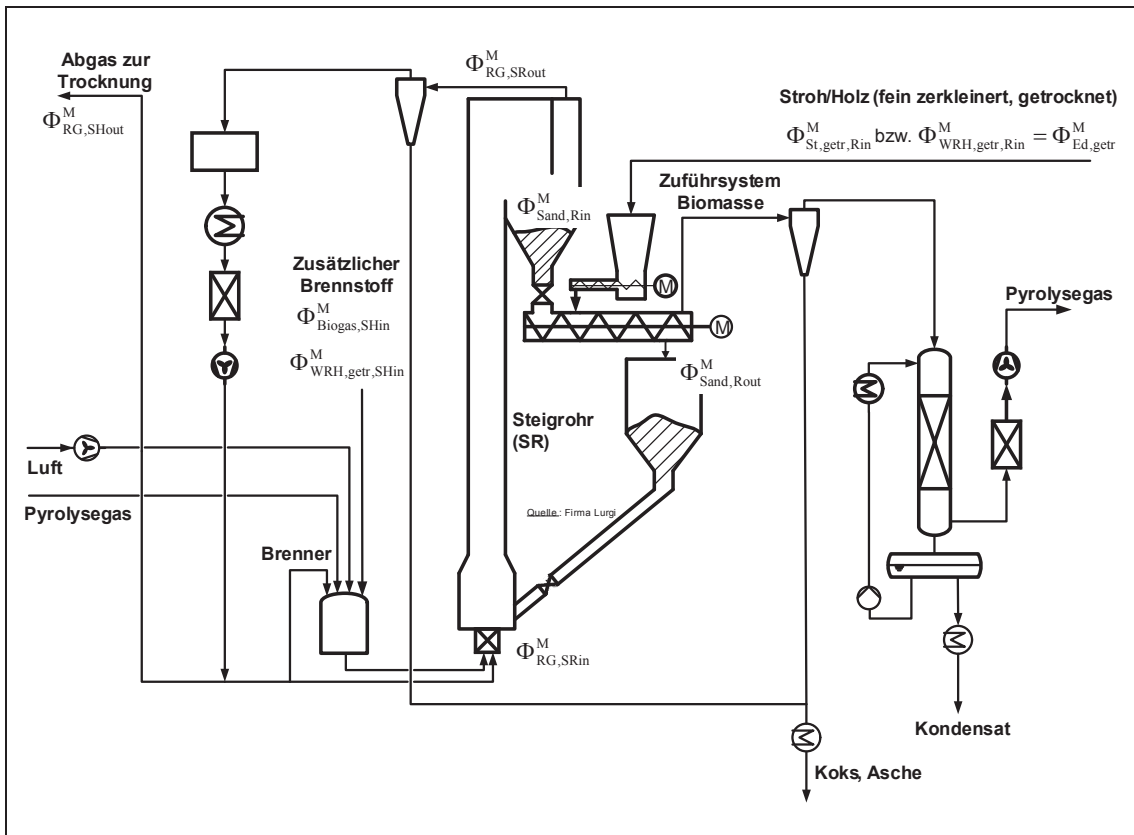


Abb. A.3: Massenströme in der Pyrolyseeinheit

In Tab. A.6 sind die Annahmen für die Temperaturen, Asche- und Wassergehalt der Biomasse im Reaktor dargestellt.

Tab. A.6: Temperaturen, Asche- und Wassergehalt der Biomasse im Schnellpyrolyse-Reaktor

Annahmen für	Einheiten	Stroh	Waldrestholz
Eintrittstemperatur Biomasse	°C	20	20
Endtemperatur Biomasse	°C	500	500
Aschegehalt a (wf)	Gew.-%	7	4
Wassergehalt w (gegr.)	Gew.-%	7	7

Exotherme und/oder endotherme Reaktionen im Reaktor werden nicht berücksichtigt. Die Wärmezufuhr berechnet sich dann nach:

$$\Phi_{Q,R}^E = \Phi_{BM, getr, Rin}^M \cdot q_R \quad \text{Gl. (A.3)}$$

$$\Phi_{Q,R}^E = \Phi_{Q, Wasser, Rin}^E + \Phi_{Q, BM, waf, Rin}^E + \Phi_{Q, Asche, Rin}^E \quad \text{Gl. (A.4)}$$

$$\Phi_{Q, Wasser, Rin}^E = \Phi_{Wasser, Rin}^M \cdot (c_{p,W} \cdot \Delta T_W + c_{p,D} \cdot \Delta T_D + h_v) \quad \text{Gl. (A.5)}$$

$$\Phi_{Q, BM, waf, Rin}^E = \Phi_{BM, waf, Rin}^M \cdot c_{p, BM(waf)} \cdot \Delta T \quad \text{Gl. (A.6)}$$

$$\Phi_{Q, Asche, Rin}^E = \Phi_{Asche, Rin}^E \cdot c_{p, Asche} \cdot \Delta T \quad \text{Gl. (A.7)}$$

Die verwendeten Wärmekapazitäten und die Verdampfungsenthalpie für Wasser sind in Tab. A.7 abgebildet.

