

Band 3_ PRODUKTION UND ENERGIE

Frederik Trippe

TECHNO-ÖKONOMISCHE BEWERTUNG
ALTERNATIVER VERFAHRENSKONFIGURATIONEN
ZUR HERSTELLUNG VON BIOMASS-TO-LIQUID
(BtL) KRAFTSTOFFEN UND CHEMIKALIEN



Scientific
Publishing

Frederik Trippe

Techno-ökonomische Bewertung alternativer Verfahrenskonfigurationen zur Herstellung von Biomass-to-Liquid (BtL) Kraftstoffen und Chemikalien

PRODUKTION UND ENERGIE

Karlsruher Institut für Technologie (KIT)
Institut für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion
Deutsch-Französisches Institut für Umweltforschung

Band 3

Eine Übersicht über alle bisher in dieser Schriftenreihe erschienene Bände
finden Sie am Ende des Buchs.

Techno-ökonomische Bewertung alternativer Verfahrenskonfigurationen zur Herstellung von Biomass-to-Liquid (BtL) Kraftstoffen und Chemikalien

von
Frederik Trippe

Dissertation, Karlsruher Institut für Technologie (KIT)
Fakultät für Wirtschaftswissenschaften
Tag der mündlichen Prüfung: 3. Mai 2013
Referenten: Prof. Dr. Frank Schultmann, Prof. Dr. Edmund Henrich

Impressum

Karlsruher Institut für Technologie (KIT)
KIT Scientific Publishing
Straße am Forum 2
D-76131 Karlsruhe
www.ksp.kit.edu

KIT – Universität des Landes Baden-Württemberg und
nationales Forschungszentrum in der Helmholtz-Gemeinschaft



Diese Veröffentlichung ist im Internet unter folgender Creative Commons-Lizenz
publiziert: <http://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/3.0/de/>

KIT Scientific Publishing 2013
Print on Demand

ISSN 2194-2404
ISBN 978-3-7315-0031-5

Techno-ökonomische Bewertung alternativer Verfahrenskonfigurationen zur Herstellung von Biomass-to-Liquid (BtL) Kraftstoffen und Chemikalien

Zur Erlangung des akademischen Grades eines

Doktors der Ingenieurwissenschaften

(Dr.-Ing.)

von der Fakultät für Wirtschaftswissenschaften

des Karlsruher Instituts für Technologie (KIT)

genehmigte

DISSERTATION

von

Dipl.-Wi.-Ing. Frederik Trippe

Tag der mündlichen Prüfung: 3. Mai 2013

Referent: Prof. Dr. rer. pol. Frank Schultmann

Korreferent: Prof. Dr. rer. nat. Edmund Henrich

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis.....	I
Abbildungsverzeichnis.....	VIII
Tabellenverzeichnis.....	XI
Abkürzungs- und Einheitenverzeichnis.....	XIII
1 Einleitung.....	1
1.1 Problemstellung.....	1
1.2 Zielsetzung und Lösungsweg.....	3
2 Stand der Forschung zu BtL Verfahren und Forschungsbedarf.....	5
2.1 Biomassenutzung.....	5
2.2 Das bioliq Verfahren als Beispiel eines BtL Verfahrens.....	7
2.3 Stand der technischen Entwicklung von BtL Verfahren.....	9
2.3.1 Stand des bioliq Verfahrens.....	10
2.3.2 Stand des Carbo-V Verfahrens.....	10
2.3.3 Stand des BioTfuel Projekts.....	11
2.3.4 Stand des BioDME Projekts.....	12
2.3.5 Weitere relevante Entwicklungen in der Kraftwerkstechnologie.....	12
2.4 Stand der techno-ökonomischen Untersuchung von BtL Verfahren.....	13
2.4.1 Forschungsarbeiten zur techno-ökonomischen Bewertung von BtL Verfahren.....	13
2.4.2 Forschungsarbeiten zum bioliq Verfahren.....	16
2.5 Forschungsbedarf und Entwicklung des methodischen Ansatzes.....	17
3 Grundlagen thermo-chemischer Verfahren zur Umwandlung von Biomasse.....	21
3.1 Pyrolyse.....	21
3.1.1 Reaktortypen für die Schnellpyrolyse.....	24
3.1.1.1 Reaktoren mit Wärmeträgerkreislauf.....	24

3.1.1.2	Reaktoren mit Kontaktheizung	26
3.1.2	Eignung der Pyrolysereaktoren für das betrachtete BtL Konzept	27
3.2	Vergasung.....	28
3.2.1	Grundlagen der Vergasung	29
3.2.1.1	Teilprozesse der Vergasung	30
3.2.1.2	Wahl des Vergasungsmittels	33
3.2.2	Überblick zu Vergasungstechnologien	34
3.2.2.1	Festbettvergaser.....	35
3.2.2.2	Wirbelschichtvergaser.....	37
3.2.2.3	Flugstromvergaser.....	41
3.2.3	Entwicklungsstand von Flugstromdruckvergasern	44
3.3	Gaskonditionierung und Gasreinigung	47
3.3.1	Verunreinigungen des Produktgases	48
3.3.2	Konditionierungs- und Reinigungsprozesse	49
3.3.2.1	Wäscher	50
3.3.2.2	Einstellung des Wasserstoff-Kohlenstoffmonoxid- Verhältnisses	51
3.3.2.3	Tieftemperaturwäsche bzw. physikalische Sauer gaswäsche	52
3.4	Synthese von Kraftstoffen und Chemikalien	52
3.4.1	Dimethylether (DME) Synthese.....	53
3.4.1.1	Reaktionen.....	53
3.4.1.2	Produktverteilung	54
3.4.1.3	Katalysatoren.....	56
3.4.1.4	Verfügbare Technologien.....	57
3.4.2	Fischer-Tropsch Synthese	58
3.4.2.1	Reaktionen.....	58
3.4.2.2	Produktverteilung	60
3.4.2.3	Katalysatoren.....	61
3.4.2.4	Verfügbare Technologien.....	61
4	Methodische Ansätze zur Bewertung verfahrenstechnischer Prozesse	65

4.1	Stoff- und Energiebilanzierung.....	65
4.1.1	Stoffbilanzierung.....	65
4.1.1.1	Ausbeute.....	66
4.1.1.2	Umsatz.....	66
4.1.1.3	Selektivität.....	66
4.1.2	Energiebilanzierung.....	67
4.1.2.1	Energetischer Wirkungsgrad.....	67
4.1.2.2	Kaltgaswirkungsgrad.....	68
4.1.3	Weitere Definitionen für die Stoff- und Energiebilanzierung.....	68
4.1.3.1	Berechnung des Brennwertes für organische Verbindungen.....	69
4.1.3.2	Berücksichtigung des Wassergehalts.....	69
4.1.4	Flowsheeting Simulation als Instrument zur Stoff- und Energiebilanzierung.....	70
4.1.4.1	Einführung in Aspen Plus.....	71
4.1.4.2	Grundoperationen in Aspen Plus.....	74
4.2	Grundlagen der ökonomischen Prozessbewertung.....	77
4.2.1	Methoden zur Investitionsschätzung.....	78
4.2.1.1	Investitionsschätzung für Hauptanlage­teile.....	80
4.2.1.2	Preisanpassung für Investitionsdaten.....	81
4.2.1.3	Kapazitätsanpassung für Investitionsdaten.....	83
4.2.1.4	Schätzung der Gesamtinvestition mittels differenzierter Zuschlagssätze.....	84
4.2.1.5	Einfluss von Lerneffekten.....	86
4.2.2	Schätzung der Herstellkosten.....	87
4.2.2.1	Investitionsabhängige Kosten.....	88
4.2.2.2	Personalkosten.....	91
4.2.2.3	Verbrauchsabhängige Kosten und Erlöse.....	91
4.2.3	Schätzung von Mindestabsatzpreisen.....	92
5	Bestimmung der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Verfahrens.....	99
5.1	Systemgrenzen für die techno-ökonomischen Untersuchungen....	99

5.2	Pyrolyse	101
5.2.1	Lagerung und Förderung der angelieferten Biomasse	102
5.2.2	Konditionierung der Biomasse.....	103
5.2.3	Pyrolysereaktor und Wärmeträgerkreislauf	107
5.2.3.1	Basisdesign der Pyrolyseeinheit.....	108
5.2.3.2	Wärmeträgerkreislauf mit Sand	110
5.2.3.3	Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln	112
5.2.4	Produktgewinnung	115
5.2.4.1	Dreistufige Produktgewinnung	116
5.2.4.2	Zweistufige Produktgewinnung	118
5.2.5	Slurryherstellung	120
5.3	Synthesegaserzeugung	122
5.3.1	Basiskonfiguration der Synthesegaserzeugung.....	123
5.3.1.1	Slurryvorbereitung	124
5.3.1.2	Vergasungsmittelbereitstellung.....	125
5.3.1.3	Vergasung.....	129
5.3.1.4	Produktgaskonditionierung	133
5.3.1.5	Synthesegasreinigung.....	134
5.3.1.6	Kondensat- und Quenchwassersystem	137
5.3.1.7	Schlackebehandlung.....	137
5.3.2	Alternative Verfahrenskonfigurationen der Synthesegaserzeugung	138
5.3.2.1	Variation des Betriebsdrucks	138
5.3.2.2	Variation des Vergasungsmittels.....	140
5.3.2.3	Variation der Synthesegaszusammensetzung	142
5.3.2.4	Variation des Einsatzstoffes.....	142
5.4	Synthese.....	144
5.4.1	DME Synthese.....	145
5.4.1.1	Benzin via DME Synthese	145
5.4.1.2	Olefine via DME Synthese.....	147

5.4.1.3	Benzin und Ethylen via DME Synthese.....	149
5.4.2	Fischer-Tropsch Synthese	150
5.4.3	Stromerzeugung	152
6	Entwicklung eines techno-ökonomischen Bewertungsmodells.....	155
6.1	Aufbau des verfahrenstechnischen Modells	155
6.1.1	Pyrolyse.....	156
6.1.1.1	Zusammensetzung der Biomasse	156
6.1.1.2	Thermischer Energiebedarf der Pyrolyseanlage	158
6.1.1.3	Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte	161
6.1.1.4	Bereitstellung thermischer Energie für die Pyrolyseanlage.....	163
6.1.1.5	Thermische Verluste	165
6.1.2	Synthesegaserzeugung	165
6.1.2.1	Slurryzusammensetzung	166
6.1.2.2	Voreinstellungen in Aspen Plus zur Simulation mit Feststoffen .	167
6.1.2.3	Simulationsaufbau in Aspen Plus	168
6.1.2.4	Kalibrierung des Simulationsmodells	174
6.1.2.5	Ermittlung von Prozessparametern mit Hilfe des Simulationsmodells	175
6.1.3	Synthese	178
6.1.4	Anlagenintegration.....	180
6.1.4.1	Integration elektrischer Energie	180
6.1.4.2	Integration thermischer Energie.....	181
6.2	Ökonomische Datengrundlage des Bewertungsmodells.....	182
6.2.1	Anlagenverfügbarkeit.....	183
6.2.2	Biomassebereitstellung	183
6.2.3	Weitere Einsatzstoffe	185
6.2.4	Pyrolyse.....	186
6.2.4.1	Kapitalbedarf einer Pyrolyseanlage	187
6.2.4.2	Personalbedarf einer Pyrolyseanlage	190
6.2.5	Slurrytransport.....	190

6.2.6	Synthesegaserzeugung	191
6.2.6.1	Personalbedarf der Synthesegaserzeugung	194
6.2.7	Synthese.....	194
6.2.7.1	DME Synthese.....	194
6.2.7.2	Personalbedarf der DME Synthese	198
6.2.7.3	Fischer-Tropsch Synthese	198
6.2.7.4	Personalbedarf der Fischer-Tropsch Synthese.....	199
6.2.7.5	Stromerzeugung	200
6.2.8	Nebenprodukte	201
7	Ergebnisse	203
7.1	Stoff- und Energiebilanzierung.....	203
7.1.1	Pyrolyse	203
7.1.2	Synthesegaserzeugung	206
7.1.3	Synthese.....	212
7.1.4	BtL Gesamtsystem	215
7.2	Investitionsschätzung	218
7.2.1	Pyrolyse	218
7.2.2	Synthesegaserzeugung	220
7.2.3	Synthese.....	222
7.2.4	BtL Gesamtsystem	224
7.3	Konversions- und Herstellkosten	225
7.3.1	Pyrolyse	225
7.3.2	Synthesegaserzeugung	228
7.3.3	Synthese.....	230
7.3.4	BtL Gesamtsystem	233
7.4	Sensitivitätsanalyse	234
7.4.1	Pyrolyse	235
7.4.2	Synthesegaserzeugung	237
7.4.3	Synthese.....	239
7.4.4	BtL Gesamtsystem	241

8	Diskussion der Bewertungsergebnisse und Schlussfolgerungen	243
8.1	Herstellung von Pyrolyseslurry aus Biomasse.....	243
8.1.1	Wahl einer geeigneten Konfiguration der Pyrolyseanlage	243
8.1.2	Gegenüberstellung verschiedener Einsatzstoffe des Flugstromdruckvergasers	245
8.2	Herstellung von Synthesegas aus Pyrolyseslurry	247
8.2.1	Wahl einer geeigneten Konfiguration der Synthesegaserzeugung	247
8.2.2	Einsatz von Kohle als mittelfristiges Szenario des betrachteten BtL Konzepts.....	250
8.3	Herstellung von BtL Kraftstoffen und Chemikalien aus Synthesegas	252
8.3.1	Wahl einer geeigneten Konfiguration der Synthese	252
8.3.2	Herstellkosten und Mindestabsatzpreise der BtL Produkte im Vergleich zu Marktpreisen.....	254
8.4	Absatzmöglichkeiten für BtL Kraftstoffe und Chemikalien.....	258
8.4.1	CO ₂ Emissionen der BtL Herstellverfahren und CO ₂ Sequestrierungskosten.....	258
8.4.2	Möglichkeiten zur Förderung von BtL Produkten.....	260
9	Zusammenfassung und Ausblick	263
	Anhang	269
A.	Elektrischer Energiebedarf der Apparate und Maschinen	269
a.	Pyrolyse	269
b.	Synthesegaserzeugung	272
c.	Synthese	272
B.	Investitionsdaten und elektrischer Energiebedarf der optionalen CO ₂ Sequestrierung.....	274
	Literaturverzeichnis.....	275

Abbildungsverzeichnis

2-1:	Konzept des bioliq Verfahrens.....	9
2-2:	Methodischer Bewertungsansatz der techno-ökonomischen Untersuchungen.....	19
3-1:	Wirbelschichtreaktoren mit Fluidisierungsgas	25
3-2:	Mechanisch fluidisierte Wirbelschichtreaktoren	26
3-3:	Reaktoren mit Kontaktheizung	27
3-4:	Festbettvergaser.....	36
3-5:	Wirbelschichtvergaser.....	39
3-6:	Flugstromdruckvergaser.....	42
3-7:	Fischer-Tropsch Synthesereaktoren.....	63
4-1:	Umrechnungsfaktoren für Preis- und Währungsanpassung.....	82
4-2:	Preisentwicklung relevanter Produkte	94
5-1:	Systemgrenzen der techno-ökonomischen Bewertung.....	100
5-2:	Verfahrenskonfigurationen der Schnellpyrolyseanlage.....	101
5-3:	Grundfließschema der Konditionierung der Biomasse.....	103
5-4:	Grundfließschema des Wärmeträgerkreislaufs mit Sand.....	110
5-5:	Grundfließschema des Wärmeträgerkreislaufs mit Stahlkugeln	113
5-6:	Grundfließschema der dreistufigen Produktgewinnung	116
5-7:	Grundfließschema der zweistufigen Produktgewinnung	119
5-8:	Grundfließschema der Slurryherstellung	121
5-9:	Verfahrenskonfigurationen der Synthesegaserzeugung.....	123
5-10:	Grundfließschema der Synthesegaserzeugung	124
5-11:	Flugstromdruckvergaser.....	130
5-12:	Kühlschirm mit schützender Schlackeschicht	131
5-13:	Grundfließschema der physikalischen Sauer gaswäsche.....	136
5-14:	Dimensionen der Vergasungszone bei unterschiedlichen Betriebsdrücken.....	139
5-15:	Verfahrenskonfigurationen der Synthese.....	144

5-16:	Grundfließschema der Herstellung von Benzin via DME Synthese	146
5-17:	Grundfließschema der Herstellung von Olefinen via DME Synthese	148
5-18:	Grundfließschema der Herstellung von Benzin und Ethylen via DME Synthese	149
5-19:	Grundfließschema der Herstellung von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese	151
5-20:	Grundfließschema des GuD-Kraftwerks	153
6-1:	Produktverteilung der Pyrolyse von Weizenstroh	161
6-2:	Aspen Plus Modell für das Teilsystem Synthesegaserzeugung.....	169
6-3:	Quenchtemperatur in Abhängigkeit von der Quenchwassermenge .	176
6-4:	Anteil an flüssigem Wasser in Abhängigkeit von der Quenchwassermenge.....	177
6-5:	Aspen Plus Modell für das Teilsystem DME Synthese.....	179
7-1:	Energiebilanz des Teilsystems Synthesegaserzeugung	210
7-2:	Stoffbilanz des BtL Gesamtsystems	216
7-3:	Energiebilanz des BtL Gesamtsystems.....	217
7-4:	Gesamtinvestition des Teilsystems Pyrolyse.....	219
7-5:	Gesamtinvestition des Teilsystems Synthesegaserzeugung	220
7-6:	Gesamtinvestition der Synthese zur Herstellung von Kraftstoffen ..	222
7-7:	Gesamtinvestition der Synthese zur Herstellung von Chemikalien .	223
7-8:	Gesamtinvestition des BtL Gesamtsystems	224
7-9:	Kostenbestandteile der Bereitstellung des Pyrolyseslurrys frei Vergasungs- und Syntheseanlage	228
7-10:	Herstellkosten des BtL Gesamtsystems für Benzin via DME Synthese	233
7-11:	Sensitivitätsanalyse für die Bereitstellungskosten des Slurrys frei Vergasungs- und Syntheseanlage	236
7-12:	Sensitivitätsanalyse für die Herstellkosten von Synthesegas	238
7-13:	Sensitivitätsanalyse für die Herstellkosten von Benzin via DME Synthese	240

7-14:	Herstellkosten für BtL Kraftstoffe in Abhängigkeit von den Biomassebereitstellungskosten	241
7-15:	Herstellkosten für BtL Chemikalien in Abhängigkeit von den Biomassebereitstellungskosten	242
8-1:	Herstellkosten für Pyrolyseslurry, Kohle und Erdgas im Vergleich	246
8-2:	Vergleich der Einsatzstoffalternativen 100% Biomassesslurry sowie 10% Biomassesslurry und 90% Kohle.....	250
8-3:	Herstellkosten und Mindestabsatzpreise für Benzin und Diesel via DME bzw. Fischer-Tropsch Synthese sowie aktuelle Marktpreise ..	255
8-4:	Herstellkosten und Mindestabsatzpreise für Olefine sowie Benzin und Ethylen via DME Synthese sowie aktuelle Marktpreise	257
8-5:	Vergleich von CO ₂ Zertifikatepreis und Mineralölsteuerreduktion um Wettbewerbsfähigkeit von BtL Kraftstoffen herzustellen	261
8-6:	Vergleich von CO ₂ Zertifikatepreis und Mineralölsteuerreduktion um Wettbewerbsfähigkeit von BtL Chemikalien herzustellen	262

Tabellenverzeichnis

3-1:	Produktausbeute der Schnellpyrolyse	22
3-2:	Inhaltsstoffe von Pyrolyseölen.....	23
3-3:	Vor- und Nachteile verschiedener Vergasertypen	43
3-4:	Umwandlung von DME in Kohlenwasserstoffe.....	56
4-1:	Zuschlagsfaktoren zur Schätzung der Gesamtinvestition.....	85
4-2:	Instandhaltungsfaktoren.....	90
4-3:	Personalkosten für verschiedene Personalarten.....	91
4-4:	Diskontierte Zahlungsreihe für eine Investition in das betrachtete BtL Konzept.....	95
4-5:	Mindestrenditen nach Steuern für Investitionen verschiedener Risikoklassen	96
6-1:	Elementarzusammensetzung von trockenem Weizenstroh	157
6-2:	Kennzahlen zur Trocknung der Biomasse	159
6-3:	Thermischer Energiebedarf der Schnellpyrolyse von Weizenstroh .	160
6-4:	Thermischer Energiebedarf des Schnellpyrolysereaktors für verschiedene Verfahrenskonfigurationen	161
6-5:	Elementarzusammensetzung und Brennwert der Pyrolyseprodukte	162
6-6:	Energieinhalt der Pyrolyseprodukte aus trockenem Weizenstroh....	163
6-7:	Elementarzusammensetzung und Brennwert der betrachteten Slurrys	166
6-8:	Preise für Einsatzstoffe	185
6-9:	Kennzahlen für die Anlieferung der Biomasse.....	186
6-10:	Investitionsdaten des Teilsystems Pyrolyse.....	188
6-11:	Personalbedarf des Teilsystems Pyrolyse.....	190
6-12:	Investitionsdaten des Teilsystems Synthesegaserzeugung	192
6-13:	Personalbedarf des Teilsystems Synthesegaserzeugung	194
6-14:	Investitionsdaten der DME Syntheseroute zur Benzinherstellung ...	195
6-15:	Investitionsdaten der DME Syntheseroute zur Olefinherstellung	196

6-16:	Investitionsdaten der DME Syntheseroute zur Benzin- und Ethylenherstellung.....	197
6-17:	Personalbedarf der DME Syntheserouten	198
6-18:	Investitionsdaten der Fischer-Tropsch Syntheseroute	199
6-19:	Personalbedarf der Fischer-Tropsch Syntheseroute	200
6-20:	Investitionsdaten der Stromerzeugung im GuD-Kraftwerk.....	201
7-1:	Konfigurationen des Teilsystems Pyrolyse.....	203
7-2:	Stoff- und Energiebilanz des Teilsystems Pyrolyse	204
7-3:	Konfigurationen des Teilsystems Synthesegaserzeugung	206
7-4:	Einsatzstoffe des Teilsystems Synthesegaserzeugung.....	207
7-5:	Zusammensetzung des konditionierten Produktgases bzw. Rohsynthesegases.....	208
7-6:	Haupt- und Nebenprodukte des Teilsystems Synthesegaserzeugung	211
7-7:	Stoff- und Energiebilanz der Syntheserouten zur Herstellung von Kraftstoffen	212
7-8:	Stoff- und Energiebilanz der Syntheserouten zur Herstellung von Chemikalien	214
7-9:	Spezifische Konversions- und Herstellkosten des Pyrolyseslurrys ..	226
7-10:	Spezifische Konversions- und Herstellkosten des Synthesegases....	229
7-11:	Herstellkosten der Endprodukte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen	231
8-1:	CO ₂ Emissionen und Sequestrierungskosten des betrachteten BtL Konzepts.....	259

Abkürzungs- und Einheitenverzeichnis

€	Euro
°C	Grad Celsius
a	Jahr
Barrel	entspricht ca. 159 Litern
BtL	Biomass-to-Liquid
C	Kohlenstoff
CtL	Coal-to-Liquid
d	Tag
e	elektrisch
GtL	Gas-to-Liquid
h	Stunde
H	Wasserstoff
ΔH	Reaktionsenthalpie
K	Kelvin
KIT	Karlsruher Institut für Technologie
kg	Kilogramm
km	Kilometer
l	Liter
LPG	Liquefied Petroleum Gas
m	Meter
mg	Milligramm
M	Mega (10^6 bzw. eine Million)
Mol	entspricht einer Stoffmenge von $6,02 \cdot 10^{23}$ Teilchen
MJ	Megajoule
MW	Megawatt
N	Stickstoff
Nm ³	Normkubikmeter

O	Sauerstoff
ppb	parts per billion („Teile pro Milliarde“)
ppm	parts per million („Teile pro Million“)
t	Tonne
th	thermisch

1 Einleitung

1.1 Problemstellung

Der weltweite Energiebedarf zeigt auf Grund der zunehmenden Industrialisierung von Schwellen- und Entwicklungsländern und des Bevölkerungswachstums in den letzten Jahren einen starken Anstieg und soll bis zum Jahr 2035 um über ein Drittel weiter steigen. Gegenwärtig werden über 80% des weltweiten Energiebedarfs durch fossile Energieträger gedeckt (International Energy Agency 2012). Die Prognosen für die Reichweite der fossilen Energieträger Kohle, Öl und Gas variieren stark. Doch bevor die fossilen Energieträger vollständig aufgebraucht sein werden, wird die Differenz zwischen Angebot und Nachfrage die Preise für diese Rohstoffe so stark erhöhen, dass auf erneuerbaren Rohstoffen basierende Alternativen wirtschaftlich genutzt werden können.

Gleichzeitig sind die öffentlichen Diskussionen über die Auswirkungen der Nutzung fossiler Energieträger auf das Klima der Erde allgegenwärtig. Die Konzentration der Treibhausgase in der Atmosphäre wird wesentlich durch die Emissionen in Folge der Nutzung fossiler Energieträger beeinflusst. Weltweit haben sich Industrienationen verpflichtet, ihre Emissionen zu reduzieren und auf einem Niveau zu stabilisieren, das die Auswirkungen auf das Weltklima minimieren soll. Zahlreiche politische Ansätze zur Erreichung dieser Vorgaben sehen vor, den Anteil erneuerbarer Energieträger an der Energieversorgung zu erhöhen.

Weiterhin stellt die Versorgungssicherheit mit Energie ein globales Problem dar, da sich der Großteil der Vorkommen an fossilen Energieträgern in Ländern befindet, die als politisch instabil gelten. Der verstärkte Einsatz erneuerbarer Energieträger kann dieses Problem reduzieren und bietet außerdem regional wirtschaftliche Entwicklungschancen. Dies gilt zum einen für die Umsetzung von Konzepten zur Nutzung erneuerbarer Energieträger und zum anderen für die Entwicklung der jeweiligen Technologien.

In diesem Zusammenhang kann Biomasse eine entscheidende Rolle spielen. Unter dem Begriff Biomasse werden grundsätzlich alle Stoffe mit organischer Herkunft, d.h. kohlenstoffhaltige Substanzen, zusammengefasst (Crastan 2008). Sie umfasst somit sämtliche in der Natur lebenden Pflanzen und Tiere, die sich daraus ergebenden Rückstände sowie abgestorbene Phyto- und

Zoomasse, die nicht fossil ist, und alle Stoffe, die durch technische oder stoffliche Umwandlung der voranstehenden Punkte entstanden sind. Sofern Biomasse unter dem Aspekt der Nachhaltigkeit produziert wird, besitzt sie das Potential, zur Lösung der oben angesprochenen Probleme maßgeblich beizutragen. Die Vorzüge von Biomasse liegen darin, dass nahezu jedes Land der Erde eigene Ressourcen besitzt oder in der Lage wäre, diese zu entwickeln und somit die Rohstoffe für eine zukünftige Energieversorgung gleichmäßiger über die Erde verteilt wären, als es gegenwärtig der Fall ist. Außerdem ist Biomasse ein vielseitig einsetzbarer Rohstoff, der sowohl zur direkten Erzeugung von Strom und Wärme genutzt werden kann als auch als Ausgangspunkt zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien.

Europa hat sich durch die Biokraftstoffrichtlinie der Europäischen Union verpflichtet, den Anteil von biogenen Kraftstoffen bis zum Jahr 2020 auf 10% aller Kraftstoffe im Verkehrssektor zu erhöhen (European Commission 2009). Der Anteil der aus Nahrungsmittelpflanzen gewonnenen biogenen Kraftstoffe wurde 2012 auf 5% begrenzt (European Commission 2012). Die Qualität der Kraftstoffe soll durch die Erhöhung der Biokraftstoffanteile nicht beeinflusst werden. Aus diesem Grund gelten beispielsweise für die Beimischung von Biodiesel und Bioethanol Beimischungsgrenzen. Für synthetische Kraftstoffe, die durch Vergasung von Biomasse hergestellt werden, existieren solche Beimischungsgrenzen nicht. Diese synthetischen Kraftstoffe werden sogar als Designerkraftstoffe bezeichnet, da sie durch den zu Grunde liegenden Produktionsprozess hoch rein sind und sich ihre Eigenschaften, wie z.B. das Zündverhalten, in einem gewissen Bereich verändern lassen. Neben den positiven Effekten für den Schadstoffausstoß bei der Verbrennung bieten die synthetischen Kraftstoffe somit auch die Möglichkeit, die Effizienz der Verbrennungsmotoren positiv zu beeinflussen.

Die Technologie zur Herstellung von synthetischen Kraftstoffen aus Kohle oder Erdgas ist bereits aus CtL (Coal-to-Liquid) oder GtL (Gas-to-Liquid) Prozessen bekannt (Hoek & Kersten 2004; Sickinga & Buchanan 2005). Der Einsatzstoff wird zunächst durch die Reaktion mit Sauerstoff und/oder Wasserdampf in ein Rohsynthesegas umgewandelt. Anschließend wird das Rohsynthesegas aufbereitet, so dass es überwiegend aus Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid besteht. Je nach Druck und Temperatur kann das aufbereitete Synthesegas mit Hilfe von speziellen Katalysatoren in Produkte wie Methanol, Dimethylether oder längerkettige Kohlenwasserstoffe wie Benzin und Diesel umgewandelt werden. Diese können ohne Umrüstung der

heutigen Infrastruktur transportiert und verbraucht werden. Technologien zur Verwertung von Biomasse befinden sich derzeit dagegen noch im Entwicklungsstadium. Ein solches BtL (Biomass-to-Liquid) Konzept stellt das am Karlsruher Institut für Technologie (KIT) entwickelte bioliq Verfahren dar, welches in der vorliegenden Arbeit betrachtet wird. Dieses dient dazu, Reststoffe der Agrar- und Forstwirtschaft wie Stroh und Waldrestholz – Biomasse, die nicht als Nahrungsmittel genutzt werden kann – in Kraftstoffe und Chemikalien umzuwandeln.

1.2 Zielsetzung und Lösungsweg

Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, vielversprechende verfahrenstechnische Konfigurationen des betrachteten BtL Konzepts zu identifizieren, um eine Entscheidungsunterstützung bei der weiteren Entwicklung des bioliq Verfahrens zu geben. In der techno-ökonomischen Untersuchung sollen insbesondere die verfahrenstechnischen Auslegungsmöglichkeiten der einzelnen Verfahrensschritte des BtL Gesamtsystems mit ihren wirtschaftlichen Auswirkungen verknüpft werden. Es sollen die Stellschrauben offengelegt werden, die die Konkurrenzfähigkeit zu konventionell hergestellten Mineralölprodukten und somit die kommerzielle Umsetzung des bioliq Verfahrens vorantreiben können, indem vor allem ökonomisch vielversprechende Verfahrenskonfigurationen weiterentwickelt werden.

Für die techno-ökonomische Untersuchung des BtL Konzepts zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse wird in Kapitel 2 zunächst der technische Entwicklungsstand des betrachteten sowie weiterer aktueller BtL Entwicklungsprojekte erläutert. Weiterhin wird ein Überblick über den Stand der Forschung zur techno-ökonomischen Bewertung von BtL Verfahren gegeben. Daraus wird der Forschungsbedarf der vorliegenden Arbeit abgeleitet und die Strukturierung des techno-ökonomischen Bewertungsansatzes dargelegt. Die techno-ökonomischen Untersuchungen erfolgen in zwei Betrachtungsebenen. Die erste Betrachtungsebene beschreibt das BtL Konzept in seinen Hauptumwandlungsschritten. Für diese werden in Kapitel 3 die thermo-chemischen Grundlagen erläutert. Im Anschluss werden in Kapitel 4 die methodischen Ansätze zur techno-ökonomischen Bewertung von BtL Verfahren, bestehend aus Stoff- und Energiebilanzierung und Schätzung von Investitionen, Kosten sowie Mindestabsatzpreisen, erläutert. Für die weitere Betrachtung wird das BtL Gesamtsystem in drei Teilsysteme untergliedert. Auf dieser zweiten Betrachtungsebene werden in Kapitel 5 die Teilsysteme

zunächst in Einzelprozesse zerlegt und Basiskonfigurationen der einzelnen Teilsysteme sowie verfahrenstechnische Alternativen definiert, die mögliche Entwicklungsrichtungen des jeweiligen Prozesses darstellen. Um die Konfigurationen der Teilsysteme im Bewertungsmodell abzubilden, wird in Kapitel 6 eine verfahrenstechnische Modellierung der Teilsysteme entwickelt, die anschließend mit den ökonomischen Spezifika der Teilsysteme verknüpft wird. Die erzielten Ergebnisse des techno-ökonomischen Bewertungsmodells für die Stoff- und Energiebilanzen, die Investitionsschätzung sowie die Konversions- und Herstellkosten der Produkte der einzelnen Teilsysteme und des BtL Gesamtsystems werden in Kapitel 7 erläutert. In einer Sensitivitätsanalyse werden zusätzlich die wichtigsten Einflussfaktoren auf die jeweiligen Produkte identifiziert. In Kapitel 8 werden die Bewertungsergebnisse abschließend diskutiert und Schlussfolgerungen für die weitere Entwicklung der verfahrenstechnischen Anlagen sowie für die Marktchancen der Zwischen- bzw. Endprodukte des BtL Konzepts gezogen.

2 Stand der Forschung zu BtL Verfahren und Forschungsbedarf

In diesem Kapitel werden zunächst die Nutzung von Biomasse allgemein und die Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien mit Hilfe des bioliq BtL Konzepts erläutert. Anschließend wird der Stand der Forschung vergleichbarer BtL Konzepte dargelegt und aus existierenden Forschungsarbeiten zur Bewertung von BtL Verfahren der Forschungsbedarf sowie der methodische Ansatz der vorliegenden Arbeit abgeleitet.

2.1 Biomassenutzung

Um das Ziel einer nachhaltigen Biomassenutzung zu erreichen, spielt die Umwandlung von Biomasse in stoffliche Produkte, energetische Zwischenprodukte sowie Endenergie in Form von Strom und Wärme eine wesentliche Rolle.

Zunächst besitzt die Nutzung der Biomasse als Nahrungs- und Futtermittel höchste Priorität. Dies stellt vor allem bei der Herstellung von Biodiesel und Bioethanol ein Problem dar, da hier die Früchte der Pflanzen, die auch als Nahrungsmittel verwendet werden könnten, zu Kraftstoff verarbeitet werden. Auch der Anbau von sogenannten Energiepflanzen bringt Probleme mit sich, da die Energiepflanzen die Anbaufläche für Nahrungsmittel belegen können und somit die Preise für Ackerland und letztlich auch für Lebensmittel ansteigen können (Faaij 2007). Daher bieten Nebenprodukte, die bislang nicht oder nicht vollständig verwertet werden, die besten Möglichkeiten für eine nachhaltige Nutzung der Biomasse. Interessante Nebenprodukte der Agrar- und Forstwirtschaft in Deutschland stellen beispielsweise Getreidestroh oder Waldrestholz, das bei der Stammholzernte anfällt, dar. Weiterhin lassen sich diese Nebenprodukte vergleichsweise günstig beziehen, da deren Erntekosten teilweise bereits in die Getreide- bzw. Stammholzpreise eingerechnet werden.

Um Biomasse zu verwerten, stehen grundsätzlich drei Nutzungspfade zur Auswahl. Biomasse kann direkt in thermische oder indirekt in elektrische Energie umgewandelt werden, sie kann aber auch stofflich als Kohlenwasserstoffquelle für die Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien dienen (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009). Die Verwertung von getrocknetem Holz in Form von Scheitholz, Hackschnitzeln oder Pellets in dezentralen Heizkraftwerken oder Hausheizungen ist bereits heute eine

effiziente und weitverbreitete Nutzungsmethode. Die einfachste Variante besteht in der direkten Verbrennung der Biomasse. Da aber viele Anwendungen qualitativ hochwertige Einsatz- bzw. Brennstoffe für ihren Betrieb verlangen, ist es sinnvoll, einen oder mehrere Veredelungsschritte der Biomasse durchzuführen. Diese Veredelungsschritte verbessern beispielsweise die Transporteigenschaften, Handhabung und/oder Energiedichte der unbehandelten Biomasse. Um die Biomasse umzuwandeln stehen thermo-chemische, physikalisch-chemische und bio-chemische Verfahren zur Verfügung (Quaschnig 2010).

Zu den thermo-chemischen Verfahren zählen u.a. die Verkokung, Pyrolyse und Vergasung, die feste Biomasse unter der Einwirkung von Wärme in sekundäre Energieträger mit für das jeweilige Anwendungsgebiet verbesserten Eigenschaften umwandeln. Alle drei Verfahren versuchen unter Sauerstoffmangel oder -abschluss die Biomasse thermisch zu zersetzen, wobei das Ziel je nach Verfahren eine möglichst große Ausbeute an Festbrennstoff (z.B. Holzkohle), flüssigen oder gasförmigen Brennstoffen darstellt. Die drei Verfahren sind in der Regel allotherm, d.h. ihnen muss thermische Energie zugeführt werden. Es besteht für jedes Verfahren die Möglichkeit, den Energiebedarf durch eine Teilverbrennung des Einsatzstoffes zu decken und somit unabhängig von einer Versorgung durch fossile Energieträger zu sein (Faaij 2006).

Die physikalisch-chemischen Umwandlungsverfahren umfassen alle Fälle der Bereitstellung von Energie auf Basis pflanzlicher Öle. Derartige Verfahren setzen allerdings ölhaltige Pflanzen wie Sonnenblumen oder Raps voraus, welche zunächst beispielsweise durch Pressen in die flüssige Ölphase und die festen Reststoffe getrennt werden. Das gewonnene Öl kann direkt oder nach einer chemischen Umwandlung als Brennstoff in Motoren eingesetzt werden. Hierbei spricht man auch von Biokraftstoffen der ersten Generation, da nur die Frucht der Pflanze energetisch verwertet wird (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009).

Die dritte Umwandlungsmöglichkeit stellen die bio-chemischen Verfahren dar. Hier werden biologische Prozesse zur Veredelung der Biomasse genutzt, indem Mikroorganismen die Umwandlung bewirken. Eine Möglichkeit besteht bei zucker-, stärke- oder cellulosehaltigen Ausgangsstoffen in der Vergärung, wobei sich das resultierende Ethanol nach der Destillation bereits als Kraftstoff in Motoren einsetzen lässt. Eine weitere Alternative bietet der

Abbau der Biomasse unter Sauerstoffabschluss. An dieser Stelle bilden bestimmte Bakterien Mischgase mit einem hohen Anteil an Methan, das nach eventuell notwendiger Aufbereitung als Brennstoff in Gasbrennern oder Motoren eingesetzt werden kann (Faaij 2006).

In dieser Arbeit wird ein thermo-chemischer Nutzungspfad, beginnend mit der Pyrolyse als erstem Konversionschritt, anschließender Vergasung, gefolgt von Gaskonditionierung und Gasreinigung sowie abschließender Kraftstoff- bzw. Chemikaliensynthese genauer betrachtet. Dieser BtL Nutzungspfad, der im Rahmen des sogenannten bioliq Verfahrens derzeit am KIT entwickelt wird, soll im Folgenden erläutert werden.