Tab. A.7: Wärmekapazitäten und Verdampfungsenthalpien für Biomasse (waf), Wasser und Asche

Wärmekapazitäten	Einheiten	
Biomasse $c_{p, BM(waf)}$ ^{a)}	kJ/(kg*K)	1,7 (im Temperaturbereich 20 – 500 °C)
Wasser $c_{p,W}$ ^{b)}	kJ/(kg*K)	4,2 (im Temperaturbereich 20 – 100 °C)
Wasserdampf $c_{p,D}$ ^{b)}	kJ/(kg*K)	2,0 (im Temperaturbereich 100 – 500 °C)
Asche $c_{p, Asche}$ ^{a)}	kJ/(kg*K)	1,2 (im Temperaturbereich 20 – 500 °C)
Verdampfungsenthalpie Wasser h_v ^{c)}	MJ/kg	2,25 (bei 1,013 bar und 100 °C)

Quelle: ^{a)} Leible et al. (2007); ^{b)} Durchschnittswerte aus VDI-Wärmeatlas (2002); ^{c)} VDI-Wärmeatlas (2002)

Mit den Gleichungen Gl. (A3) bis Gl. (A7) und den Werten aus Tab. A.6 und Tab. A.7 ergibt sich die benötigte spezifische Wärmezufuhr in den Reaktor für getrocknetes Stroh bzw. Waldrestholz:

$$q_R = 1,0 \text{ MJ/kg.}$$

A.6 Bedarf an Brennstoffen für die Sandaufheizung im Steigrohr

In diesem Kapitel wird der Bedarf an Brennstoffen für die Sandaufheizung (SH) im Steigrohr berechnet. Die benötigte Wärme für die Schnellpyrolyse wird im Steigrohr dem Wärmeträgermedium Sand zugeführt (siehe auch Abb. A.3, S. 133).

Es wird von einem adiabatischen Sandkreislauf ausgegangen und evtl. auftretende Verbrennungs- und Entgasungsreaktionen werden nicht berücksichtigt, so dass im Steigrohr genauso viel Wärme zugeführt werden muss, wie im Reaktor.

Für die Bewertung der Sandaufheizung im Steigrohr wird der Bedarf an Brennstoffen für Sand-Biomasse-Verhältnisse von 20:1 bis 5:1 berechnet. Es wird angenommen, dass der Sand beim Verlassen des Reaktors die gleiche Temperatur besitzt, wie die Biomasse (500 °C).

Die Eintrittstemperaturen des Sands in den Reaktor berechnen sich dann wie folgt:

$$\text{Es gilt: } q_R \cdot \Phi_{\text{BM, getr, Rin}}^M = \Phi_{\text{Sand, Rin}}^M \cdot q_{\text{Sand}} = \Phi_{\text{Sand, Rin}}^M \cdot c_{p, \text{Sand}} \cdot \Delta T \quad \text{Gl. (A.8)}$$

$$\text{mit } \Delta T = T_{\text{R, in}} - T_{\text{R, out}} \quad \text{Gl. (A.9)}$$

$$\text{und } c_{p, \text{Sand}} = 1,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \quad (\text{Quelle: Leible et al., 2007})$$

Daraus folgt die Eintrittstemperatur des Sands in den Reaktor mit:

$$T_{\text{R, in}} = \frac{1}{c_{p, \text{Sand}}} \cdot q_R \cdot \frac{\Phi_{\text{BM, getr, Rin}}^M}{\Phi_{\text{Sand, Rin}}^M} + T_{\text{R, out}} \quad \text{Gl. (A.10)}$$

Tab. A.8: Eintrittstemperatur des Sands in den Reaktor bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen

Sand-Biomasse-Verhältnis	20	19	18	17	16	15	14	13
Eintrittstemperatur (°C)	542	544	546	549	552	556	560	564
Sand-Biomasse-Verhältnis	12	11	10	9	8	7	6	5
Eintrittstemperatur (°C)	570	576	583	593	604	619	639	667

Die Eintrittstemperaturen des Sands beim Einsatz von Stroh und Waldrestholz unterscheiden sich nur geringfügig ($\pm 0,5$ °C). Die hier dargestellten Werte sind die gemittelten Temperaturen von Stroh und Waldrestholz.

Der Sand wird im Steigrohr von 500 °C auf die entsprechende Temperatur mit heißen Rauchgasen aufgeheizt. Es wird unterstellt, dass die Rauchgase die gleiche Temperatur besitzen, wie der Sand beim Eintritt in den Reaktor. Die Eintrittstemperatur der Rauchgase in das Steigrohr wird auf 1000 °C festgelegt. Inwieweit die Eintrittstemperatur aufgrund der Materialbeanspruchung des Steigrohrs oder von unerwünschten Verklebungen der Asche reduziert werden muss, muss im Laufe der Entwicklung des Verfahrens herausgefunden werden.