2.2 Das bioliq Verfahren als Beispiel eines BtL Verfahrens

Da Biomasse neben CO₂ die einzige erneuerbare Quelle für Kohlenstoff ist und die Bedeutung dieser Tatsache nach der Erschöpfung der fossilen Brennstoffe noch zunehmen wird, bleibt sie als einziger Ausgangsstoff zur Herstellung von kohlenstoffbasierten Chemikalien und Kraftstoffen in Zukunft erhalten. Aus diesem Grund sollte bei der Entwicklung der verschiedenen erneuerbaren Energien darauf geachtet werden, das einzigartige aber limitierte Potential der Biomasse zur Herstellung von Chemikalien und Kraftstoffen zu nutzen, die nicht durch andere erneuerbare Ressourcen, beispielsweise Wind oder Sonne, erzeugt bzw. ersetzt werden können (Dahmen, Dinjus & Kruse 2009).

Die Entwicklungen des bioliq Verfahrens konzentrieren sich auf die Verwertung der im Vergleich zu Stammholz weniger wertvollen Biomasse, wie Stroh oder Waldrestholz, die als Nebenprodukt bei der Getreideernte und der Stammholzernte anfällt und durch ihren vergleichsweise hohen Aschegehalt qualitativ minderwertig ist.

Vorbilder für die Verwertung von Biomasse finden sich bei der Veredelung fossiler Festbrennstoffe wie Stein- oder Braunkohle. Diese Festbrennstoffe können über Vergasung zu Synthesegas und nach einer anschließenden Aufbereitung zu verschiedenen chemischen Grundprodukten weiterverarbeitet werden. An dieser Stelle setzt auch das bioliq Verfahren an, dessen Mittelpunkt ein ursprünglich für die Verwertung von Braunkohle entwickelter Flugstromdruckvergaser darstellt. Dieser Flugstromdruckvergaser besitzt einen besonderen Kühlschirm, der 1976 am Deutschen Brennstoffinstitut für

die Vergasung mitteleuropäischer Braunkohle entworfen wurde und auch für stark aschehaltige Biomasse geeignet ist (Schingnitz 2002). Die Einsatzstoffe für den Flugstromdruckvergaser sollten pumpfähig, pneumatisch zu zerstäuben sein und einen Heizwert von mindestens 10 MJ/kg besitzen (Raffelt et al. 2006).

Die Verwertung der qualitativ minderwertigen Biomasse über Vergasung ist durch die Transformation in Synthesegas und anschließend in Chemikalien und Kraftstoffe flexibler und insbesondere umweltverträglicher als eine direkte thermische Verwertung durch die Verbrennung (Boerrigter, den Uil & Calis 2003). Damit die Biomasse die oben genannten Voraussetzungen für die Vergasung erfüllt, wird im bioliq Verfahren die Schnellpyrolyse als erster Umwandlungsschritt eingesetzt.

Eingangsstoffe wie Holz, Stroh oder Heu besitzen sehr unterschiedliche Eigenschaften. Um diese und andere potentielle Einsatzstoffe verwerten zu können, wurde das bioliq Verfahren am KIT als zweistufiges Verfahren ausgelegt. Die Biomasse, die als Einsatzstoff des Verfahrens dienen soll, fällt zunächst großflächig über das Land verteilt an. Da die BtL Technologie komplex und kapitalintensiv ist, sollte eine möglichst große Kapazität der Anlage gewählt werden, um von Größendegressionseffekten zu profitieren. Da die Fläche des Einzugsgebiets für Biomasse die Kapazität der BtL Anlage bestimmt, entsteht ein Konflikt zwischen den Transportkosten der Biomasse und den investitionsabhängigen Kosten der BtL Anlage (Wright & Brown 2007). Aus diesem Grund sieht das bioliq Verfahren in seiner ersten Stufe zahlreiche dezentrale Anlagen vor. In diesen Anlagen wird die Biomasse aus einem örtlich begrenzten Einzugsgebiet gesammelt und mit Hilfe der Schnellpyrolyse zu einem sogenannten Slurry verarbeitet, der aus den flüssigen und festen Produkten der Pyrolyse besteht und die Voraussetzungen für eine anschließende Vergasung erfüllt. Für eine Pyrolyseanlage mit einer Brennstoffeingangsleistung von $100 \text{ MW}_{\text{th}}$ werden ca. 175.000 t Biomasse pro Jahr benötigt. Bei einem für Deutschland durchschnittlichen Biomasseaufkommen entspricht dies einem Einzugsradius von ca. 30 km (Henrich, Dahmen & Dinjus 2009). Die Energiedichte des aus Biomasse hergestellten Pyrolyseslurrys ist im Vergleich zur unbehandelten Biomasse um ca. Faktor zehn höher und ermöglicht einen wirtschaftlicheren Transport zu einer zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage, der zweiten Stufe des bioliq Verfahrens. Der dezentral produzierte Slurry wird per Bahn in eine zentrale Vergasungs- und Syntheseanlage mit einer Brennstoffeingangsleistung von

1.000 MW_{th} transportiert. Die große Kapazität der Vergasungs- und Syntheseanlage ermöglicht einerseits eine energieeffiziente Umwandlung des Slurrys zu Kraftstoffen und Chemikalien. Andererseits bietet sie wirtschaftliche Vorteile durch Größendegressionseffekte (Henrich, Dahmen & Dinjus 2009). In der folgenden Abbildung wird das bioliq Verfahren grafisch veranschaulicht.

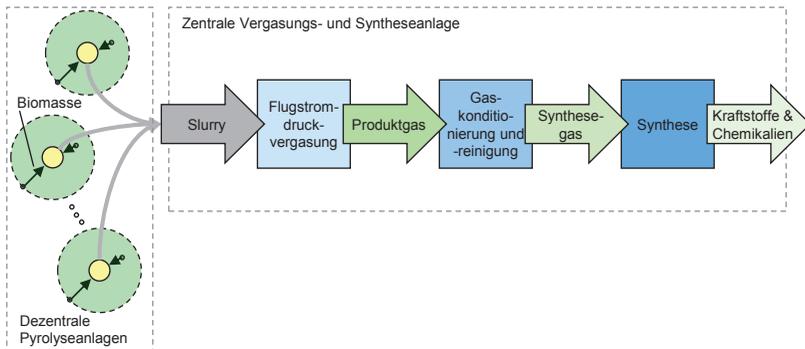


Abbildung 2-1: Konzept des bioliq Verfahrens

Jede dezentrale Schnellpyrolyseanlage hat ihren Einzugsbereich für Biomasse und veredelt diese, indem sie die Energiedichte der Ausgangsstoffe auf ein Vielfaches erhöht. Der dezentral produzierte, pumpfähige Slurry wird dann über eine größere Distanz in die zentrale Vergasungs- und Syntheseanlage transportiert und dort zu synthetischen Kraftstoffen und Chemikalien weiterverarbeitet. Im Folgenden wird der Stand der Entwicklung des bioliq Verfahrens sowie vergleichbarer BtL Konzepte dargestellt.

2.3 Stand der technischen Entwicklung von BtL Verfahren

Neben dem in dieser Arbeit betrachteten bioliq Verfahren gibt es derzeit drei weitere Verfahren zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse, deren Entwicklung sich ebenfalls bereits in der Pilotphase befindet. Im Folgenden sollen das Carbo-V Verfahren von Choren aus Freiberg, das BioDME Project von Chemrec aus Schweden sowie das BioTfuel Projekt, das von einem Konsortium aus sechs Unternehmen und Forschungseinrichtungen in Frankreich entwickelt wird, kurz vorgestellt und der jeweilige Entwicklungsstand erläutert werden. Neben diesen drei Entwicklungen, deren

Pilotanlagen Kapazitäten besitzen, die deutlich über den Labormaßstab hinausreichen, gibt es zahlreiche weitere Entwicklungen, die sich mit Teilaspekten der Prozesskette von der Biomassevorbereitung bis hin zur Veredelung von Kraftstoffen oder Chemikalien beschäftigen, die aber in diesem Kapitel nicht näher betrachtet werden. Einen Überblick über Forschungsarbeiten zur thermo-chemischen Umwandlung von Biomasse liefern Bridgwater, Hofbauer & van Loo (Bridgwater, Hofbauer & van Loo 2009).

2.3.1 Stand des bioliq Verfahrens

Die Pilotanlage zur Demonstration des bioliq Verfahrens in Karlsruhe besteht aus vier Stufen: Schnellpyrolyse, Flugstromdruckvergasung, Gasreinigung sowie DME Synthese und Kraftstoff Synthese. Die Schnellpyrolyseanlage besitzt eine Kapazität von 500 kg Biomasse pro Stunde bzw. 2 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung. Seit 2009 wird die Schnellpyrolyse mit verschiedenen Einsatzstoffen betrieben. Der Flugstromdruckvergaser besitzt eine Kapazität von 1.000 kg des in der Schnellpyrolyse hergestellten Slurrys pro Stunde bzw. 5 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung. Die Kapazität des Flugstromdruckvergasers liegt über denen der anderen Stufen der Pilotanlage, da für dieses Verfahren eine Untergrenze für die Kapazität existiert, um aussagekräftige Versuchsergebnisse zu erhalten. Die Gasreinigung und DME Synthese sowie die Kraftstoff Synthese besitzen Kapazitäten von 150 kg DME bzw. 100 l Kraftstoff pro Stunde, dies entspricht wiederum ca. 2 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung. Die Stufen zwei bis vier der Pilotanlage sollen Ende 2012 in Betrieb gehen. Pro Jahr sind ca. 1.500 h Betriebsstunden für die Pilotanlage geplant (Dahmen et al. 2012). Die genaue Beschreibung des in dieser Arbeit betrachteten BtL Konzepts erfolgt in Kapitel 5.

2.3.2 Stand des Carbo-V Verfahrens

Das von Choren in Freiberg entwickelte Carbo-V Verfahren besteht aus den drei Prozessstufen Niedertemperaturvergasung, Hochtemperaturvergasung und der endothermen Flugstromvergasung. Im ersten Verfahrensschritt findet eine pyrolytische Zersetzung der Biomasse bei 400 bis 500°C zu einem teerhaltigen Gas und Koks statt. Die Wärme für diesen Umwandlungsprozess liefert die Verbrennung eines Teils der Pyrolyseprodukte. Im zweiten Prozessschritt wird das teerhaltige Pyrolysegas unterstöchiometrisch bei Temperaturen um 1.400°C verbrannt. Dieser heiße Abgasstrom wird zum Wärmeeintrag in den dritten Prozessschritt der endothermen Vergasung

genutzt, die bei einem Druck von ca. 4 bar abläuft. Dort wird der Koks zu einem teerfreien Rohgas umgesetzt, das nach Reinigung und Konditionierung in der Syntheseanwendung zur Herstellung von Methanol oder Fischer-Tropsch Kraftstoffen genutzt werden kann (Stahlschmidt et al. 2010).

Die Pilotanlage in Freiberg zur Demonstration des Carbo-V Verfahrens wurde mit weiteren Partnern wie Daimler, Shell und Volkswagen geplant und für eine Jahreskapazität von 15.000 t Biokraftstoffe ausgelegt. Auf Grund von Verzögerungen bei der ursprünglich für 2009 geplanten Inbetriebnahme der Pilotanlage sowie des Rückzugs einiger Kooperationspartner musste Choren im Jahr 2011 Insolvenz anmelden. 2012 hat die Tochter des Linde-Konzerns, Linde Engineering Dresden GmbH, das Carbo-V Verfahren aus der Choren-Insolvenzmasse gekauft. Die Inbetriebnahme der Pilotanlage steht immer noch aus (Koop 2012).

2.3.3 Stand des BioTfuel Projekts

Das französische Konsortium, das das BioTfuel Projekt betreibt, setzt sich aus Axens, einem Anbieter von Katalyseprozesstechnologie, dem Commissariat à l'énergie atomique et aux énergies alternatives (CEA), dem Institut français du pétrole (IFP) - Energies nouvelles, Sofipétrol, einem Technologieanbieter für Biomasseumwandlung, dem Anlagenbauer ThyssenKrupp Uhde sowie dem Mineralölkonzern Total zusammen. Der vierstufige Prozess sieht zunächst eine Vorbehandlung der Biomasse in Form einer Torrefizierung vor. Die Torrefizierung der Biomasse bei Temperaturen zwischen 200 und 300°C bewirkt eine Erhöhung der Energiedichte durch das Austreiben von Wasser und leicht flüchtigen Gasen, die verbrannt werden können, um die benötigte thermische Energie für den Prozess bereitzustellen. Die torrefizierte Biomasse wird anschließend gemahlen und erfüllt in Bezug auf Partikelgröße und -struktur die Anforderungen für die Eindüsung in einen Vergaser. Die genutzte Vergasungstechnologie ist die von ThyssenKrupp Uhde entwickelte PRENFLO™ Flugstromdruckvergasung bei Temperaturen zwischen 1.200 und 1.600°C und Betriebsdrücken zwischen 30 und 40 bar. Nach einer konventionellen Gaswäsche schließen sich Hochleistungskatalysatoren und Konditionierungsschritte für die abschließende Fischer-Tropsch Synthese an (Schellberg 2010).

Die Pilotanlage für die Vorbehandlung der Biomasse mit Hilfe der Torrefizierung befindet sich am Sofipétrol Standort in Venette. Die Kapazität dieser Anlage mit Trocknung, Zerkleinerung und Torrefizierung soll eine

Kapazität von 3 t pro Stunde besitzen. Die nachfolgenden Umwandlungsschritte erfolgen an einem Standort von Total in Dünkirchen. Die Kapazität der Vergasungsanlage und der nachfolgenden Prozessschritte soll ca. 15 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung entsprechen. Die Inbetriebnahme der beiden Pilotanlagen soll im Jahr 2012 erfolgen (Jensen & Ullrich 2010).

2.3.4 Stand des BioDME Projekts

Chemrec arbeitet gemeinsam mit weiteren Partnern wie beispielsweise Haldor Topsøe A/S, Total und Volvo an der Entwicklung des BioDME Projektes. Die Biomasse, die in diesem Verfahren zu Kraftstoffen umgewandelt wird, ist Schwarzlaug, die als Nebenprodukt in der Zellstoffindustrie anfällt. Diese Schwarzlaug wird mit Sauerstoff in einem von Chemrec entwickelten Flugstromdruckvergaser zu Synthesegas umgesetzt. Das Synthesegas wird anschließend in einer mit Technologie von Haldor Topsøe A/S ausgestatteten Synthese zu DME umgewandelt. DME wird in diesem Projekt direkt in speziell von Volvo angepassten Nutzfahrzeug-Motoren als Kraftstoff eingesetzt (Landälv & Löwnertz 2010).

Der Pilotvergaser befindet sich in Piteå, Schweden und besitzt eine Kapazität von ca. 20 t Schwarzlaug pro Tag bzw. 3 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung. Der bei einem Druck von ca. 30 bar betriebene Vergaser wurde bereits über 13.000 Stunden getestet und liefert Synthesegas für die Syntheseanwendung. Die Syntheseanlage zur Herstellung von DME besitzt eine Kapazität von 4 t DME pro Tag. Die ersten Nutzfahrzeuge wurden im Jahr 2010 mit DME betankt (Stare 2010).

2.3.5 Weitere relevante Entwicklungen in der Kraftwerkstechnologie

Weitere wichtige Ergebnisse für die Entwicklung von BtL Verfahren liefert die Entwicklung von IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) Kraftwerken. Die Kraftwerke setzen ebenfalls Flugstromdruckvergaser ein, die zur Erzeugung eines Brenngases aus Kohle genutzt werden. Im Vergleich zu einem konventionellen Kohlekraftwerk, das nur einen Dampfprozess zur Stromerzeugung nutzt, kann im IGCC Kraftwerk das Brenngas direkt in einer Gasturbine zur Stromerzeugung eingesetzt werden. Die Abwärme der Gasturbine wird anschließend im Dampfprozess weiterverwertet. Durch die zusätzliche Gasturbine kann der Gesamtwirkungsgrad des IGCC Kraftwerks im Vergleich zum konventionellen Kohlekraftwerk gesteigert werden. Da die Flugstromdruckvergaser in den IGCC Kraftwerken mit dem in der

vorliegenden Arbeit betrachteten Flugstromdruckvergaser weitestgehend übereinstimmen und die Vergasung der Kohle ebenfalls mit Sauerstoff aus einer kryogenen Luftzerlegung erfolgt, liefern die Forschungsergebnisse der IGCC Kraftwerke einen wichtigen Input für die vorliegende Arbeit. Außerdem wird auch für IGCC Kraftwerke die Co-Vergasung von Kohle und Biomasse untersucht (Dowd et al. 2000; Gray et al. 2008; Hannemann 2009; Lumma, Kaufmann & Errington 2010; McDaniel & Hornick 2002; Woods et al. 2007).

2.4 Stand der techno-ökonomischen Untersuchung " **von BtL Verfahren**

Die Zielsetzungen aktueller techno-ökonomischer Untersuchungen von Prozessketten zur Herstellung von BtL Produkten bilden ein breites Spektrum ab. Dieses Spektrum reicht von technischen Bewertungen einzelner Prozessschritte und Studien zur optimalen Betriebsweise einzelner Umwandlungsprozesse bis hin zu Betrachtungen der optimalen Standort- oder Kapazitätswahl (Fröhling 2012). Arbeiten, die sehr technisch orientiert sind und sich auf einen Teilprozess eines BtL Verfahrens konzentrieren, implizieren häufig, dass durch geeignete Prozesswahl die optimale Ausbeute des gewünschten Produktes erreicht werden kann und diese Prozesskonfiguration somit auch aus ökonomischer Sicht optimal sei, ohne diese genauer zu beleuchten. Auf der anderen Seite des Spektrums finden sich Arbeiten, die sich der Methoden des Operations Research bedienen, etwa um die optimale Anordnung von Standorten für die Vorbehandlung der Biomasse und Herstellung der Endprodukte oder die optimale Anlagengröße der jeweiligen Prozessschritte zu finden. Diese Arbeiten orientieren sich stark an den ökonomischen Parametern und bilden die technischen Umwandlungsschritte oft nur durch einen linearen Zusammenhang ab. Nachfolgend sollen kurz die wichtigsten Forschungsinstitute und deren Arbeiten im Umfeld der vorliegenden Arbeit charakterisiert werden.

2.4.1 Forschungsarbeiten zur techno-ökonomischen Bewertung von BtL Verfahren

Die Iowa State University besitzt eigene Laboranlagen und betreibt selbst eine Prozessentwicklung. Schwerpunkt der techno-ökonomischen Untersuchungen bildet die Optimierung von Anlagengrößen in Abhängigkeit von der Verfügbarkeit der Biomasse sowie den Einspareffekten, die sich durch eine Kapa-

zitätserweiterung der jeweiligen Anlage ergeben. Darauf aufbauend wurden Arbeiten durchgeführt, um die optimale Anordnung von Anlagen zur Schnellpyrolyse der Biomasse und Herstellung synthetischer Kraftstoffe zu bestimmen. Die Ergebnisse in Bezug auf die Kombination von dezentraler Schnellpyrolyse und zentraler Vergasung und Synthese werden auch im biolig Verfahren und in der vorliegenden Arbeit aufgegriffen (Wright et al. 2010; Wright & Brown 2007; Wright, Brown & Boateng 2008).

Weiterhin ist die Universität Utrecht in Zusammenarbeit mit dem Energy research Centre of the Netherlands (ECN) sehr aktiv im Bereich der techno-ökonomischen Bewertung für Biomassenutzungskonzepte. Von besonderer Relevanz für die vorliegende Arbeit sind vor allem die techno-ökonomischen Untersuchungen zu Bereitstellungskosten für Biomasse sowie die Vergleiche zwischen zentralen und dezentralen Konzepten zur Herstellung von synthetischen Kraftstoffen. Weiterhin sind die dort verfügbaren Investitionsdaten von besonderem Interesse, da sie in zahlreichen weiteren Publikationen anderer techno-ökonomischer Arbeiten als Quellen verwendet werden. Für die vorliegende Arbeit wurden diese jedoch nicht verwendet, da sie vergleichsweise niedrige Preise für Apparate und Maschinen ausweisen (Boerrigter, den Uil & Calis 2003; de Wit & Faaij 2009; Faaij 2006; Hamelinck 2006).

Die Aston University in Birmingham hat eine sehr detaillierte Datenbasis für die Schätzung von Investitionen für Pyrolyse-, Vergasungs- und Verbrennungsanlagen aufgebaut. Darüber hinaus werden wiederum Vergleiche zwischen zentralen und dezentralen Standorten für die dort untersuchten Pyrolyseanlagen angestellt. Für die vorliegende Arbeit liefern die Arbeit der Aston University vor allem bei der Verknüpfung von technischen Prozessparametern und den entsprechenden Investitionen der jeweiligen Apparate und Maschinen wichtige Anhaltspunkte (Bridgwater, Hofbauer & van Loo 2009; Bridgwater 2009; Bridgwater & Anders 1994; Bridgwater, Toft & Brammer 2002).

Die Industrial Engineering Research Group der University of British Columbia befasst sich ebenfalls mit den logistischen Aspekten einer Supply Chain für die Realisierung eines BtL Verfahrens. Das dort entwickelte dynamische Modell zur Bereitstellung von Biomasse, in diesem Fall Stroh, für die Herstellung von Ethanol mit Hilfe einer thermo-chemischen Umwandlung liefert detaillierte Ergebnisse für die Arbeitsschritte Ernte,

Feldtrocknung, Ballenpressen, Zwischenlagern, Transport, zentrale Lagerung und Zerkleinerung. Weiterhin berechnet das Modell optimale Standorte für die Zwischenlagerung der Biomasse. Insbesondere die Ergebnisse zur Ermittlung der Bereitstellungskosten von Biomasse stellen eine wichtige Referenz für die in der vorliegenden Arbeit verwendeten Werte dar (Ebadian et al. 2011).

An der TU Bergakademie Freiberg sind durch die enge Verknüpfung mit den Entwicklungsarbeiten von Choren techno-ökonomische Untersuchungen zu Herstellkosten für verschiedene BtL Konzepte durchgeführt worden. Die verglichenen thermo-chemischen Verfahren zur Vergasung umfassen neben dem Carbo-V Verfahren, den universitären Anlagen der TU Freiberg und TU Wien auch das bioliq Verfahren. Den Vergasungsprozessen wurden jeweils verschiedene Arten von Biomasse als Einsatzstoff zugewiesen sowie verschiedene Syntheseanwendungen nachgeschaltet. Somit werden für die Endprodukte Methanol, DME, synthetisches Erdgas (SNG) und Fischer-Tropsch Benzin zahlreiche alternative Verfahren gegenübergestellt. Die Ergebnisse bieten eine Vergleichsmöglichkeit für die Untersuchungen der vorliegenden Arbeit. Verfahrenstechnische Alternativen innerhalb der einzelnen Verfahrensschritte zur Erzeugung des Synthesegases, beispielsweise in der Vorbehandlung der Biomasse oder der Vergasung, werden nicht bewertet (Stahlschmidt et al. 2010).

Die Arbeiten des Princeton Environmental Institute der Princeton University beschäftigen sich mit der techno-ökonomischen Bewertung der großtechnischen Herstellung von BtL Kraftstoffen sowie Strom. Als Kraftstoffe werden Fischer-Tropsch Kraftstoffe, DME und Wasserstoff betrachtet. Für die verschiedenen Produkte werden jeweils detaillierte Prozessmodelle erstellt, mit deren Hilfe Prozessvariationen wie die Rückführungen nicht umgesetzter Edukte in einen Reaktor oder die Abscheidung CO_2 berücksichtigt werden können. Die Prozessbedingungen in den einzelnen Umwandlungsprozessen werden jedoch nicht verändert. Die techno-ökonomische Gegenüberstellung der betrachteten Verfahren zur Herstellung verschiedener Endprodukte erfolgt auf Basis der Wirkungsgrade und Herstellkosten für die Summe aller Umwandlungsschritte von Biomasse zu Endprodukten. Der Beitrag der einzelnen Umwandlungsschritte sowie der Einfluss bestimmter Prozessparameter auf die ermittelten Ergebnisse werden nicht dargestellt. Die detaillierten Investitionsdaten für beispielsweise Fischer-Tropsch und DME Synthesereaktoren liefern einen wichtigen Input

für die vorliegende Arbeit. (Larson, Haiming & Fuat 2005; Larson & Tingjin 2003; Larson, Haiming & Fuat 2009).

Darüber hinaus sind die Arbeiten der Forschungsgruppe Bioenergie der Universität Sevilla in Spanien im Bereich der techno-ökonomischen Bewertung von thermo-chemischen Umwandlungsverfahren zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse von großem Interesse. Für die vorliegende Arbeit sind insbesondere die Aspekte der Prozesssimulation und Anlagenintegration mit Hilfe des computergestützten Simulationsprogramms Aspen Plus relevant. Im Jahr 2012 wurde im Rahmen der techno-ökonomischen Untersuchungen der vorliegenden Arbeit eine gemeinsame Veröffentlichung mit dem KIT zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien via DME Synthese angefertigt (Haro et al. 2013b; Haro et al. 2013a; Haro et al. 2011; Haro et al. 2012).

2.4.2 Forschungsarbeiten zum bioliq Verfahren

Im Rahmen des am KIT entwickelten bioliq Verfahrens entstanden zahlreiche Forschungsarbeiten, die eine wichtige Datengrundlage für die techno-ökonomischen Untersuchungen dieser Arbeit liefern. Im Folgenden werden die wichtigsten Arbeiten vorgestellt und ihre Relevanz für die vorliegende Arbeit erläutert.

Zunächst liefern die systemanalytischen Arbeiten des Instituts für Technologiefolgenabschätzung (ITAS) wichtige Eingangsgrößen für die Untersuchungen zum betrachteten BtL Verfahren. Diese beziehen sich einerseits auf das Biomassepotential, das in Deutschland bzw. Baden-Württemberg für eine BtL Anwendung verfügbar gemacht werden kann, andererseits wird die Frage beantwortet, zu welchen Kosten diese Biomasse für die jeweiligen BtL Anlagen bereitgestellt werden kann (Kappler 2008). Weiterhin dienen die Arbeiten zur Schätzung der Herstellkosten für Kraftstoffe, Strom und Wärme mit Hilfe des bioliq Verfahrens als wichtige Vergleichsgröße für die Ergebnisse des betrachteten BtL Konzepts und können auf Grund der ähnlichen Anlagenkonfiguration zur Plausibilitätsprüfung herangezogen werden (Leible et al. 2007; Leible, Kälber & Kappler 2011). Schließlich bieten die detaillierteren Untersuchungen zur Schnellpyrolyse hilfreiche Informationen beispielsweise für die Schätzung der Personalbedarfe in den jeweiligen Anlagen (Lange 2008).

Weiterhin finden die Ergebnisse der Forschungsarbeiten des Instituts für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion (IIP) Eingang in die Anordnung der dezentralen und zentralen Anlagen des betrachteten BtL Konzepts. Die Ergebnisse zu Untersuchungen der Standortplanung für die Realisierung eines BtL Konzepts – basierend auf der im bioliq Projekt entwickelten Technologie und dem für Deutschland bzw. Baden-Württemberg verfügbaren Biomassepotential – zeigen, dass eine Kombination aus dezentralen Anlagen zur Schnellpyrolyse von Stroh und einer zentralen Anlage zur Vergasung und Synthese des Pyrolyseslurrys minimale Herstellkosten für die BtL Kraftstoffe liefert (Kerdoncuff 2008). Die Kapazitäten der Schnellpyrolyse- sowie der Vergasungs- und Syntheseanlage wurden zunächst als konstant betrachtet. In einer weiteren Forschungsarbeit wurde die Kapazitätsplanung in die Standortplanung integriert und entsprechend dem Biomasseaufkommen und den zugehörigen Transportkosten berechnet (Schwaderer 2012). Die Ergebnisse dieser beiden Arbeiten wurden bei der Wahl der Kapazitäten des in der vorliegenden Arbeit betrachteten BtL Konzepts berücksichtigt.

Schließlich bieten die Forschungsarbeiten des Instituts für Katalysatorforschung und -Technologie (IKFT) die Datenbasis in Form von experimentellen Prozessdaten und Produkteigenschaften für die Implementierung der Prozesssimulationsmodelle der vorliegenden Arbeit. Besonders hervorzuheben sind dabei die sehr umfangreichen und detaillierten Ergebnisse zur Schnellpyrolyse, die eine Prozesssimulation dieses Prozessschrittes in Aspen Plus in der vorliegenden Arbeit überflüssig machen und direkt die Ergebnisse für die Stoff- und Energiebilanzierung liefern (Kornmayer 2009). Auf Grund des Entwicklungsstands des bioliq Verfahrens und der zahlreichen untersuchten technischen Verfahrenskonfigurationen waren für die weiteren Prozessstufen keine experimentellen Prozessdaten mit dem Detaillierungsgrad der Schnellpyrolyse verfügbar. Dennoch wurden bereits ausreichend Untersuchungen durchgeführt, um die Vergasungs- und Syntheseprozesse für die vorliegende Arbeit in einem Prozesssimulationsmodell abzubilden (Raffelt et al. 2006; Stiefel 2011).

2.5 Forschungsbedarf und Entwicklung des methodischen Ansatzes

Der Überblick über die techno-ökonomischen Forschungsarbeiten mit Bezug zur Herstellung von BtL Kraftstoffen und Chemikalien sowie speziell zum bioliq Verfahren zeigt, dass bislang keine direkte Verknüpfung von einzelnen

technischen Prozessparametern mit der ökonomischen Bewertung existiert. Ziel der vorliegenden Arbeit ist die detaillierte techno-ökonomische Untersuchung von verschiedenen Prozessführungsalternativen in den einzelnen Verfahrensschritten eines BtL Konzepts. Die enge Verknüpfung zwischen technischen Parametern und den daraus resultierenden ökonomischen Effekten erlaubt es, die Auswirkungen von Änderungen in den Prozessbedingungen auf Ebene des jeweiligen Verfahrensschrittes deutlich zu machen und aus geeigneten Konfigurationen der einzelnen Verfahrensschritte eine vielversprechende Konfiguration des gesamten BtL Konzepts abzuleiten. Die Ergebnisse dieser Arbeit sollen die weitere verfahrenstechnische Entwicklung unterstützen, indem die ökonomische Relevanz einzelner Prozessparameter verdeutlicht wird. Weiterhin soll diese Arbeit die Stellschrauben offen legen, die die Konkurrenzfähigkeit zu konventionell hergestellten Mineralölprodukten und somit die kommerzielle Umsetzung des bioliq Verfahrens vorantreiben können, indem vor allem ökonomisch vielversprechende Verfahrenskonfigurationen weiterentwickelt werden.

Um dieses Ziel zu erreichen, wird der in Abbildung 2-1 zusammengefasste methodische Bewertungsansatz gewählt: Zunächst wird der Lösungsraum für das zu untersuchende BtL Konzept beschrieben. Dazu werden in Kapitel 3 die Grundlagen thermo-chemischer Verfahren zur Umwandlung von Biomasse und in Kapitel 4 die methodischen Ansätze zur techno-ökonomischen Bewertung von BtL Verfahren erläutert. Durch eine geeignete Wahl der Systemgrenzen, die den zweiten Schritt des gewählten Bewertungsansatzes dargestellt und in Kapitel 5 ausgeführt wird, kann die Anzahl der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Gesamtsystems mit Hilfe von definierten Zwischenprodukten und daraus resultierenden Teilsystemen deutlich reduziert werden. Durch die Aufteilung des BtL Gesamtsystems in Teilsysteme erfolgt die techno-ökonomische Bewertung in zwei Betrachtungsebenen. Die erste Betrachtungsebene entspricht dem BtL Gesamtsystem, also der Herstellung von BtL Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse mit den Umwandlungsprozessen Pyrolyse, Flugstromdruckvergasung, Gaskonditionierung und Gasreinigung sowie Synthese. In der zweiten Betrachtungsebene werden Teilsysteme des BtL Gesamtsystems detailliert untersucht. Dafür werden die Teilsysteme jeweils in einzelne Prozessschritte untergliedert und verfahrenstechnische Alternativen innerhalb dieser Prozessschritte betrachtet, die eine Verbesserung aus technischer und/oder ökonomischer Sicht bewirken könnten.

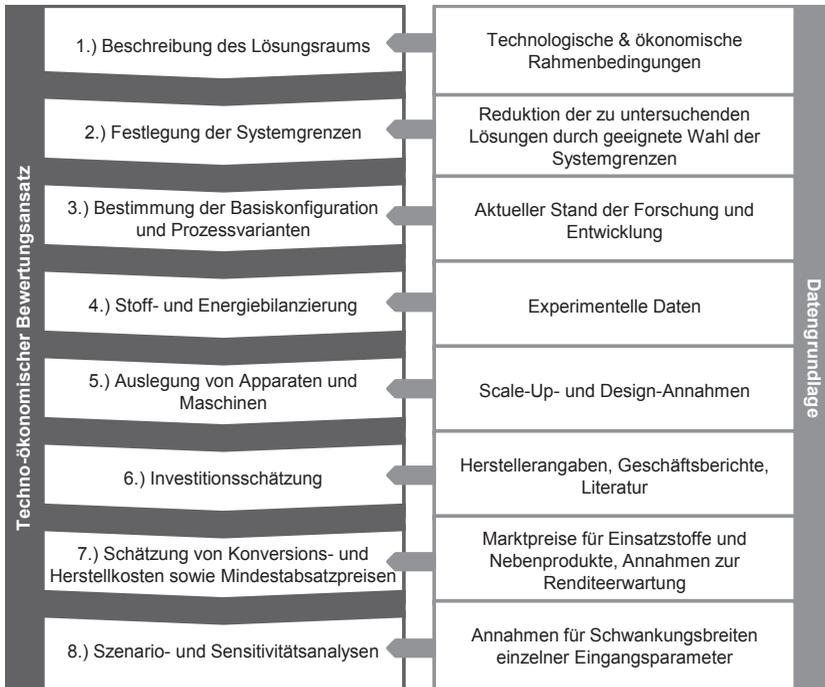


Abbildung 2-2: Methodischer Bewertungsansatz der techno-ökonomischen Untersuchungen

In Kapitel 6 werden die Grundlagen des techno-ökonomischen Bewertungsmodells erläutert, mit dessen Hilfe die Schritte vier bis sieben des in Abbildung 2-2 dargestellten Bewertungsansatzes durchgeführt werden. Zunächst werden für jedes System die Energie- und Stoffströme über die Grenzen sowie innerhalb der betrachteten Systeme auf Basis experimenteller Daten stofflich und energetisch bilanziert. Die Ergebnisse der Stoff- und Energiebilanzierung werden als Ausgangspunkt für die anschließende Auslegung der Apparate und Maschinen genutzt und es folgt die Schätzung der benötigten Gesamtinvestitionen mit differenzierten Zuschlagssätzen für die in den jeweiligen Systemen betrachteten verfahrenstechnischen Anlagen. Das Ergebnis der Investitionsschätzung bildet wiederum die Ausgangsbasis für die Berechnung der Konversions- und Herstellkosten sowie der Mindestabsatzpreise in den jeweiligen Systemen. Die zugehörigen Bewertungsergebnisse in Form von Stoff- und Energiebilanzen, Gesamtinvestitionen sowie Konversions- und Herstellkosten für die jeweiligen

Teilsysteme und das BtL Gesamtsystem werden in Kapitel 7 beschrieben. Abschließend erfolgen im letzten Schritt des oben abgebildeten Ansatzes Szenario- und Sensitivitätsanalysen der gewonnenen Ergebnisse mit deren Hilfe Schlussfolgerungen für die weitere Entwicklung des BtL Konzepts getroffen werden können. Die Diskussion der Bewertungsergebnisse erfolgt in Kapitel 8. Dazu zählt auch die Betrachtung der Mindestabsatzpreise der BtL Produkte sowie eine Szenariobetrachtung für Subventionsmöglichkeiten durch den Verkauf von CO₂ Zertifikaten und die Reduktion der Mineralölsteuer.

3 Grundlagen thermo-chemischer Verfahren zur Umwandlung von Biomasse

In diesem Kapitel werden die thermo-chemischen Grundlagen für die Umwandlungsprozesse auf der ersten Betrachtungsebene der vorliegenden Arbeit erläutert. Diese Umwandlungsprozesse umfassen die Pyrolyse, Vergasung, Gaskonditionierung und –reinigung sowie Synthese von Kraftstoffen und Chemikalien.

3.1 Pyrolyse

Definitionsgemäß beschreibt die Pyrolyse (griechisch pyr = Feuer und lysis = Auflösung) den thermischen Abbau chemischer Verbindungen unter Sauerstoffabschluss. Die notwendige thermische Energie zur Zersetzung der chemischen Verbindungen muss von außen eingebracht werden, d.h. der Prozess ist allotherm. Die Produkte der Pyrolyse umfassen feste, flüssige und gasförmige Produkte. Je nach dem gewünschten Hauptprodukt der Pyrolyse können die Prozessbedingungen angepasst werden. Einen Überblick über verschiedene Pyrolyseverfahren liefert Bridgwater (Bridgwater 2009).

Für das in der vorliegenden Arbeit betrachtete BtL Konzept ist es Ziel der Pyrolyse, den Anteil an kondensierbaren, also flüssigen Bestandteilen, zu maximieren. Die Forschung in diesem beschäftigt sich derzeit vorwiegend mit der Verflüssigung von Biomasse mittels Pyrolyse, aber auch die Nutzbarmachung von Teersanden mit Hilfe der Pyrolyse wird aktuell untersucht (Bridgwater 2009). Durch die sogenannte Schnell- bzw. Flashpyrolyse kann eine maximale Ausbeute an kondensierbaren Produkten erreicht werden. Die Schnellpyrolyse ist eine Sonderform der Pyrolyse. Um die flüssige Fraktion der Pyrolyseprodukte zu maximieren, müssen die Biomassepartikel möglichst schnell aufgeheizt werden, d.h. es werden Aufheizraten von über 1.000°C/s erreicht und die Pyrolysetemperatur beträgt annähernd 500°C. Weiterhin sollte die Aufenthaltsdauer der Pyrolyseprodukte im Reaktor so kurz wie möglich gehalten werden, um sekundäre Reaktionen zu unterbinden (Bridgwater 2009). Dies gilt es auch im Bereich der Produktisolation zu vermeiden, indem durch eine schnelle Abkühlung der Pyrolyseprodukte verhindert wird, dass die flüssige Fraktion zu dickflüssigen Kondensaten weiterreagiert. Um diese Voraussetzungen für einen großen Flüssigkeitsanteil in den Pyrolyseprodukten zu erfüllen, gibt es verschiedene

technische Varianten. Wichtig für alle Reaktoren ist es, eine schnelle und ausreichende Wärmeübertragung zwischen Wärmeträger und Aufgabegut zu erzielen, hierzu stehen Wirbelschichtreaktoren, Reaktoren mit ablativer Wirkung oder auch Reaktoren mit Vakuum als technische Lösung bereit (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009). Diese werden im folgenden Unterkapitel näher betrachtet. In der folgenden Tabelle sind die typischen Produktausbeuten der Schnellpyrolyse für als Feststoff vorliegenden Koks, flüssige Kondensate und Gase zusammengestellt.