Die benötigte Rauchgasmenge im Steigrohr (SR), um den Sand aufzuheizen, berechnet sich dann mit der folgenden Gleichung:

$$\Phi_{\text{Sand,SR}}^M \cdot q_{\text{Sand}} = \Phi_{\text{RG,SR}}^M \cdot c_{p,\text{RG}} \cdot \Delta T \quad \text{Gl. (A.11)}$$

$$\text{mit } \Delta T = T_{\text{SR,in}} - T_{\text{SR,out}} \quad \text{Gl. (A.12)}$$

$$\text{und } c_{p,\text{RG}} = 1,324 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \text{ (bei einem Sand-Biomasse-Verhältnis 10)}$$

Die Rauchgase setzen sich aus den Rauchgasen von Pyrolysegas und Biogas bzw. Waldrestholz zusammen. Mit den entsprechenden Rauchgasanteilen von Pyrolysegas und Biogas bzw. Waldrestholz und den spezifischen Wärmekapazitäten aus Tab. A.2 bis Tab. A.5 ergibt sich der oben aufgeführte Wert für die mittlere Wärmekapazität der Rauchgase für das Temperaturintervall 500 - 1000 °C. Die benötigte Rauchgasmenge im Steigrohr bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen ist in Tab. A.9 dargestellt.

Tab. A.9: *Benötigte Rauchgasmenge im Steigrohr bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen*

Sand-Biomasse-Verhältnis	20	19	18	17	16	15	14	13
$\frac{\Phi_{\text{RG,SR}}^M}{\Phi_{\text{BM,getr,Rin}}^M}$ (kg/kg)	1,73	1,74	1,75	1,76	1,77	1,78	1,80	1,82
Sand-Biomasse-Verhältnis	12	11	10	9	8	7	6	5
$\frac{\Phi_{\text{RG,SR}}^M}{\Phi_{\text{BM,getr,Rin}}^M}$ (kg/kg)	1,84	1,87	1,91	1,95	2,01	2,09	2,21	2,40

Durch die Verbrennung des vorhandenen Pyrolysegases entstehen bei Stroh 0,55 kg RG/kg BM(getr, R_{in}) und bei Waldrestholz 0,49 kg RG/kg BM(getr, R_{in}), die nicht für die Aufheizung des Sands ausreichen. Es werden zusätzlich Rauchgase benötigt, die durch die Verbrennung von Biogas bzw. Waldrestholz erzeugt werden. Um den zusätzlichen Bedarf an Biogas bzw. Waldrestholz zu minimie-

ren, werden 100 % der Rauchgase zurückgeführt. Die Möglichkeit der 100 %-igen Rückführung wurde überprüft.

Für das Sand-Biomasse-Verhältnis der Modellanlage von 10 werden zusätzlich 0,4 bzw. 0,46 kg RG/kg BM(getr, R_{in}) an Biogas bzw. Waldrestholz benötigt. Mit den spezifischen Rauchgasmengen v aus Tab. A.4 und Tab. A.5 werden danach zusätzlich

$$\frac{\Phi_{\text{Biogas,SHin}}^M}{\Phi_{\text{St,tr,Rin}}^M} = 0,06 \text{ kg/kg} \text{ bzw. } \frac{\Phi_{\text{WRH,roh,SHin}}^M}{\Phi_{\text{WRH,tr,Rin}}^M} = 0,1 \text{ kg/kg}$$

benötigt.

Der zusätzliche Primärenergiebedarf für die Sandaufheizung für Sand-Biomasse-Verhältnisse von 20:1 bis 5:1 ist in Abb. A.4 dargestellt.