Tabelle 3-1: Produktausbeute der Schnellpyrolyse (Kornmayer 2009)

Pyrolyseprodukt	Anteil
Koks (inkl. Asche)	15 - 30%
Kondensat	50 - 70%
Gas	15 - 20%

Das Hauptprodukt der Schnellpyrolyse sind die Pyrolyseöle, die sich durch die Kondensation der organischen Pyrolysedämpfe gewinnen lassen. Die Dichte der Pyrolyseöle ist bei Raumtemperatur ähnlich der von Speiseöl, im Vergleich zu Stroh besitzen sie allerdings eine wesentlich größere Dichte von ca. 1.200 kg/m³ und somit ungefähr das Zehnfache. Der Heizwert der Pyrolyseöle liegt je nach Einsatzstoff zwischen 15 und 20 MJ/kg. Die Pyrolyseöle bzw. -kondensate sind mit Wasser mischbar, der Wassergehalt des Kondensats beträgt je nach Feuchte der eingesetzten Biomasse zwischen 15 und 30%. Weiterhin enthalten die Pyrolyseöle eine Vielzahl organischer und sauerstoffhaltiger Verbindungen. Die nachstehende Tabelle gibt eine Übersicht über die einzelnen Inhaltsstoffe.

Tabelle 3-2: Inhaltsstoffe von Pyrolyseölen (Henrich 2003)

Inhaltsstoff	Anteil	Hauptbestandteil
Polymerer Niederschlag	20 - 25%	Pyrolyselignin
(Hydroxi-)Aldehyde	5 - 20%	Hydroxiacetaldehyd 50%
Organische Säuren	5 - 10%	Essigsäure, Ameisensäure
(Hydroxi-)Ketone	0 - 10%	Aceton, Hydroxiaceton
Phenole	10 - 15%	Alkylguajakole, Vanillin
Alkohole	0 - 3%	vor allem Methanol
Wasser	15 - 30%	Reaktionswasser 15%, Feuchtigkeit

Ein weiteres Pyrolyseprodukt stellt der Koks dar. Dieser besitzt je nach aufgebener Biomasse einen Brennwert zwischen 20 und 30 MJ/kg, für Holz kann dieser sogar noch überschritten werden, da der Aschegehalt von Holz im Vergleich zu Stroh relativ gering ist. Die Dichte des hochporösen Koks beträgt allerdings nur 200 bis 400 kg/m³. Ein wesentlicher Bestandteil des Kokes und Einflussfaktor für den Heizwert ist die Asche, die in der Biomasse enthalten ist. Diese findet sich nach der Schnellpyrolyse nahezu vollständig im Koks wieder und macht dort je nach eingesetzter Biomasse und deren Aschegehalt zwischen 5 und 50% der Masse aus.

Das dritte und letzte Produkt der Pyrolyse ist das Pyrolysegas. Das Gas setzt sich hauptsächlich aus Kohlenstoffmonoxid und Kohlenstoffdioxid zusammen, weitere Bestandteile sind Methan, Wasserstoff sowie weitere kohlenstoffhaltige Verbindungen in geringen Mengen. Der Brennwert des Pyrolysegas beträgt lediglich zwischen 6 und 8 MJ/kg (Kornmayer 2009) und ist daher für die weitere Verwertung in der Vergasung nicht von Bedeutung, zumal es auch eine erhebliche Steigerung der Transportkosten mit sich brächte, das Pyrolysegas im betrachteten BtL Konzept aus den dezentralen Anlagen in die zentrale Vergasungsanlage zu transportieren.

Das bioliq Verfahren sieht vor, die Pyrolyseprodukte Kondensat und Koks miteinander zu einem pumpfähigen Slurry zu verarbeiten, der im Vergleich zur Ausgangsbiomasse, im Falle von Stroh, eine um das Zehnfache gesteigerte volumenbezogene Energiedichte besitzt (Dahmen, Dinjus & Henrich 2011). Das Pyrolysegas, das nicht in den Slurry eingearbeitet werden

kann, wird durch Verbrennung dazu genutzt, den thermischen Energiebedarf des Schnellpyrolyseprozesses zu decken.

3.1.1 Reaktortypen für die Schnellpyrolyse

Im Folgenden werden die Funktionsweisen von Schnellpyrolysereaktoren zur Verflüssigung von Biomasse erläutert und verglichen. Neben der Funktionsweise wird auch auf die jeweiligen Verfahrensvor- und -nachteile sowie deren Entwicklungsstand eingegangen. Den wesentlichen Unterschied zwischen verschiedenen Schnellpyrolysereaktoren macht die Art der Wärmeübertragung. Auf der einen Seite gibt es Reaktoren, die einen Wärmeträgerkreislauf nutzen und auf der anderen Seite Reaktoren, die über eine Kontaktheizung verfügen.

3.1.1.1 Reaktoren mit Wärmeträgerkreislauf

Bei den Schnellpyrolysereaktoren mit Wärmeträgerkreislauf findet der Wärmeübergang vom Wärmeträger zum Einsatzstoff bzw. zu der Biomasse in einer Wirbelschicht statt. Diese Wirbelschicht kann entweder mit Hilfe eines Fluidisierungsgases oder mechanisch erzeugt werden.

Wirbelschichtreaktoren mit Fluidisierungsgas

Hierzu zählen Reaktoren mit stationärer und zirkulierender Wirbelschicht, die neben der Schnellpyrolyse auch in der Vergasung einsatzfähig sind. Im Schnellpyrolysereaktor befindet sich eine Schüttung aus Sand und Biomasse, wobei die Masse an Sand die der Biomasse um Faktor 10 bis 30 übersteigt. Die Biomasse liegt dabei in fein zerkleinerten Partikeln vor. Durch diese Schüttung werden von unten Gase eingeleitet, je nach Strömungsgeschwindigkeit entsteht dabei eine stationäre oder eine zirkulierende Wirbelschicht. Im Falle der zirkulierenden Wirbelschicht werden die Biomasse, feste sowie gasförmige Bestandteile und der Sand aus dem Reaktor ausgetragen. In einem Zyklon werden die Feststoffe von den Gasen getrennt und zurück in den Reaktor geführt. Es existieren mehrere Alternativen, dem Schnellpyrolysereaktor die benötigte Wärmemenge zuzuführen. Diese kann über heiße Reaktorwände oder Rohrbündel, den Gasstrom, der die Wirbelschicht erzeugt, oder, im Falle der zirkulierenden Wirbelschicht, einen Wärmeträger erfolgen.

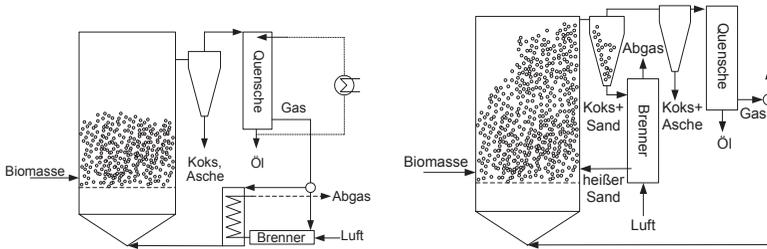


Abbildung 3-1: Wirbelschichtreaktoren mit Fluidisierungsgas (Kornmayer 2009)

Der entscheidende Nachteil der Wirbelschichtreaktoren mit Fluidisierungsgas sind die großen Gasvolumenströme zur Aufrechterhaltung der Wirbelschicht. Denn dieser Gasvolumenstrom wird im Anschluss an den Reaktor durch die Kondensationsstufen der Produktgewinnung geführt und erfordert im Vergleich zu Reaktoren mit mechanisch fluidisierter Wirbelschicht eine größere Kapazität dieser Anlagenteile (Bridgwater 2009).

Reaktoren mit stationärer Wirbelschicht werden durch RTI (Resource Transforms International) in Kanada mit einer Kapazität von bis zu 4 t/h Holz betrieben. Anlagen mit zirkulierender Wirbelschicht werden von der Firma Ensyn, ebenfalls in Kanada, bereits kommerziell für die Herstellung von Bioöl betrieben, welches als Grundlage für Raucharomen und Naturharz verwendet wird (Bridgwater 2009).

Mechanisch fluidisierte Wirbelschichtreaktoren

Eine Möglichkeit für eine mechanisch fluidisierte Wirbelschicht stellt der Reaktor mit rotierendem Konus dar. Die Biomasse wird auf wenige Millimeter zerkleinert und zusammen mit einem Wärmeträger, beispielsweise Sand, in einem Verhältnis von rund 1 zu 10 in den erhitzten Konus eingeleitet. Durch die Drehbewegung vermischen sich Biomasse und Wärmeträger und werden dabei nach außen getragen. Die entstehenden Pyrolyseprodukte verlassen den Reaktor nach oben. Mit den gasförmigen Bestandteilen der Pyrolyseprodukte verlassen auch Teile des Kokes und des Sandes den Reaktor. Der Großteil des Kokes und des Sandes verlässt den Reaktor aber nach unten und muss im Anschluss mit vergleichsweise großem technischen Aufwand getrennt werden. Bisher wird der Reaktor mit rotierendem Konus von der BTG (Biomass Technology Group) in den Niederlanden für den Einsatz von Holz betrieben (Bridgwater 2009).

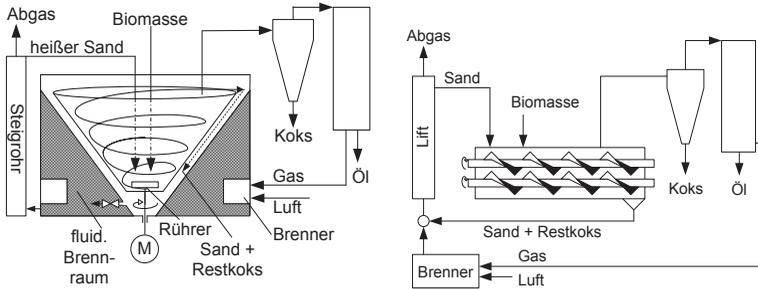


Abbildung 3-2: Mechanisch fluidisierte Wirbelschichtreaktoren (Kornmayer 2009)

Eine weitere Möglichkeit für eine mechanisch fluidisierte Wirbelschicht bietet der Doppelschneckenreaktor. Hierbei wird ebenfalls die zerkleinerte Biomasse zusammen mit dem erhitzten Wärmeträger Sand in den Reaktor eingeleitet. Die Masseanteile des Wärmeträgers übersteigen die der Biomasse um mindestens Faktor zehn. Die Doppelschnecken, die sich in dieselbe Richtung drehen, bewirken eine radiale Durchmischung des Wärmeträgers und der Biomasse sowie deren axialen Transport durch den Reaktor hindurch. Die Pyrolyseprodukte verlassen den Reaktor wiederum nach oben und werden stufenweise in der anschließenden Produktisolation gewonnen. Dieses Verfahren wurde von der Firma Lurgi aus Frankfurt für die Verwertung von Teersanden entwickelt. Seit 2002 arbeitet das KIT daran, den Reaktor für den großtechnischen Einsatz von verschiedenen Biomassearten anzupassen (Henrich 2003).

3.1.1.2 Reaktoren mit Kontakttheizung

In Pyrolysereaktoren mit Kontakttheizung wird die aufgegebene Biomasse nicht mit einem Wärmeträger vermischt, sondern wird mit einer heißen Wand in Kontakt gebracht und somit pyrolysiert. Der Vorteil der Kontakttheizung besteht darin, dass die Pyrolyseprodukte nicht vom Wärmeträger getrennt werden müssen.

Unter den Reaktoren mit Kontakttheizung wird zunächst das Prinzip der ablativen Pyrolyse betrachtet. Die Biomasse wird in festem Zustand auf eine sich schnell drehende beheizte Scheibe gedrückt. Beim Kontakt mit der heißen Scheibe pyrolysiert die Biomasse und hinterlässt einen Ölfilm auf der Scheibe, der anschließend verdampft. Der Vorteil dieses Reaktortyps besteht darin, dass weder Wärmeträger noch Gasstrom benötigt werden. Außerdem

kann die Biomasse in relativ großen Partikeln in den Reaktor eingebracht werden. Problematisch stellen sich vor allem die beweglichen heißen Komponenten des Reaktors dar, die dessen Komplexität erhöhen und die Zuverlässigkeit des Reaktors negativ beeinflussen. Ein Reaktor mit ablativer Pyrolyse wird von der Firma PyTEC in Lüneburg für den Einsatz von Stroh entwickelt. Erste Anlagen mit einer maximalen Kapazität von 250 kg/h wurden im Jahr 2006 in Betrieb genommen (Willner et al. 2004).

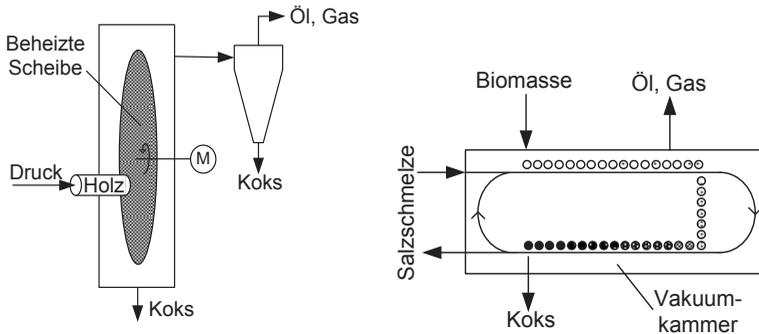


Abbildung 3-3: Reaktoren mit Kontakttheizung (Kornmayer 2009)

Schließlich stellt der Vakuumreaktor ein weiteres mögliches Verfahren zur Verflüssigung von Biomasse dar. Die Biomasse kann auch hier in relativ großen Partikeln aufgegeben werden und läuft im Reaktor auf einem beheizten Förderband im Kreis. Die Wärmezufuhr erfolgt über eine heiße Salzschmelze, die durch Heizplatten fließt und das Endlosband erhitzt. Nachteil dieses Verfahrens ist die in Abhängigkeit von der Partikelgröße lange Aufenthaltszeit der Biomasse im Reaktor, die bis zu 45 Minuten beträgt. Des Weiteren erhöhen die Komponenten zur Aufrechterhaltung des Unterdrucks die Komplexität sowie die Anfälligkeit einer solchen Anlage. Dennoch arbeitet die Firma Pyrovac aus Kanada an der ersten kommerziellen Anwendung (Yang et al. 2001).

3.1.2 Eignung der Pyrolysereaktoren für das betrachtete BtL Konzept

Für die Mehrheit der vorgestellten Verfahren zur Verflüssigung von Biomasse mittels Schnellpyrolyse ist eine Zerkleinerung der Biomasse auf eine Partikelgröße von wenigen Millimetern notwendig. Zusätzlich wird je nach eingesetzter Biomasse noch eine Trocknung notwendig, da die verschiedenen Reaktoren nur mit einem vergleichsweise niedrigen Wassergehalt in der

Biomasse betrieben werden können ohne einen Qualitätsverlust der Pyrolyseprodukte zu erleiden. Ein weiterer wichtiger Punkt für die Auswahl eines geeigneten Schnellpyrolysereaktors für das betrachtete BtL Konzept stellt die Wärmebereitstellung im Reaktor dar, deren Wirkungsgrad je nach Reaktortyp variiert. Um eine möglichst hohe Verfügbarkeit des Reaktors zu erzielen, gilt der Zuverlässigkeit des Reaktors höchste Priorität. Im Falle eines Reaktors mit Wärmeträger kann die Wärmezufuhr außerhalb des Reaktors stattfinden und vereinfacht somit dessen Bauweise. Für die großtechnische Realisierung einer Schnellpyrolyse erscheint daher ein Doppelschneckenreaktor mit mechanisch fluidisierter Wirbelschicht am besten geeignet. Der für den betrachteten BtL Nutzungspfad ausgewählte Doppelschneckenreaktor ist vor allem auf Grund der bislang gesammelten Erfahrungen der Firma Lurgi interessant. In der Vergangenheit wurden in diesem Reaktor zur Stadtgasgewinnung bereits Steinkohle, Ölschiefer und Teersande sowie Raffinerierückstände verarbeitet.

3.2 Vergasung

Um Biomasse in Produkte wie Chemikalien, Kraftstoffe, Strom oder Wärme umzuwandeln, ist es auf Grund der vielfältigen Konversionsmöglichkeiten vorteilhaft, die feste oder flüssige Biomasse zunächst thermo-chemisch mit Hilfe der Vergasung in ein gasförmiges Zwischenprodukt umzuwandeln. Im Folgenden werden die einzelnen Umwandlungsprozesse, die bei der Vergasung ablaufen, näher beschrieben.

Das bei der Vergasung durch thermo-chemische Umwandlungsprozesse entstehende gasförmige Zwischenprodukt wird in dieser Arbeit als Produktgas bezeichnet. Produktgas ist die in der Literatur am häufigsten verwendete Bezeichnung. Eine ebenfalls weit verbreitete Bezeichnung für das bei der Vergasung produzierte Zwischenprodukt ist Synthesegas. Synthesegas ist per Definition reich an Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid, wobei gleichzeitig das Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid an die jeweilige Synthesereaktion angepasst ist, z.B. an die Methanol- bzw. Dimethylether oder Fischer-Tropsch Synthese. Da das Verhältnis zwischen Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid direkt nach der Vergasung aber nur in wenigen Fällen dem für die Synthese erforderlichen entspricht, stellt sich die Bezeichnung Produktgas anstatt Synthesegas als treffender heraus (Hofbauer, Rauch & Ripfel-Nitsche 2009).

Großtechnisch findet bislang weltweit nur die thermo-chemische Umwandlung von Biomasse in Strom und Wärme Anwendung. Dies beruht auf den hohen Gesamtwirkungsgraden, die mit Hilfe der Vergasung und anschließender Verbrennung in hocheffizienten Kraftwärmekopplungsanlagen erzielt werden können. Wie in Kapitel 2.3.5 bereits erläutert, wird die Vergasungstechnologie für Kohle bereits in kommerziellen IGCC Kraftwerken eingesetzt. Durch politische Anstrengungen zur Minderung der Importabhängigkeit bei Rohstoffen und der Folgen des Klimawandels wächst aber auch das Interesse an biobasierten Kraftstoffen und Chemikalien. Bezüglich der Bereitstellung von biobasierten flüssigen und gasförmigen Endprodukten wird der Fokus aktuell auf biobasiertes Methan als Erdgasersatz, Dimethylether als Ersatzkraftstoff oder zur weiteren Umwandlung in Benzin, Diesel und Kerosin sowie Fischer-Tropsch Kraftstoffe gelegt. Weiterhin gilt der Bereitstellung von Chemikalien großes Interesse, hier spielt insbesondere die Synthetisierung von Methanol oder auch Dimethylether als Basis für die Herstellung vielfältiger Chemikalien eine Rolle (Hofbauer 2009).

3.2.1 Grundlagen der Vergasung

Zunächst werden die thermo-chemischen Grundlagen der Vergasung fester und flüssiger Biomasse dargestellt und dabei die für eine verfahrenstechnische Umsetzung relevanten Einflussfaktoren herausgestellt.

Bei der Vergasung werden die Biomasse oder im Allgemeinen kohlenstoffhaltige Feststoffe oder Flüssigkeiten bei hohen Temperaturen vollständig in den gasförmigen Zustand überführt. Um die erforderliche Temperatur bereitstellen zu können, muss bei der Vergasung ein sauerstoffhaltiges Vergasungsmittel eingesetzt werden. Dieses kann beispielsweise Luft, Sauerstoff, Wasserdampf oder auch Kohlenstoffdioxid sein. Das Vergasungsmittel wird benötigt, um den nach der thermischen bzw. pyrolytischen Zersetzung der Biomasse zurückbleibenden festen Kohlenstoff in Kohlenstoffmonoxid umzuwandeln und damit ebenfalls in den gasförmigen Zustand zu überführen. Bei der Vergasung läuft eine Vielzahl verschiedener endothermer und exothermer Reaktionen gleichzeitig ab. In Summe wird für die Vergasung von Biomasse aber Wärme benötigt, der Prozess ist also endotherm. Je nachdem, auf welche Weise dem Vergasungsprozess Wärme zugeführt wird, unterscheidet man die autotherme und die allotherme Vergasung. Von einer autothermen Vergasung spricht man, wenn die für den Vergasungsprozess benötigte Wärme durch eine Teilverbrennung der

eingesetzten Biomasse bereitgestellt wird. Bei einer allothermen Vergasung wird die Wärme indirekt über einen Wärmeträger bereitgestellt. Dies kann beispielsweise das umlaufende Bettmaterial beim Wirbelschichtvergaser sein (Knoef 2005).

Bei allen Vergasungsprozessen fallen als Endprodukte Wärme und das Produktgas an. Das Produktgas wiederum besteht im Wesentlichen aus Kohlenstoffmonoxid, Kohlenstoffdioxid, Wasserstoff, Methan, Wasserdampf und im Falle einer Vergasung mit Luft auch Stickstoff. Als Nebenprodukte können sich in Abhängigkeit vom Vergasungsverfahren unerwünschte Kondensate oder Teere aus langkettigen Kohlenwasserstoffverbindungen bilden sowie Asche und Stäube auftreten. Kohlenwasserstoffe mit einer molaren Masse größer als 78 g/mol bzw. einer Siedetemperatur, die unter ca. 300°C liegt, werden Teere genannt. Die Mengen an unerwünschten Nebenprodukten sowie die Zusammensetzung des Produktgases variieren stark in Abhängigkeit von Reaktordesign, Art der eingesetzten Biomasse, Wahl und Menge des Vergasungsmittels, dem daraus resultierenden Temperaturniveau bei der Vergasung, den Druckverhältnissen und der Verweilzeit in der Reaktionszone des Vergasers (Hofbauer 2009).

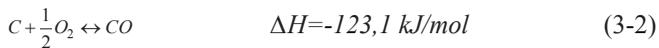
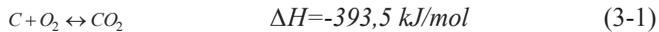
3.2.1.1 Teilprozesse der Vergasung

Bei allen Vergasungsverfahren laufen im Wesentlichen dieselben chemisch-physikalischen Prozesse mit unterschiedlich starken Ausprägungen ab. Die zeitliche und räumliche Zuordnung der einzelnen Prozesse kann in den verschiedenen Vergasungsverfahren durch die Prozessführung, die Bauart des Reaktors sowie den Einsatz von Katalysatoren beeinflusst werden. Im Allgemeinen lässt sich die Vergasung in vier Teilprozesse unterteilen. Diese sind zunächst die Aufheizung und Trocknung, anschließend die thermische bzw. pyrolytische Zersetzung, die Oxidation und schließlich die Reduktion (Higman & van der Burgt 2008). Nachfolgend werden die einzelnen Prozessschritte charakterisiert.

Der Vergasungsprozess beginnt mit der Aufheizung und Trocknung der eingesetzten Biomasse. Die Biomassepartikel werden dabei bis auf eine Temperatur von 150 bis 200°C aufgeheizt, oberhalb dieses Temperaturniveaus beginnen erste Zersetzungsreaktionen. Gleichzeitig wird je nach Druckverhältnissen das Wasser, das sich in der Biomasse befindet, ganz oder teilweise verdampft. Dieser Teilprozess läuft rein endotherm ab. Oberhalb des Temperaturniveaus von 150 bis 200°C findet die thermische bzw.

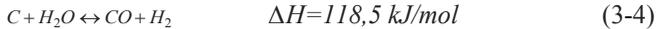
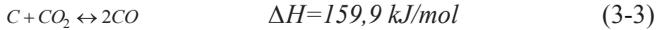
pyrolytische Zersetzung der Biomassepartikel statt. Dabei werden die Biomassepartikel in gasförmige Pyrolyseprodukte, kondensierbare Pyrolyseöle und festen Pyrolysekoks getrennt. Die Zersetzungsreaktionen laufen bei Temperaturen bis zu 500°C ab. Ab einem bestimmten Temperaturniveau laufen auch exotherme Reaktionen ab, in Summe bleibt die pyrolytische Zersetzung aber ein endothermer Prozessschritt (Higman & van der Burgt 2008).

Bei der Oxidation reagieren die festen, flüssigen und gasförmigen Produkte der pyrolytischen Zersetzung mit Sauerstoff und je nach Sauerstoffanteil des Reaktionsgemisches können Temperaturen von bis zu 2.000°C erreicht werden. Bei diesen hohen Temperaturen werden der Koks sowie der Großteil der langkettigen Kohlenwasserstoffe zu kurzkettingen Kohlenwasserstoffen umgesetzt. Ein Teil des Kohlenstoffs wird entsprechend den beiden folgenden Reaktionen verbrannt.



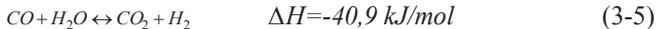
Durch diese beiden exothermen Reaktionen wird bei der autothermen Vergasung die thermische Energie bereitgestellt, die für die endothermen Teilprozesse der Aufheizung und Trocknung sowie der pyrolytischen Zersetzung benötigt wird. Auch bei der allothermen Vergasung können ohne Sauerstoffeintrag durch das Vergasungsmittel Oxidationsreaktionen ablaufen, da in der Biomasse bereits Sauerstoff enthalten ist. Deren Umfang ist allerdings deutlich geringer im Vergleich zur autothermen Vergasung (Higman & van der Burgt 2008).

Als letzter Teilprozess der Vergasung findet die Reduktion statt. Die Reduktionsreaktionen laufen in einem Temperaturbereich von 800 bis 1.100°C ab und produzieren einen großen Teil der Bestandteile des Produktgases, die einen hohen Brennwert besitzen. Dabei werden die Verbrennungsendprodukte Kohlenstoffdioxid und Wasserdampf, die bei der Oxidation entstehen, reduziert und bilden die wichtigsten Bestandteile des Synthesegases, nämlich Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff. Namentlich sind daran im Wesentlichen die Boudouard-Reaktion und die heterogene Wassergas-Reaktion beteiligt, die in Formel 3-3 und 3-4 dargestellt werden.

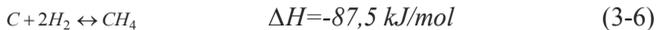


Um die Bildung von Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff durch eine entsprechende Prozessführung zu unterstützen, ist zunächst festzustellen, dass beide Reaktionen endotherm ablaufen und eine Erhöhung der Temperatur die Bildung des gewünschten Synthesegases fördert. Weiterhin ist zu berücksichtigen, dass in beiden Reaktionen fester Kohlenstoff mit Kohlenstoffdioxid bzw. Wasserdampf reagiert und damit eine Gasbildung stattfindet, die mit zunehmendem Druck negativ beeinflusst wird (Higman & van der Burgt 2008).

Eine weitere wichtige Reaktion bei der Reduktion von Kohlenstoffdioxid und Wasser ist die homogene Wassergas-Reaktion, die in der folgenden Gleichung beschrieben wird. Dabei handelt es sich um eine exotherme Reaktion, deren Gleichgewicht sich bei hohen Temperaturen in Richtung der Bildung von Kohlenstoffmonoxid und Wasser verschiebt (Hofbauer 2009).



Von Bedeutung ist weiterhin die in einigen Anwendungen unerwünschte Bildung von Methan aus Kohlenstoff und Wasserstoff durch die sogenannte Methan-Reaktion, die in der nachfolgenden Gleichung gezeigt wird. Da es sich wiederum um eine exotherme Reaktion handelt, verhindert eine hohe Temperatur die Bildung von Methan in größeren Mengen. Eine Druckerhöhung hingegen unterstützt die Bildung von Methan, da bei der Methan-Reaktion zwei Mol Wasserstoff zusammen mit Kohlenstoff zu einem Mol Methan reagieren und dieses im Vergleich zu den Edukten in der Reaktionszone ein geringeres Volumen einnimmt (Hofbauer 2009).



Neben den bereits erläuterten, erwünschten Reaktionen, die ein Produktgas mit hohem Brennwert ergeben, laufen bei der Vergasung weitere Reaktionen ab. Durch den Eintrag von Sauerstoff durch das Vergasungsmittel wird ein Teil des Kohlenstoffmonoxids zu Kohlenstoffdioxid verbrannt. Diese stark exotherme Oxidation ist nur in einem gewissen Umfang erwünscht, um die benötigte thermische Energie für den Vergasungsprozess zur Verfügung zu stellen. Darüber hinaus ist die ebenfalls stark exotherme Knallgasreaktion unerwünscht, da hierbei Wasserstoff zusammen mit Sauerstoff zu Wasser

reagiert. Zur weiteren Verminderung des Brennwertes des bei der Vergasung erzeugten Produktgases trägt die Oxidation von Methan unter Bildung von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid bei. Es gilt durch geeignete Wahl des Reaktordesigns, Vergasungsmittels sowie der Prozessbedingungen die Zusammensetzung des Produktgases für die weitere Verarbeitung anzupassen (Reimert et al. 2000).

3.2.1.2 Wahl des Vergasungsmittels

In Abhängigkeit von der zu vergasenden Biomasse und den Anforderungen, die an das Produktgas gestellt werden, muss ein Vergasungsmittel ausgewählt werden. In Verbindung mit den verschiedenen apparatetechnischen Lösungen ergeben sich für jedes Vergasungsmittel Vor- und Nachteile. Die Hauptaufgabe des Vergasungsmittels ist es, feste oder flüssige Biomasse in den gasförmigen Zustand zu überführen, die dafür am häufigsten eingesetzten Vergasungsmittel sind Sauerstoff, Wasserdampf, Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff. Sauerstoff kann sowohl in reiner Form, aber auch in Form von Luft als Vergasungsmittel eingesetzt werden. Im Falle von Luft enthält das erzeugte Produktgas allerdings große Mengen an Stickstoff, die nicht zum Brennwert des Produktgases beitragen und als inerter Bestandteil durch den Prozess geführt werden müssen.

Das mit dem technisch geringsten Aufwand bereitzustellende Vergasungsmittel ist Luft. Der darin enthaltene Sauerstoff wird zur partiellen Verbrennung der Biomasse genutzt und stellt damit die für die Vergasung notwendige thermische Energie bereit. Durch den hohen Stickstoffanteil in der Luft wird das Produktgas allerdings stark verdünnt und besitzt daher einen relativ niedrigen Brennwert. Der Hauptbestandteil des Produktgases ist neben Stickstoff Kohlenstoffmonoxid. In Abhängigkeit vom in der Biomasse enthaltenen Wasser ergeben sich nur relativ niedrige Konzentrationen an Wasserstoff im Produktgas. Die größten Nachteile des Vergasungsmittels Luft können beim Einsatz von reinem Sauerstoff vermieden werden. Die Bereitstellung von reinem bzw. 95 bis 98%igem Sauerstoff ist technisch wesentlich aufwendiger und damit auch kapitalintensiver und daher nur im großtechnischen Maßstab wirtschaftlich zu realisieren. Mit reinem Sauerstoff oder auch Luft als Vergasungsmittel kann der Vergasungsprozess autotherm betrieben werden. Für das Produktgas ergibt sich ein vergleichsweise hoher Brennwert und die Stickstoffkonzentration kann auf ein Minimum reduziert werden. Bei der Vergasung mit reinem Sauerstoff ergibt sich ein Produktgas,

das hauptsächlich aus Kohlenstoffmonoxid besteht und einen, mit steigendem Wassergehalt der eingesetzten Biomasse wachsenden, Wasserstoffanteil aufweist. Um den Wasserstoffanteil im Produktgas darüber hinaus zu steigern, kann zusätzlich zum Sauerstoff noch Wasserdampf als Vergasungsmittel eingesetzt werden.

Eine Alternative, um stickstofffreie Produktgase zu erhalten, bieten allotherme Vergasungsverfahren mit Wasserdampf oder Kohlenstoffdioxid. Diese sind vor allem für den Einsatz in Vergasern mit vergleichsweise kleinen Kapazitäten interessant, da beispielsweise bei der Vergasung mit Wasserdampf große Mengen an thermischer Energie von außen in den Vergasungsprozess eingebracht werden müssen. Der Vorteil einer Vergasung mit reinem Wasserdampf liegt im relativ hohen Wasserstoffanteil des Produktgases. Eine weitere Möglichkeit zur allothermen Vergasung bietet der Einsatz von Kohlenstoffdioxid als Vergasungsmittel, diese wird bislang allerdings kaum eingesetzt. Das erzeugte Produktgas besteht vor allem aus Kohlenstoffmonoxid und besitzt einen relativ hohen Brennwert, da es ebenfalls nicht durch Stickstoff verdünnt ist. Schließlich kann auch Wasserstoff als Vergasungsmittel eingesetzt werden. Bei der sogenannten Methanisierung von Biomasse entsteht ein Produktgas das hauptsächlich aus Methan besteht.

Grundsätzlich können Vergasungskonzepte in Abhängigkeit von der Auslegungskapazität und den jeweiligen Randbedingungen mit allen Vergasungsmitteln umgesetzt werden. Aus ökonomischen Gründen wird bei kleineren Kraftwärmekopplungsanlagen bislang fast ausschließlich Luft als Vergasungsmittel eingesetzt. Andere Vergasungsmittel rücken erst für großtechnische Auslegungskapazitäten und im Vergleich zur Strom- und Wärmeerzeugung höherwertige Nutzungspfade der Biomasse als Kraftstoffe oder Chemikalien in den Fokus (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009).

3.2.2 Überblick zu Vergasungstechnologien

Die heute verfügbaren Vergasungstechnologien lassen sich an Hand von vier Kategorien klassifizieren und unterscheiden. Eine Möglichkeit zur Kategorisierung der verschiedenen Vergasungstechnologien bietet die Art der Wärmezufuhr. Diese kann entweder autotherm oder allotherm erfolgen, die Unterschiede zwischen den beiden Möglichkeiten wurden bereits dargestellt. Eine ebenfalls bereits angesprochene Kategorisierung kann durch die Wahl des Vergasungsmittels erfolgen. Die häufigsten Anwendungen sind dabei Luft, Sauerstoff und Wasserdampf. Die Kategorisierung der Vergas-

ungstechnologie kann auch über die bei der Vergasung herrschenden Druckverhältnisse vorgenommen werden. Vergaser können mit atmosphärischem oder erhöhtem Druck betrieben werden, bei der Entscheidung für einen bestimmten Betriebsdruck im Vergaser müssen Auswirkungen auf das Reaktionsvolumen, auf die Zusammensetzung des Produktgases sowie die Betriebskosten berücksichtigt werden. Die am häufigsten verwendete Klassifizierung von Vergasungstechnologien erfolgt jedoch an Hand des Reaktortyps. Diese Unterscheidung bezieht sich auf das strömungsmechanische Verhalten des zu vergasenden Einsatzstoffes im Reaktor. Im Folgenden werden der Festbett-, Wirbelschicht- und der Flugstromvergaser näher erläutert.

3.2.2.1 Festbettvergaser

Im Festbettvergaser erfolgt die Vergasung des Einsatzstoffes in einer Schüttschicht, die vom Vergasungsmittel durchströmt wird. Der Einsatzstoff bzw. dessen feste Bestandteile bewegen sich dabei in der Schüttschicht vom Eingangsort durch die verschiedenen Stufen des Vergasungsprozesses bis hin zum Ascheaustag. Der Eintrag des Einsatzstoffes erfolgt in den meisten Fällen durch einen stückigen Feststoff, der von oben in den Reaktor geführt wird. Durch die kontinuierliche Überführung der Feststoffe in den gasförmigen Zustand sinkt die Schüttschicht langsam nach unten ab. Der Großteil des Einsatzstoffes verlässt den Reaktor gasförmig. Das Vergasungsmittel wird in einer vom Reaktortyp abhängigen Zone mit dem Einsatzstoff in Verbindung gebracht, wodurch die Vergasungsreaktionen ablaufen. Das entstehende Produktgas wird durch die Schüttschicht hindurch aus dem Reaktor geleitet. Durch die stabile Schüttschicht laufen im Festbettreaktor die Vergasungsschritte Trocknung, Zersetzung, Oxidation und Reduktion räumlich getrennt vom Eingangsort des Einsatzstoffes bis zum Ausgangsort des Produktgases ab. In Bezug auf den sich nach unten bewegenden Einsatzstoff kann das Vergasungsmittel im Festbettvergaser entweder im Gleichstrom oder im Gegenstrom durch den Vergaser geführt werden. Daraus ergeben sich die beiden häufigsten technischen Ausführungen, der Gleich- und der Gegenstromvergaser, die nachfolgend näher erklärt werden. In allen bisher im Einsatz befindlichen Festbettvergasern wird Luft als Vergasungsmittel eingesetzt. Auf Grund des daraus resultierenden mit Stickstoff stark verdünnten Produktgases ist die Anwendung von Festbettvergasern bisher auf die Erzeugung von Strom und Wärme beschränkt.

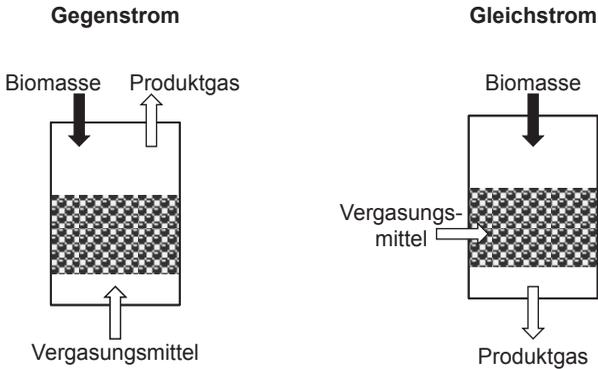


Abbildung 3-4: Festbettvergaser (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009)

Die vorherrschende Gasströmung im Gegenstromvergaser bewegt sich von unten nach oben. Der Einsatzstoff wird von oben und das Vergasungsmittel von unten in den Reaktor eingeführt, Einsatzstoff und Vergasungsmittel bewegen sich somit im Gegenstrom. Da die Schüttung im Festbettreaktor nicht durchmischt wird, durchläuft jedes Partikel des Einsatzstoffes nacheinander die bereits erläuterten verschiedenen Stufen des Vergasungsprozesses. Am unteren Ende der Schüttung befindet sich die Asche, die aus dem Reaktor entfernt werden muss. Direkt darüber findet eine partielle Verbrennung des Einsatzstoffes statt. Mit Hilfe der dabei freigesetzten thermischen Energie wird der Vergasungsprozess in der darüber liegenden Schüttung betrieben. Das erzeugte Produktgas enthält einen hohen Anteil an teerartigen Verbindungen, die sich bei niedrigen Vergasungstemperaturen bilden. Gleichzeitig kann durch die niedrige Vergasungstemperatur ein sehr hoher thermischer Wirkungsgrad erzielt werden, da der Wärmeübergang zwischen Produktgas und Einsatzstoff sehr effizient abläuft. Gegenstromvergaser werden gegenwärtig in Anlagen mit bis zu 10 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung eingesetzt.