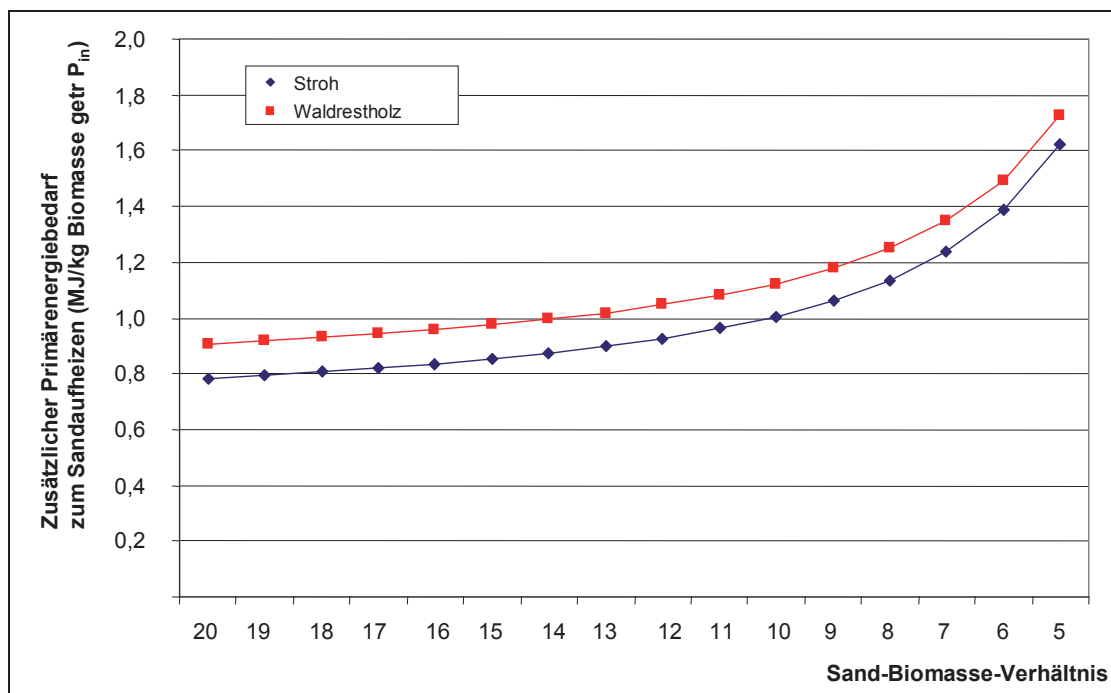


Abb. A.4: Zusätzlicher Primärenergiebedarf zum Aufheizen von Sand – bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen

Es wird ersichtlich, dass sich der Bedarf an zusätzlicher Energie mehr als verdoppelt, wenn das Sand-Biomasse-Verhältnis von 20 auf 5 reduziert wird. Diese Tatsache ist ein Kriterium für die Auswahl eines optimierten Sand-Biomasse-Verhältnisses.

A.7 Bedarf an Brennstoffen für die Trocknung von Stroh und Waldrestholz

Der spezifische Wärmebedarf der Trocknung von Stroh bzw. Waldrestholz bei einem energetischen Wirkungsgrad der Wärmebereitstellung von 0,85 beträgt dann 0,27 MJ/kg bzw. 1,32 MJ/kg bezogen auf den getrockneten Zustand (siehe Tab. 5.4, Seite 63).

Die Wärmeström der Rauchgase, der die Schnellpyrolyseeinheit in Richtung Trocknung verlassen ist für verschiedene Sand-Biomasse-Verhältnisse in Tab. A.10 dargestellt. Die Massenströme von Stroh und Waldrestholz beziehen sich auf die Massenströme dieser Einsatzstoffe am Eingang des Reaktors. Die Werte von Stroh und Waldrestholz unterscheiden sich nur geringfügig ($\pm 0,01$ kg RG/kg BM(getr., R_{in})). In Tab. A.9 sind die Mittelwerte von Stroh und Waldrestholz angegeben.

Tab. A.10: Wärmestrom der Rauchgase beim Verlassen der Schnellpyrolyseeinheit bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen

Sand-Biomasse-Verhältnis	20	19	18	17	16	15	14	13
q_{SHout} (MJ/kg BM(getr., R_{in}))	0,49	0,49	0,49	0,49	0,50	0,50	0,51	0,51
Sand-Biomasse-Verhältnis	12	11	10	9	8	7	6	5
q_{SHout} (MJ/kg BM(getr., R_{in}))	0,52	0,53	0,54	0,55	0,57	0,59	0,62	0,68

Beim Einsatz von Stroh ist der Wärmestrom der Rauchgase aus der Schnellpyrolyseeinheit mehr als ausreichend, um das Stroh zu trocknen. Im Fall von Waldrestholz muss zusätzlich Waldrestholz für die Trocknung bereitgestellt werden. Der Bedarf an zusätzlich benötigtem Waldrestholz wird im Folgenden für das Sand-Biomasse-Verhältnis von 10 berechnet. Abb. A.5 zeigt die Massenströme und Wärmeströme durch den Trockner (Tr) an.

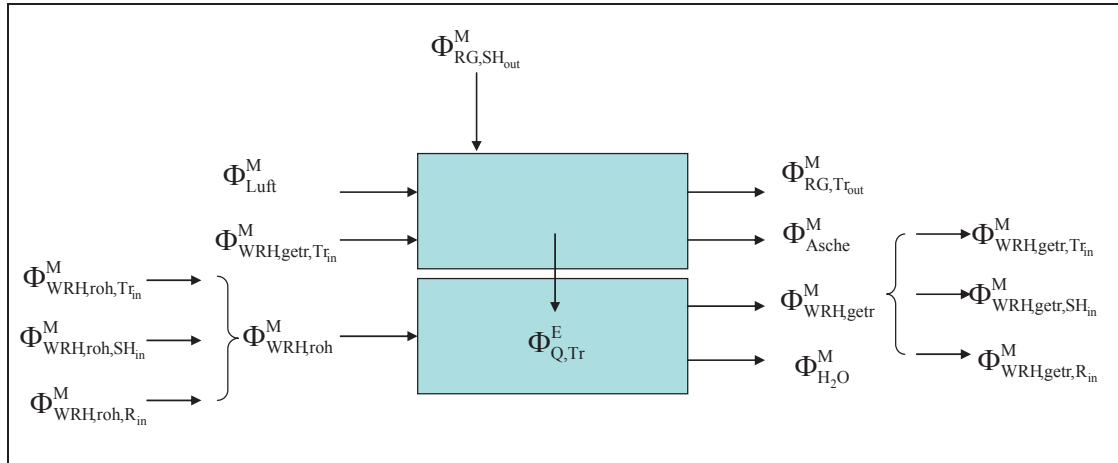


Abb. A.5: Massen- und Wärmeströme durch den Reaktor

Es gelten folgende Zusammenhänge:

$$\Phi_{WRH,ge^{tr},S_{H,in}}^M = \frac{1 - w(roh)}{1 - w(ge^{tr})} \cdot \Phi_{WRH,ro^h,S_{H,in}}^M \quad \text{Gl. (A.13)}$$

$$\Phi_{WRH,ro^h,S_{H,in}}^M = 0,1 \cdot \Phi_{WRH,ge^{tr},R_{in}}^M \quad (\text{siehe Kapitel A6}) \quad \text{Gl. (A.14)}$$

Die Berechnung des Wärmestroms, der zur Trocknung von $\Phi_{WRH,ro^h,S_{H,in}}^M$ und $\Phi_{WRH,ro^h,R_{in}}^M$ benötigt wird, erfolgt mit folgender Gleichung:

$$(\Phi_{WRH,ge^{tr},R_{in}}^M + \Phi_{WRH,ge^{tr},S_{H,in}}^M) \cdot q_{Tr} = \Phi_{Q,Tr,1}^E + \Phi_{Q,Tr,2}^E \quad \text{Gl. (A.15)}$$

Wobei $\Phi_{Q,Tr,1}^E = \Phi_{Q,S_{H,out}}^E$ und $\Phi_{Q,Tr,2}^E$ ein Teilstrom von $\Phi_{Q,Tr}^E$ ist.

Darüber hinaus ist folgendes bekannt:

$$q_{Tr} = 1,32 \frac{\text{MJ}}{\text{kg(ge^{tr})}} \quad (\text{siehe Tab. 5.4, Seite 63})$$

$$\Phi_{Q,S_{H,out}}^E = \Phi_{WRH,ge^{tr},R_{in}}^M \cdot q_{S_{H,out}} \quad \text{Gl. (A.16)}$$

($q_{S_{H,out}}$ kann aus Tab. A10 entnommen werden.)

$$\Phi_{Q,Tr,2}^E = \Phi_{WRH,ge^{tr},T_{r,in,1}}^M \cdot H_i(WRH(ge^{tr})) \cdot \eta_E \quad \text{Gl. (A.17)}$$

$$\text{mit } H_i(WRH(ge^{tr})) = 15,9 \frac{\text{MJ}}{\text{kg(ge^{tr})}}$$

$$\text{und } \eta_E = 0,85$$

Mit diesen Informationen kann das zusätzlich benötigte Waldrestholz $\Phi_{WRH,ge^{tr},T_{r,in,1}}^M$, das zur Trocknung von $\Phi_{WRH,ro^h,S_{H,in}}^M$ und $\Phi_{WRH,ro^h,R_{in}}^M$ benötigt wird, berechnet werden:

$$\frac{\Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 1}}^{\text{M}}}{\Phi_{\text{WRH, getr, Rin}}^{\text{M}}} = \frac{(1 + 0,074) \cdot q_{\text{Trin}} - q_{\text{SHout}}}{H_i(\text{WRH(ge tr)}) \cdot \eta_E} \quad \text{Gl. (A.18)}$$

Die Gleichung, um den für die Trocknung von $\Phi_{\text{WRH, tr, Trin, 1}}^{\text{M}}$ benötigten Wärmestrom zu berechnen, lässt sich folgendermaßen ausdrücken:

$$(\Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 1}}^{\text{M}} + \Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 2}}^{\text{M}}) \cdot q_{\text{Tr}} = \Phi_{\text{Q, Tr, 3}}^{\text{E}} \quad \text{Gl. (A.19)}$$