Beim Gleichstromvergaser zeigt die Strömungsrichtung der Gasphase im Reaktorraum nach unten, Einsatzstoff und Vergasungsmittel bewegen sich also im Gleichstrom. Im Gegensatz zum Gegenstromvergaser bietet der Gleichstromvergaser die Möglichkeit, ein Produktgas mit niedrigem Teergehalt zu erzeugen. Dies wird durch eine veränderte Positionierung der Einlässe für das Vergasungsmittel erreicht. Die Luft wird ungefähr in der Mitte des Reaktorraums in die Schüttung eingeleitet, wodurch das

Produktgas nicht durch alle Reaktionszonen des Vergasers geführt wird. Auf Höhe des Lufteinlasses stellt sich eine Verbrennungszone ein, die die Wärme für die darüber liegende pyrolytische Zersetzung bereitstellt. Unterhalb der Verbrennungszone finden die Reduktion von Kohlenstoffdioxid und der Abbau von Teer und langkettigen Kohlenwasserstoffen statt. Die Asche, die sich beim Gleichstromvergaser bildet, weist im Vergleich zum Gegenstromvergaser einen deutlich höheren Kohlenstoffanteil auf, der durch die Gleichgewichtsbedingungen in der Reduktionszone zu erklären ist. Darüber hinaus ergeben sich beim Gleichstromvergaser wesentlich höhere Qualitätsanforderungen an den Einsatzstoff bzw. die Biomasse in Bezug auf Partikelgröße und Wassergehalt, weshalb bisherige Anwendungen eine Brennstoffeingangsleistung von 1 MW_{th} nicht überschreiten (Hofbauer 2009).

Um die Vorteile des Gegen- und Gleichstromvergasers zu kombinieren, wurden beispielsweise Versuchsanlagen für einen Doppelfeuervergaser entwickelt, der durch eine zusätzliche Verbrennungszone den Kohleaustrag über die Asche reduzieren kann. Um den Teergehalt des Produktgases weiter zu reduzieren, wurden zwei- und dreistufige Verfahren mit getrennter Pyrolyse entworfen. Allerdings bringen diese Weiterentwicklungen Einschränkungen bei der Auslasstemperatur des Produktgases mit sich, so dass der Gesamtwirkungsgrad der Vergasung verringert wird. In Bezug auf Produktgasqualität und Gesamtwirkungsgrad gibt es keinen optimalen Festbettvergaser, die Wahl des Reaktortyps muss in Abhängigkeit vom Einsatzgebiet und den damit verbundenen Integrationsmöglichkeiten getroffen werden (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009).

3.2.2.2 Wirbelschichtvergaser

Der Vorteil von Wirbelschichtvergasern liegt in einer über den gesamten Reaktor gleichmäßigen und leicht regelbaren Vergasungstemperatur zwischen 500 und 700°C . Ermöglicht wird dies durch feinkörniges Bettmaterial, in den meisten Fällen Quarzsand, der zunächst über einen unten im Reaktor befindlichen Anströmboden mit dem Vergasungsmittel bzw. einem Trägergas fluidisiert wird und die Wirbelschicht bildet. Die weiter oben in den Reaktor eingeblasenen feinen Einsatzstoffpartikel vermischen sich vollständig mit dem Bettmaterial. Durch diese intensive Durchmischung können sich beim Wirbelschichtvergaser im Gegensatz zum Festbettvergaser keine räumlich getrennten Reaktions- bzw. Temperaturzonen einstellen. Alle Teilprozesse der Vergasung laufen gleichzeitig und gleichmäßig über den Reaktor verteilt

ab. Durch die sehr große spezifische Oberfläche des Bettmaterials und die Strömungsführung läuft die Wärmeübertragung vom Bettmaterial auf die Brennstoffpartikel sehr schnell ab und erlaubt eine vollständige Vergasung bei Verweilzeiten von wenigen Sekunden bis Minuten im Wirbelschichtvergaser. Auf Grund des daraus resultierenden hohen Durchsatzes lassen sich im Vergleich zur Festbettvergasung größere Reaktorkapazitäten erreichen. Neben der Vergasung unter atmosphärischem Druck kann der Wirbelschichtvergaser auch unter erhöhtem Druck betrieben werden. Dadurch lassen sich die Reaktorkapazitäten bei gleicher Baugröße zusätzlich steigern bzw. kann das Reaktorvolumen für eine bestimmte Kapazität durch eine Druckerhöhung reduziert werden. Darüber hinaus entsteht bei der Vergasung unter erhöhtem Druck bereits ein komprimiertes Produktgas, das für nachfolgende Prozessschritte nicht mehr verdichtet werden muss und so eine positive Wirkung auf den Gesamtwirkungsgrad haben kann. Allerdings ist die Wirbelschichtvergasung unter erhöhtem Druck mit technisch anspruchsvollen und gleichzeitig kapitalintensiven Anlagenteilen, z.B. Verdichtern, verbunden und daher nur für Anlagen mit großen Durchsätzen wirtschaftlich umsetzbar. Als Vergasungsmittel werden hauptsächlich Luft, Wasserdampf und Sauerstoff sowie Mischungen aus Wasserdampf und Sauerstoff eingesetzt. Auf Grund seiner guten Wärmeübertragungseigenschaften vom Bettmaterial auf die zu vergasenden Partikel des Einsatzstoffes ist der Wirbelschichtvergaser insbesondere für die allotherme Vergasung geeignet. Die für die Vergasung notwendige thermische Energie kann mit relativ geringem technischen Aufwand über einen Wärmetauscher innerhalb der Wirbelschicht auf das Bettmaterial übertragen werden. Das erzeugte Produktgas verlässt den Vergaser mit einer relativ hohen Austrittstemperatur. Um einen möglichst hohen Wirkungsgrad des Vergasers zu erzielen, ist daher eine anlagentechnisch aufwendige Wärmerückgewinnung notwendig. Die Qualität des Produktgases liegt in Bezug auf den Teergehalt zwischen Gleich- und Gegenstromvergaser. Die Verunreinigung des Produktgases durch Partikel ist allerdings deutlich höher als bei Festbettvergasern, da sowohl feste Reststoffe des Einsatzstoffes, z.B. Aschepartikel, als auch feinkörniger Abrieb des Bettmaterials den Vergaser zusammen mit dem Produktgas verlassen und für viele Anwendungen daher eine Gasreinigung erforderlich machen. Die drei am häufigsten eingesetzten verfahrenstechnischen Varianten bei der Wirbelschichtvergasung sind die stationäre Wirbelschicht, die zirkulierende Wirbelschicht sowie die Zweibettwirbelschicht. Die wesentlichen Unterschiede zwischen den einzelnen Varianten ergeben sich durch die

spezifischen strömungsmechanischen Eigenschaften der Gasströmung durch die Feststoffe des Einsatzstoffes und des Bettmaterials (Hofbauer 2009). Im Folgenden werden die beiden wichtigsten Verfahrensvarianten sowie eine Erweiterung näher erläutert.

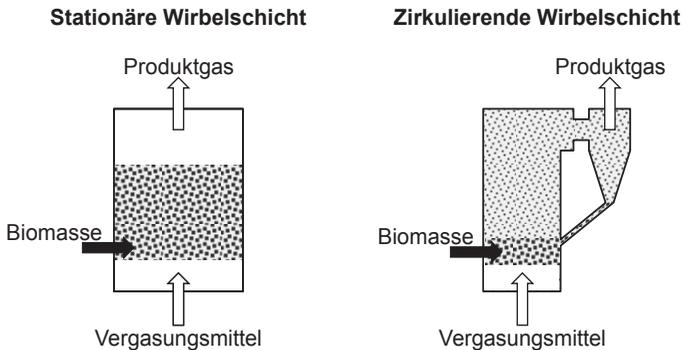


Abbildung 3-5: Wirbelschichtvergaser (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009)

Bei der stationären Wirbelschicht ist die Gasgeschwindigkeit im Vergleich zu den anderen Wirbelschichtverfahren am geringsten. Die Strömungsgeschwindigkeit des Vergasungsmittels bewegt sich dabei zwischen der Lockerungsgeschwindigkeit des Bettmaterials, die notwendig ist, um die Wirbelschicht aufrecht zu erhalten, und der Schwebegeschwindigkeit eines einzelnen Partikels des Bettmaterials, um den Austrag an Bettmaterial möglichst gering zu halten. Dadurch wird das Gemisch aus Bettmaterial und festem Brennstoff in eine Art Schwebezustand gebracht. Die Anforderungen an die Form der Brennstoffpartikel sind vergleichsweise gering, die Partikelgröße kann bis zu 70 mm betragen. Die Höhe der entstehenden Wirbelschicht beträgt in der Regel zwischen ein und zwei Metern. In Bezug auf den Einsatz von Biomasse als Brennstoff werden bislang vor allem holzartige Abfälle vergast. Die Kapazitäten der dazu errichteten Anlagen betragen bis zu 50 MW_{th} Brennstoffeintragsleistung. Der Betrieb mit atmosphärischem Druck kann als Stand der Technik bezeichnet werden. Für die Vergasung mit erhöhtem Betriebsdruck steht die Demonstration in großtechnischen Anlagen noch aus.

Das Verfahren der zirkulierenden Wirbelschicht arbeitet mit deutlich höheren Gasgeschwindigkeiten des Vergasungsmittels als sie zur Bildung einer stationären Wirbelschicht notwendig wären. Daraus resultiert ein Austrag des

Bettmaterials und des festen Brennstoffes aus dem Reaktor und erfordert die Rückgewinnung aus dem Produktgas über ein- oder mehrstufige Zyklone und die Rückführung der Feststoffe in den Reaktor. Durch die anschließende Rückführung der Feststoffe entsteht eine geschlossene Kreislaufführung des Bettmaterials. Im Wirbelschichtvergaser ist keine Begrenzung der Wirbelschicht erkennbar, die festen Partikel verteilen sich über die gesamte Höhe des Reaktors und die thermo-chemische Umwandlung der Feststoffe erfolgt in der zirkulierenden Wirbelschicht. Die Wirbelschicht breitet sich allerdings nicht gleichmäßig im Reaktor aus, sondern geht von einer dichten Zone im unteren Bereich des Reaktors nach oben hin in eine dünne Zone über. Durch die im Vergleich zum stationären Wirbelschichtvergaser dichtere Beladung des Reaktors pro Volumen lassen sich mit dem Wirbelschichtvergaser gleiche Durchsätze mit deutlich geringerem Reaktorvolumen erzielen. Durch die Kreislaufführung der festen Brennstoffbestandteile wird eine ausreichende Verweilzeit für alle Partikelgrößen gewährleistet. Bedingt durch die technisch aufwendige Prozessführung können Wirbelschichtvergaser in der Regel erst ab Kapazitäten über $10 \text{ MW}_{\text{th}}$ Brennstoffeingangsleistung wirtschaftlich betrieben werden. Bislang werden Wirbelschichtvergaser zur Wärmeerzeugung aus Biomasse in der Papier- und Zellstoffherstellung sowie beim Kalk- und Zementbrennen eingesetzt. Ein weiteres Einsatzgebiet stellt die Co-Verbrennung des Produktgases aus Biomasse in Kohlekraftwerken dar, da die Anforderungen an die Gasqualität in diesem Fall relativ gering sind. Die obere Kapazitätsgrenze für Wirbelschichtvergaser liegt jenseits von $100 \text{ MW}_{\text{th}}$ Brennstoffeingangsleistung.

Um höhere Produktgasqualitäten zu erzielen, können mehrere Wirbelschichtvergaser miteinander kombiniert werden. Eine solche Kombination stellt der sogenannte Zweibett-Wirbelschichtvergaser dar. Dabei wird eine Wirbelschicht als Vergaser betrieben, dessen thermischer Energiebedarf durch eine zweite Verbrennungswirbelschicht bereitgestellt wird. Die Wärmeübertragung von der Verbrennungs- in die Vergasungswirbelschicht kann entweder über die Kreislaufführung eines Wärmeträgers oder über einen Hochtemperatur-Wärmetauscher realisiert werden. Beim Zweibett-Wirbelschichtvergaser mit Wärmeträgerkreislauf werden zwei zirkulierende und/oder stationäre Wirbelschichten räumlich voneinander getrennt betrieben, um ein Produktgas mit vergleichsweise hohem Brennwert zu erhalten, das nicht durch Stickstoff verdünnt ist, ohne reinen Sauerstoff einsetzen zu müssen. Dies wird erreicht, indem der Einsatzstoff bzw. die Biomasse in die Vergasungswirbelschicht gefördert wird und dort mit Wasserdampf vergast wird. Die für die Erhitzung

des Gemisches aus Wasserdampf und Biomasse notwendige thermische Energie wird in der Verbrennungswirbelschicht erzeugt und über das Bettmaterial, das als Wärmeträger zwischen den beiden Wirbelschichten zirkuliert, in die Vergasungswirbelschicht eingebracht. Die Temperatur in der Verbrennungswirbelschicht liegt zwischen 50 und 150°C über der in der Vergasungswirbelschicht. Als Vergasungs- bzw. Oxidationsmittel wird in der Verbrennungswirbelschicht Luft eingesetzt. Als Brennstoff dient Pyrolysekoks, der sich in der Vergasungswirbelschicht auf der Oberfläche des Bettmaterials absetzt und in der Verbrennungswirbelschicht anschließend oxidiert wird. Das dabei entstehende Abgas besteht hauptsächlich aus Kohlenstoffdioxid und Stickstoff und kann getrennt vom Produktgas ausgeleitet werden. Der brennwertreiche Produktgasstrom besitzt durch die Abtrennung von Kohlenstoffdioxid und Stickstoff einen geringeren Volumenstrom, was eine Reduktion des Kapitalaufwands für die Abgasreinigung nach sich zieht. Der Vorteil des Zweibettwirbelschichtvergasers liegt somit in der Möglichkeit, die Verbrennung und die Vergasung getrennt voneinander auf die jeweiligen Rahmenbedingungen anpassen zu können. Die anlagentechnisch anspruchsvollere Prozessführung ist ökonomisch nur sinnvoll, wenn die dadurch erreichte höhere Produktgasqualität auch genutzt werden kann, beispielsweise beim Einsatz in einer Gasturbine. Die Umsetzung mit der bisher größten Kapazität eines Zweibett-Wirbelschichtvergasers mit Wärmeträgerkreislauf befindet sich in Güssing, Österreich. Hier werden mit Hilfe eines Gasmotors 8 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung in 2 MW_{el} Strom und 4,5 MW_{th} Fernwärmeleistung umgewandelt (Kimbauer & Hofbauer 2011).

3.2.2.3 Flugstromvergaser

Der Flugstromvergaser verdankt seinen Namen der im freien Fall stattfindenden Vergasung. Die festen und/oder flüssigen Einsatzstoffe werden gegebenenfalls mit Wasser zu einer pumpbaren und pneumatisch zu zerstäubenden Suspension, einem sogenannten Slurry, vermischt. Dieser Slurry wird wie das Vergasungsmittel am oberen Ende des Vergasers in die Reaktionszone eingedüst. Einsatzstoff und Vergasungsmittel bewegen sich im Gleichstrom nach unten durch den Reaktor hindurch, dabei erfolgt eine nahezu vollständige Vergasung des Einsatzstoffes.

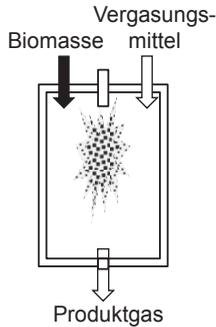


Abbildung 3-6: Flugstromdruckvergaser (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009)

Der speziell präparierte Einsatzstoff kann mit unterschiedlichen Vergasungsmitteln eingedüst werden, am häufigsten werden Luft, Sauerstoff oder eine Mischung aus Sauerstoff und Wasserdampf eingesetzt. Die dabei entstehenden Temperaturen im Vergaser liegen zwischen 1.200 und maximal 2.000°C. Das hohe Temperaturniveau erlaubt auch bei sehr kurzen Verweilzeiten der einzelnen Partikel des Einsatzstoffes im Reaktor eine nahezu vollständige Vergasung. Die kurze Verweilzeit im Reaktor ermöglicht weiterhin sehr hohe Durchsätze an Einsatzstoff, die durch den Betrieb bei erhöhtem Druck im sogenannten Flugstromdruckvergaser zusätzlich gesteigert werden können. Ein weiterer Vorteil der hohen Temperaturen liegt in der Qualität des Produktgases, das nur einen sehr geringen Methananteil und einen niedrigen Teergehalt aufweist. Diese hohe Qualität des Produktgases ist insbesondere für die Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien über Synthesereaktionen von großer Bedeutung. Durch die im Vergleich zu den übrigen Vergasungstechnologien extremen Temperaturen wird im Flugstromdruckvergaser die Schmelztemperatur der im Einsatzstoff enthaltenen Asche überschritten, so dass diese im flüssigen Aggregatzustand im Reaktor abgeschieden werden kann. Da die Ascheerweichungs- und Schmelztemperatur bei biogenen Brennstoffen relativ niedrig ist, kann ein Großteil der Asche auf diese Weise mit relativ geringem Aufwand vom Produktgas getrennt werden. Nachteilig sind allerdings die hohen Anforderungen an die verwendeten Materialien, die aus den hohen Temperaturen und den korrosiven Bestandteilen des Einsatzstoffes resultieren. Um diese Effekte zu reduzieren, wird versucht, den Wassergehalt des Einsatzstoffes zu reduzieren. Da beim Einsatz von Slurry Wasser benötigt wird, um die Suspension pumpfähig zu erhalten, kann die Beschickung des

Vergasers mit fester, relativ trockener Biomasse nicht über Eindüsung erfolgen. Feingemahlene Biomasse kann über Extruderschnecken in den Reaktor gefördert werden. Bei erhöhtem Druck im Flugstromdruckvergaser wird diese Art der Beschickung technisch allerdings sehr aufwendig. Auf Grund der insgesamt im Flugstromdruckvergaser eingesetzten, sehr anspruchsvollen Anlagentechnik wird diese Technologie erst für sehr große Kapazitäten von über 100 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung interessant. Im Bereich der Biomassevergasung wurden bereits Klärschlämme und Althölzer mit einer Kapazität von 130 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung im Flugstromdruckvergaser umgesetzt. Deutlich größere Kapazitäten werden bei der Vergasung von Kohle erzielt. Die größten Vergaser, die bereits kommerziell eingesetzt werden, haben eine Kapazität von 500 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung.

Die folgende Tabelle fasst die Vor- und Nachteile der in diesem Kapitel betrachteten Vergasertypen in Bezug auf die großtechnische Anwendung in einem BtL Konzept zusammen.

Tabelle 3-3: Vor- und Nachteile verschiedener Vergasertypen

Vergasertyp	Vorteile	Nachteile
Festbettvergaser Gegenstrom	<ul style="list-style-type: none"> • Einfache Bauart • Hoher thermischer Wirkungsgrad 	<ul style="list-style-type: none"> • Verunreinigungen im Produktgas • Max. 10 MW_{th} Kapazität
Festbettvergaser Gleichstrom	<ul style="list-style-type: none"> • Einfache Bauart 	<ul style="list-style-type: none"> • Kohlenstoffverlust • Max. 1 MW_{th} Kapazität
Wirbelschichtvergaser stationär	<ul style="list-style-type: none"> • Geringe Anforderungen an Biomassevorbereitung 	<ul style="list-style-type: none"> • Austrag Bettmaterial • Max. 50 MW_{th} Kapazität
Wirbelschichtvergaser zirkulierend	<ul style="list-style-type: none"> • Kapazität >100 MW_{th} 	<ul style="list-style-type: none"> • Austrag Bettmaterial • Aufwendige Bauart
Flugstromdruckvergaser	<ul style="list-style-type: none"> • Produktgasqualität • 500 MW_{th} Kapazität 	<ul style="list-style-type: none"> • Aufwendige Bauart

In Tabelle 3-1 wird deutlich, dass der Flugstromdruckvergaser am besten für den großtechnischen Einsatz im betrachteten BtL Konzept geeignet ist. In Kapitel 3.2.3 werden Flugstromdruckvergaser von verschiedenen Herstellern,

die in dieser Größenordnung bereits zur Kohlevergasung eingesetzt werden, in Bezug auf die Biomassevergasung näher untersucht und miteinander verglichen.