$\Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 2}}^{\text{M}}$ ist der Massenstrom für die Trocknung $\Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 1}}^{\text{M}}$ und sich selbst. $\Phi_{\text{Q, Tr, 3}}^{\text{E}}$ ist wiederum ein Teilstrom von $\Phi_{\text{Q, Tr}}^{\text{E}}$ mit:

$$\Phi_{\text{Q, Tr, 3}}^{\text{E}} = \Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 2}}^{\text{M}} \cdot H_i(\text{WRH(ge tr)}) \cdot \eta_E$$

Daraus folgt:

$$\frac{\Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 2}}^{\text{M}}}{\Phi_{\text{WRH, getr, Rin}}^{\text{M}}} = \Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 1}}^{\text{M}} \cdot \frac{q_{\text{Tr}}}{H_i(\text{WRH(ge tr.)}) \cdot \eta_E - q_{\text{Tr}}} \quad \text{Gl. (A.21)}$$

Der zusätzlich benötigte Massenstrom an WRH (ge tr.) für die Trocknung ergibt sich aus der Summe von $\Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 1}}^{\text{M}}$ und $\Phi_{\text{WRH, getr, Trin, 2}}^{\text{M}}$. Der zusätzlich benötigte Massenstrom an WRH (roh) beträgt dann:

$$\frac{\Phi_{\text{WRH, roh, Trin}}^{\text{M}}}{\Phi_{\text{WRH, tr, Rin}}^{\text{M}}} = \mathbf{0,04 \text{ kg/kg.}}$$

Der zusätzliche Primärenergiebedarf für die Trocknung für Sand-Biomasse-Verhältnisse von 20:1 bis 5:1 ist in Abb. A.6 dargestellt.

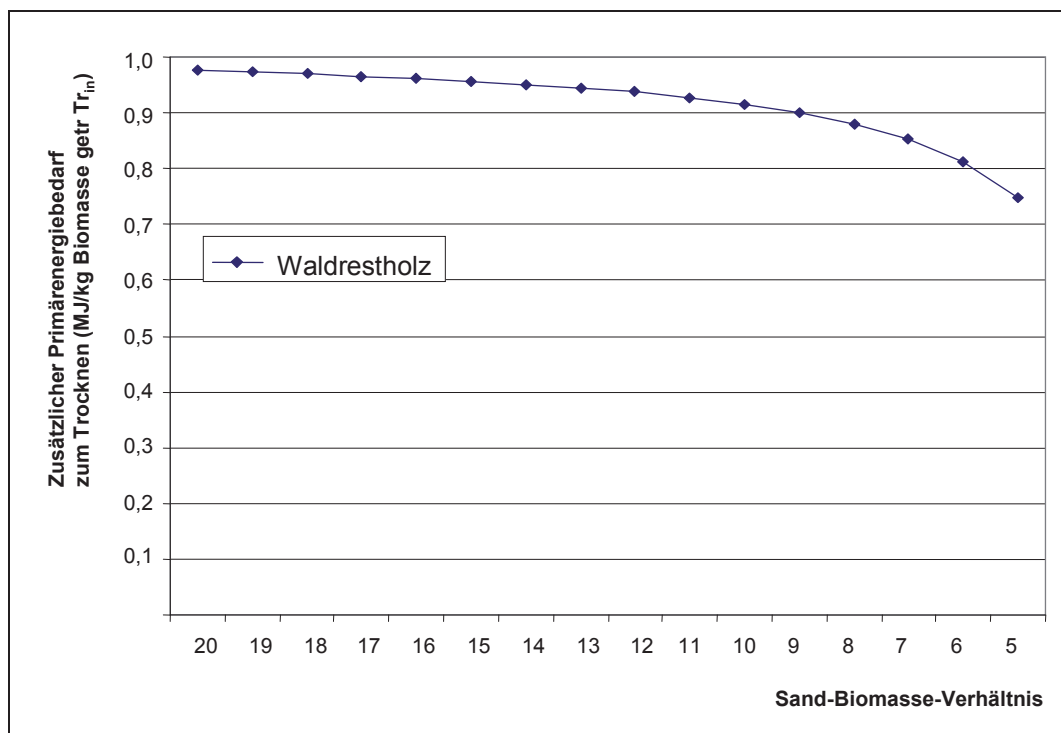


Abb. A.6: *Zusätzlicher Primärenergiebedarf zur Trocknung – bei verschiedenen Sand-Biomasse-Verhältnissen*

Der Bedarf an zusätzlicher Energie sinkt bei einer Verringerung des Sand-Biomasse-Verhältnisses. Die Reduktion der zusätzlich benötigten Energie für die Trocknung fällt jedoch schwächer aus, als die Zunahme der benötigten Energie für die Sandaufheizung.

A.8 Kenngrößen für die 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage

Tab. A.11: Massenbilanz – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz

	Einheit	Stroh	Waldrestholz
Anlagenleistung P _{in}	MW _{in}	50	50
Volllaststunden t _{AD}	h/a	7500	7500
Anlieferung			
Biomasse (roh)	t/h	12,81	17,38
Wassergehalt Biomasse (roh)	%	14,0	35,0
Aschegehalt Biomasse (wf)	%	7,0	4,0
Heizwert Biomasse (roh)	MJ/kg	14,05	10,36
Trocknung Biomasse			
Masse Biomasse (getr.)	t/h	11,85	12,15
abzuführendes Wasser	t/h	0,96	5,23
Wassergehalt Biomasse (getr.)	%	7,0	7,0
Heizwert Biomasse (getr.)	MJ/kg	15,39	15,90
Schnellpyrolyseeinheit			
Sand-Biomasse-Verhältnis	-	10	10
spezifischer Sandbedarf	kg Sand/kg getr. R _{in}	0,02	0,02
Masse an Sand	t/h	0,24	0,24
Ausbeute			
Pyrolysegas	t/h	2,37	1,70
Pyrolysekondensat	t/h	6,64	8,50
Pyrolysekoks (+ Sand)	t/h	2,84 (+ 0,24)	1,95 (+ 0,24)
Betriebsstoffe für Wärmebedarf		Biogas	Walrestholz (roh)
spezifischer Massenbedarf zur Wärme- bereitstellung im Steigrohr	kg/kg (BM getr. R _{in})	0,06	0,10
spezifischer Massenbedarf zur Wärme- bereitstellung im Trockner	kg/kg (BM getr. R _{in})	-	0,10
Masse (roh)	t/h	0,71	2,43
Heizwert	MJ/kg	17,75	10,36
Masse Biomasse (getr)	t/h	-	1,70
abzuführendes Wasser	t/h	-	0,73

Tab. A.12: Energiebilanz – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz

	Einheit	Stroh	Waldrestholz
Anlagenleistung P _{in}	MW _{in}	50	50
Volllaststunden t _{AD}	h/a	7500	7500
Anlieferung			
Energie Biomasse (roh)	GJ/h	180,0	180,0
Wassergehalt Biomasse (roh)	%	14	35
Aschegehalt Biomasse (wf)	%	7	4
Heizwert Biomasse (roh)	MJ/kg roh	14,05	10,36
Trocknung Biomasse			
spezifischer Energiebedarf zur Trocknung	MJ/t Wasser	3,96	3,6
spezifischer Energiebedarf zur Trocknung	MJ/kg getr.	0,32	1,55
energetischer Wirkungsgrad Wärmebereitstellung	-	0,85	0,85
Wärmestrom am Eingang Trockner	GJ/h	3,2	16,0
Abzuführender Wärmestrom am Ausgang Trockner	GJ/h	0,8	2,8
Energie Biomasse (getr.)	GJ/h	182,4	193,2
Wassergehalt Biomasse (getr.)	%	7	7
Heizwert Biomasse (getr.)	MJ/kg getr.	15,39	15,90
Schnellpyrolyseeinheit			
spezifischer Wärmebedarf im Reaktor ^{c)}	MJ/kg getr	1,0	1,0
Wärmestrom am Eingang Reaktor	GJ/h	11,9	12,2
Energetische Ausbeute			
Pyrolysegas	GJ/h	14,4	14,1
Pyrolysekondensat	GJ/h	109,6	144,5
Pyrolysekoks (inkl. Sand)	GJ/h	54,0	30,2
Abzuführender Wärmestrom aus Kondensation	GJ/h	16,4	16,5
davon Verluste durch Oxidation	GJ/h	4,5	4,3
Betriebsstoffe für Wärmebedarf		Biogas	WRH (roh)
Energie (roh)	GJ/h	12,6	25,2
Heizwert (roh)	MJ/kg	17,75	10,36
Wärmestrom am Eingang Trockner	GJ/h	-	2,2
Abzuführender Wärmestrom am Ausgang Trockner	GJ/h	-	0,4
Energie (getr.)	GJ/h		27,0
Brenner (Verbrennung von Pyrolysegas und Biogas bzw. Waldrestholz)			
Energie Betriebsstoffe + Pyrolysegas		27,0	41,1
energetischer Wirkungsgrad Wärmebereitstellung	-	0,85	0,85
Verluste	GJ/h	4,0	6,2
Wärmestrom am Ausgang Brenner		23,0	34,9
Wärmestrom am Eingang Steigrohr (ohne Kreisgas)	GJ/h	23,0	23,4
Wärmestrom am Ausgang Steigrohr (ohne Kreisgas)	GJ/h	11,1	11,3
Anfallender Nutzwärmestrom (Abkühlung der Rauchgase (inkl. Kreisgas) auf 500 °C)	GJ/h	4,8*	4,6*
Abwärmestrom zur Trocknung	GJ/h	6,3	6,7
Überschuss Wärmestrom		3,1*	-
Wärmestrom am Ausgang Brenner zur Trocknung		-	11,5

* aus Differenzbildung

Tab. A.13: *Installierte elektrische Leistung/Verbrauch an elektrischer Energie – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz*

	Einheit	Stroh	Waldrestholz
Anlagenleistung P _{in}	MW _{in}	50	50
Volllaststunden t _{AD}	h/a	7500	7500
Chemische Prozessapparaturen			
Pyrolyseeinheit	kW _{el}	800	800
Anlagen zur Feststoffverarbeitung			
Anlagen zur Förderung	kW _{el}	240	300
Maschinen zur Zerkleinerung	kW _{el}	670	680
Trocknungsanlage	kW _{el}	180	215
Sonstiges			
Hilfsbetriebs-, Nebenanlagen und Lager	kW _{el}	200	200
Summe installierte elektrische Leistung	kW _{el}	2390	2515
Spezifische installierte elektrische Leistung	kW _{el} /kW _{BM A_{in}}	0,041	0,043
Leistungsaufnahme	-	0,85	
Verbrauch an elektrischer Energie	GJ/h	7,3	7,7
Wirkungsgrad η _{el} an der Verbraucherstelle	-	0,34	
Primärenergieverbrauch	GJ/h	21,5	22,6

Tab. A.14: Ökonomische Kenngrößen – 50-MW_{in}-Schnellpyrolyse-Anlage für Stroh und Waldrestholz

	Einheit	Stroh	Waldrestholz
Anlagenleistung P _{in}	MW _{in}	50	50
Volllaststunden t _{AD}	h/a	7500	7500
Bereitstellungskosten Biomasse			
Bedarf an Biomasse (roh)	t/a	96.075	130.350
zusätzlicher Bedarf an Biomasse (roh)	t/a	-	18.225
Erfassungsgebiet	km ²	1.880	2.080
mittlere Transportentfernung	km	25,1	26,2
Erfassungskosten Biomasse (roh)	€/t	45,6	48,1
Transportkosten Biomasse (roh)	€/t	26,05	8,9
Bereitstellungskosten Biomasse frei Anlage	€/t	71,65	57,0
Erfassungskosten Biomasse (roh)	Mio. €/a	4,38	7,15
Transportkosten Biomasse (roh)	Mio. €/a	2,51	1,32
Bereitstellungskosten Biomasse frei Anlage	Mio. €/a	6,89	8,47 ^{a)}
Kapitalgebundene Kosten			
Investitionen	Mio. €	32,32	30,66
Annuitätenfaktor	1/a	0,094	0,094
Instandhaltungskosten	Mio. €/a	1,06	1,12
Kapitalgebundene Kosten	Mio. €/a	4,10	4,00
Verbrauchsgebundene Kosten (ohne Biomasse)			
Verbrauch an Sand	t/a	1800	1800
Sandkosten	€/t	50	50
Kosten für Sand	Mio. €/a	0,09	0,09
Verbrauch an elektrischer Energie	MWh/a	15.210	16.040
Stromkosten	€/MWh	61	61
Kosten für elektrische Energie	Mio. €/a	0,93	0,98
Verbrauch an Biogas	MWh/a	26.290	-
Biogaskosten	€/MWh	49	-
Kosten für Biogas	Mio. €/a	1,29	-
Betriebsgebundene Kosten			
Personalbedarf	AK/a	33	30
Personalkosten pro Jahr	Mio. €/a	1,84	1,72
Sonstige Kosten			
Faktor für sonstige Kosten bezogen auf Investitionen	1/a	0,01	0,01
Sonstige Kosten	Mio. €/a	0,32	0,31
Produktionskosten pro Jahr			
Masse an Slurry ^{b)}	t/a	72.900	80.175
Energie an Slurry	GJ/a	1.227.000	1.310.250
Slurrykosten pro Tonne	€/t	212	194
Slurrykosten pro GJ	€/GJ	12,6	11,9
Slurrykosten pro MWh	€/MWh	45,4	42,8

Anmerkungen: ^{a)} inkl. Betriebsstoffe zur Wärmebereitstellung (Anteil: 14 %), ^{b)} inkl. Sand

Die Schnellpyrolyse von Biomasse befindet sich noch in der technologischen Entwicklung. Es bestehen somit Wissensdefizite, die es bis jetzt noch nicht erlauben, das Verfahren zu bewerten oder gar in zukünftige Märkte einzuordnen. Im Mittelpunkt dieser Arbeit steht daher die Beantwortung nachfolgender Fragen:

- Welche verfahrenstechnischen Unsicherheiten existieren beim jetzigen Entwicklungsstand?
- Wie stellen sich die wesentlichen technischen und ökonomischen Kenngrößen der Schnellpyrolyse von Stroh und Waldrestholz im kommerziellen Maßstab dar?
- Welches Lernpotenzial kann bei der technologischen Entwicklung erschlossen werden?