3.2.3 Entwicklungsstand von Flugstromdruckvergäsern

Die Technologie zur Flugstromdruckvergasung wird u.a. von Shell, General Electric, ConocoPhillips und Siemens entwickelt. Alle Hersteller bieten bereits Vergaser mit Kapazitäten an, die sich in der Größenordnung von 1.000 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung bewegen. Nachfolgend soll ein kurzer Überblick über die wesentlichen Unterschiede in der Vergasertechnologie und die jeweilige Eignung für den Einsatz ausschließlich mit Biomasse gegeben werden.

Shell entwickelt seit 1972 den Shell Coal Gasification Process, seit 2000 nach einer zwischenzeitlichen Trennung wieder zusammen mit ThyssenKrupp Uhde. ThyssenKrupp Uhde ist derzeit, wie in Kapitel 2.3.3 erläutert, unabhängig von Shell an der Entwicklung eines Verfahrens zur Vergasung von torrefizierter Biomasse beteiligt. Der bislang größte Vergaser von Shell wird in einem IGCC-Kraftwerk in Buggenum, Niederlande von der Firma Nuon, einer Tochter der Vattenfall AB, mit einer Kapazität von ca. 2000 t Kohle pro Tag (ca. 700 MW_{th}) betrieben. Weitere drei Vergaser mit dieser Kapazität sollen ab 2012 im Zuge des Projektes Nuon Magnum in Eemshaven, Niederlande, in Betrieb gehen und werden zum Teil mit Biomasse befeuert, um 20% der Emission im Vergleich zum reinen Kohleinsatz einzusparen (van der Ploeg et al. 2010). Ein Schwerpunkt der Entwicklungen von Shell lag darin, ein Verfahren für ein breites Spektrum an einsetzbaren Kohlen zu finden. Es können nicht nur hochwertige Kohlen, sondern auch minderwertige Braunkohlen als Brennstoff eingesetzt werden. Der Flugstromdruckvergaser wird über ein trockenes Feedsystem beschickt, wodurch sich Vorteile beim Sauerstoffbedarf für die Vergasung ergeben, da im Vergleich zu einem Slurryfeedsystem weniger Wasser aufgegeben wird. Allerdings ist dieses Feedsystem technisch anspruchsvoller und kapitalintensiver. Der Vergasungsprozess mit Sauerstoff läuft bei sehr hohen Temperaturen von bis zu 1.500°C und Drücken um 40 bar ab. Der Nachteil der hohen Vergasungstemperatur sind vergleichsweise hohe thermische Verluste. Um das Produktgas abzukühlen wird ein dreistufiges Verfahren angewendet. Zunächst wird das Gas mit bereits abgekühltem Produktgas auf ca. 900°C abgekühlt. Danach wird die Temperatur in einem Gaskühler auf ca.

300°C gesenkt, die abgeführte Wärme wird zur Hochdruckdampferzeugung für die Dampfturbine genutzt. Abschließend wird das Gas in einem Wärmeübertrager zur Wasservorwärmung auf 200°C abgekühlt. Ca. 45% des abgekühlten Produktgases werden in die erste Stufe zum Quenchen zurückgeführt (Woods et al. 2007). In Bezug auf den Einsatz der von Shell entwickelten Vergasungstechnologie zur Herstellung von synthetischen Kraftstoffen und Chemikalien kann nur eine eingeschränkte Eignung festgestellt werden. Es bleibt zu klären, wie die zusätzlichen Verunreinigungen, die durch den höheren Ascheanteil der Biomasse entstehen, bei reinem Biomassebetrieb aus dem Produktgas entfernt werden können, um Zusetzungen der Gaskühlung zu verhindern.

Die Vergasungstechnologie von General Electric geht auf Entwicklungen von Texaco aus den Jahren 1946 bis 1954 zurück. Ziel war es, aus einer Vielfalt an Einsatzstoffen Synthesegas herzustellen. Dabei wurden neben Öl und Erdgas auch Asphalt, Teer und Kohle als Einsatzstoffe eingesetzt. Der größte General Electric Vergaser wird seit 1996 von der Tampa Electric Company in einem IGCC-Kraftwerk betrieben und besitzt eine Kapazität von ca. 2.500 t Kohle pro Tag (ca. 900 MW_{th}). Die Beschickung des Vergasers mit dem Einsatzstoff erfolgt über einen pumpbaren Slurry. Hierzu wird die Kohle zunächst zerkleinert und mit Wasser zu einem Slurry verarbeitet. Der Feststoff- bzw. Kohleanteil im Slurry beträgt zwischen 62 und 68% und liegt damit in einem ähnlichen Bereich wie die aus Biomasse hergestellten Slurrys. Der Vergasungsprozess mit Sauerstoff erfolgt bei Temperaturen um 1.300°C und Drücken um 60 bar. Für die Abkühlung des bei der Vergasung entstehenden Produktgases werden drei alternative Prozessvarianten angeboten. Zunächst eine einstufige Quenchkühlung mit Wasser, bei der das Produktgas durch ein Wasserbad geführt wird und direkt auf eine Temperatur von ca. 260°C abgekühlt wird. Diese Variante ist die technisch einfachste und am wenigsten kapitalintensive Lösung, für den Einsatz im IGCC-Kraftwerk aber gleichzeitig diejenige mit dem geringsten Wirkungsgrad. Weiterhin kann die Produktgaskühlung zweistufig erfolgen. Dabei wird zunächst mit Hilfe eines Wärmetauschers Hochdruckdampf erzeugt und das Produktgas auf ca. 800°C abgekühlt und anschließend erfolgt die Wasserquenche. Als dritte Alternative kann die Wasserquenche der zweistufigen Ausführung durch einen weiteren Wärmetauscher ersetzt werden, um zusätzlich Wärme rückzugewinnen. Diese Prozessführung erlaubt den höchsten Gesamtwirkungsgrad des IGCC-Kraftwerks, ist aber gleichzeitig die kapitalintensivste Variante (Woods et al. 2007). Bei einem Einsatz von 100%

Biomasse wäre wiederum zu klären, wie robust eine solche Gaskühlung gegen Zusetzungen durch Verunreinigungen ausfallen würde. Im Jahr 2001 wurde im Vergaser der Tampa Electric Company ein Versuch mit Biomasse durchgeführt. Dabei wurde ein Teil der Kohle durch kleingehäckseltes Eukalyptusholz ersetzt. Allerdings betrug der Anteil der Biomasse am gesamten Einsatzstoff nur ca. 1,2%. Für diese relativ geringe Biomassebeimischung waren außer an der Feedvorrichtung keine technischen Anpassungen erforderlich und für den Betrieb des Vergasers ergaben sich keine Einschränkungen (McDaniel & Hornick 2002).

ConocoPhilips bietet den sogenannten E-GasTM Vergaser an, der auf der Entwicklung der Destec Energy, Inc. aus dem Jahre 1976 zurückgeht. Der Vergaser wurde bereits 1991 in großtechnischer Ausführung für das „Wabash River Coal Casification“-Projekt ausgewählt und wird in einem IGCC-Kraftwerk zur Erzeugung von 265 MW_e eingesetzt. Der Vergaser ist für eine Einsatzmenge von 1850 t Kohle pro Tag (ca. 650 MW_{th}) ausgelegt. Wie beim General Electric Vergaser wird auch beim E-GasTM Vergaser die Kohle über einen Slurry aus Kohle und Wasser in den Vergaser eingebracht. Der Feststoffanteil im Slurry beträgt ca. 63% (Woods et al. 2007). Der Vergasungsprozess erfolgt in zwei Stufen. Zunächst wird in der ersten Vergasungsstufe bei Temperaturen um 1.400°C ein Synthesegas erzeugt. Die geschmolzene Asche fällt nach unten in ein Wasserbad und erstarrt zu einer glasartigen Schlacke. Das Produktgas wird in eine zweite Vergasungsstufe weitergeleitet, in der zusätzlicher Kohleslurry eingedüst wird. Diese Kohle wird mit Hilfe des heißen Produktgases aus der ersten Vergasungsstufe pyrolysiert, wodurch der Brennwert des Produktgases gesteigert wird. Das Produktgas führt nach dem zweiten Vergasungsschritt noch Partikel mit sich, die nach einer Wärmerückgewinnung zur Hochdruckdampferzeugung herausgefiltert werden und wieder zurück in die zweite Vergasungsstufe geführt werden (Dowd et al. 2000). Der Vorteil dieses zweistufigen Vergasungsprozesses liegt in einem vergleichsweise niedrigen Sauerstoffbedarf und einem daraus resultierenden höheren Gesamtwirkungsgrad. Ein wesentlicher Nachteil des E-GasTM Vergaser ist der relativ hohe Anteil an Methan im Produktgas, der für den weiteren Einsatz des produzierten Synthesegases in einer Kraftstoff Synthese unter 1% liegen sollte.

Der Flugstromdruckvergaser der Siemens Fuel Gasification Technology GmbH wurde ursprünglich entwickelt, um minderwertige Kohle zu vergasen und wird heute in IGCC-Kraftwerken (Integrated Gasification Combined

Cycle) eingesetzt, vgl. Kapitel 2.3.5. In diesen IGCC-Kraftwerken wird ebenfalls die Beimischung von Biomasse zur Kohle untersucht. Theoretisch wäre der Betrieb auch mit 100% Biomasse möglich. Die Entwicklung des Flugstromdruckvergasers mit 500 MW_{th} Brennstoffeingangsleistung wurde im Jahr 2004 abgeschlossen und er wird seit 2008 kommerziell betrieben. Bis November 2010 wurden bereits 9 Flugstromdruckvergasers mit der Kapazität von 500 MW_{th} ausgeliefert (Klemmer 2010). Ein Flugstromdruckvergasers mit einer Biomasseeingangsleistung von 1.000 MW_{th} wird seit 2010 zum Verkauf angeboten und entspricht der in dieser Arbeit betrachteten Kapazität der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage. Durch diese Kapazitätserweiterung können die spezifischen kapitalabhängigen Kosten auf Grund von Skaleneffekten deutlich reduziert werden, allerdings muss durch das Design des Flugstromdruckvergasers eine hohe Verfügbarkeit gewährleistet werden. Diese Anforderung kann mit Hilfe des durch eine Schlackeschicht geschützten Kühlschirms des Vergasers und der vergleichsweise einfachen Produktgaskühlung in einer Wasserquenche erfüllt werden (Siemens AG 2008). Ein Vorgänger des aktuellen Flugstromdruckvergasers von Siemens fungierte bei der Entwicklung des Flugstromdruckvergasers in der biolig Pilotanlage am KIT als Vorbild. Die technische Ausführung des Flugstromdruckvergasers wird in Kapitel 5.3.1.3 näher erläutert.

3.3 Gaskonditionierung und Gasreinigung

Bevor das Produktgas der Vergasung zu Kraftstoffen, Chemikalien, Strom oder Wärme weiter umgewandelt wird, muss eine auf die jeweilige Anwendung angepasste Gaskonditionierung und Gasreinigung erfolgen. Weiterhin ist zu beachten, dass die Eigenschaften des Produktgases durch den verwendeten Reaktortyp und die Prozessbedingungen der Vergasung, insbesondere die Vergasungstemperatur, stark beeinflusst werden.

Zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus dem Produktgas mit Hilfe von Synthesenanwendung werden in erster Linie katalytische Prozesse eingesetzt. Die verwendeten Katalysatoren können schon bei geringen Mengen an Verunreinigungen in ihrer Funktionsweise beeinträchtigt werden. Die Anforderungen an die Reinheit des Synthesegases ergeben sich daher aus einer ökonomischen Fragestellung. Dabei stehen sich Investitionen in umfangreichere Reinigungsprozesse, um qualitativ hochwertigeres Synthesegas zu erhalten, und erhöhte Instandsetzungskosten bzw. verringerte Produktmengen auf Grund von Verunreinigungen des Katalysators gegenüber

(Hofbauer, Rauch & Ripfel-Nitsche 2009). Es können daher keine fixen Grenzwerte für die Verwendung von Synthesegas in einer bestimmten Anwendung definiert werden. Im Folgenden wird zunächst auf die Verunreinigungen im Produktgas näher eingegangen. Anschließend werden die für eine Umsetzung des in dieser Arbeit betrachteten BtL Konzepts notwendigen Konditionierungs- und Reinigungsprozesse erläutert.

3.3.1 Verunreinigungen des Produktgases

Neben den Hauptprodukten der Vergasung, Kohlenstoffmonoxid, Kohlenstoffdioxid, Wasserstoff, Methan und Wasserdampf, fallen auf Grund von nicht vollständigen Reaktionen oder unerwünschten Sekundärreaktionen Verunreinigungen in Form von längerkettigen Kohlenwasserstoffen bzw. Teeren, Partikeln, Alkalien, Stickstoff-, Halogen- und Schwefelverbindungen an. Die Verunreinigungen können, wie bereits erwähnt, die Aktivität von Katalysatoren und damit die Produktionsmengen negativ beeinflussen sowie Erosion, Korrosion und Ablagerung in Anlagenteilen verursachen und zu unerwünschten Umweltbelastungen führen (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009).

Bei Prozesstemperaturen unter 300°C kondensieren Teere in nachgeschalteten Anlagenteilen und können diese verkleben. Aus diesem Grund ist es erforderlich, dass Teere aus dem Produktgas entfernt oder ihre Entstehung durch geeignete Prozessführung unterbunden wird. Dies gilt insbesondere für katalytische Syntheseanwendungen. Durch hohe Vergasungstemperaturen kann eine vollständige Umwandlung der bei der pyrolytischen Zersetzung entstehenden Teere gewährleistet werden. Durch eine prompte Abkühlung des Produktgases direkt im Anschluss an die Vergasung werden weiterhin unerwünschte Sekundärreaktionen vermieden, bei denen sich erneut Teere bilden können. Die Flugstromdruckvergasung weist diese Prozessbedingung auf (Knoef 2005). Aus diesem Grund wird in dem in dieser Arbeit betrachteten BtL Konzept eine Flugstromdruckvergasung angewendet.

Verunreinigungen durch Partikel können aus nicht vollständig umgesetztem Einsatzstoff, Koks, Bettmaterial oder anorganischen Aschen, die in unterschiedlichen Mengen im Einsatzstoff enthalten sind, entstehen. Durch Ablagerung von Partikeln kann es zu Verstopfungen und Erosion der Anlagenteile kommen. Um dies zu verhindern, müssen Partikel ausreichend abgeschieden werden. Durch die nahezu vollständige Umsetzung des Einsatzstoffes im Flugstromdruckvergaser und das nicht vorhandene

Bettmaterial beschränken sich die Partikelverunreinigungen bei dieser Vergasertechnologie auf die Aschepartikel. Diese werden durch mehrere Gaswäscher, die der Syntheseanwendung vorgeschaltet sind, aus dem Produktgas entfernt.

Natrium- und Kaliumverbindungen, die bei Vergasungstemperaturen über 800°C verdampfen, sind die häufigsten Alkalien, die im Produktgas vorkommen. Bei Temperaturen unter 600°C könnten die Alkalien feste Ablagerungen auf Anlagenteilen oder kleine Partikel bilden (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009). Durch das spezielle Design des Flugstromdruckvergasers fällt der Großteil der Ablagerungen auf dem Schlackeschirm des Vergasers an und gelangt nicht in die sensibleren Anlagenteile.

Stickstoffverbindungen im Produktgas entstehen aus im Einsatzstoff gebundenem Stickstoff und fallen zum Großteil als Ammoniak (NH_3) und in geringerem Umfang als HCN-Verbindungen an. Diese Stickstoffverbindungen müssen vor der Synthese aus dem Produktgas entfernt werden, um eine Vergiftung der Katalysatoren zu verhindern. Schwefelverbindungen im Produktgas sind ebenfalls auf im Einsatzstoff enthaltenen Schwefel zurückzuführen. Die Schwefelkonzentration von Biomassearten wie Stroh oder Waldrestholz ist allerdings so gering, dass keine zusätzliche Abscheidung zur Stickstoffverbindungsabscheidung benötigt wird. Halogenverbindungen (HCl) treten beim Einsatz von Holz kaum auf, beim Einsatz von halmgutartiger Biomasse, z.B. Stroh, können diese jedoch deutlich höher liegen und den Einsatz zusätzlicher Reinigungsschritte erforderlich machen (Hofbauer, Rauch & Ripfel-Nitsche 2009).

3.3.2 Konditionierungs- und Reinigungsprozesse

Um das Produktgas in Syntheseanwendungen zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien zu nutzen, gelten in Bezug auf die Abscheidung von Verunreinigungen aus dem Produktgas hohe Anforderungen. Für die meisten Syntheseanwendungen sind Konzentrationen in Bezug auf Teer von $<0,1 \text{ mg/Nm}^3$, Partikel $<0,1 \text{ ppm}$, Alkalien von $<10 \text{ ppb}$, Ammoniak $<10 \text{ ppm}$, andere Stickstoffverbindungen (HCN) von $<20 \text{ ppb}$, Schwefelverbindungen $<60 \text{ ppb}$ und Halogenverbindungen $<10 \text{ ppb}$ gefordert (Leibold, Hornung & Seifert 2008). Um diese hohen Anforderungen an die Reinheit des Synthesegases erfüllen zu können, werden in kommerziell betriebenen Anlagen zur Herstellung von synthetischen Kraftstoffen aus beispielsweise Kohle vor allem Tieftemperaturwäschen, wie z.B. der Rectisol

Prozess, angewendet (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009). Neben der Abscheidung von Verunreinigungen gilt es auch, unerwünschte Komponenten des Produktgases, die nicht an den Synthesereaktionen teilhaben, z.B. Kohlenstoffdioxid, vor der Synthese abzutrennen. Dies kann ebenfalls mit Hilfe einer Tieftemperaturwäsche erfolgen. Weiterhin muss die Zusammensetzung des Produktgases auf die jeweilige Syntheseanwendung angepasst werden, d.h. das Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid wird mit Hilfe eines Wassergas-Shiftreaktors eingestellt (Hofbauer, Rauch & Ripfel-Nitsche 2009). Im Folgenden werden nun die wesentlichen Verfahrensschritte der Gaskonditionierung und Gasreinigung, wie sie im betrachteten BtL Konzept angewendet werden, vorgestellt. Das Produktgas der Flugstromdruckvergasung wird zunächst durch ein Wäschersystem vom Großteil der Verunreinigungen befreit, danach erfolgen die Einstellung des Verhältnisses von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid und schließlich die Tieftemperaturwäsche, um Kohlenstoffdioxid und Spuren von Verunreinigungen zu entfernen. Die derzeit in der Entwicklung befindlichen Verfahren zur Heißgasreinigung bieten ein großes Potential für Verbesserungen des Wirkungsgrades des betrachteten BtL Konzepts, da Abkühlungs- und Aufheißvorgänge redundant würden, allerdings gibt es derzeit keine kommerziell verfügbare Technologie, die die Reinheitsanforderungen von Syntheseanwendungen erfüllen kann (Leibold, Hornung & Seifert 2008).

3.3.2.1 Wäscher

Um Teer, Partikel und große Teile der übrigen Verunreinigungen des Produktgases zu entfernen, werden hintereinander geschaltete Wäscher eingesetzt. In einem Wäscher werden die Verunreinigungen mit Hilfe einer Waschflüssigkeit, z.B. Wasser, aus dem Produktgas abgeschieden. Die Waschflüssigkeit wird in Abhängigkeit von der Bauform des Wäschers in den Apparat eingeleitet. Sofern Wasser als Waschflüssigkeit verwendet wird, ist eine Eintrittstemperatur des Gases unter 100°C erforderlich. Bei Betriebsdrücken oberhalb des Umgebungsdruckes kann die Eintrittstemperatur erhöht werden. Verdampft bei der Wäsche ein Teil der Waschflüssigkeit, muss diese in der Regel in einem nachgeschalteten Trocknungs- bzw. Kühlungsschritt zurückgewonnen werden. Die entstehenden Abwässer, die mit Teer, Partikeln und sonstigen Verunreinigungen beladen sind, müssen in einem Behandlungsschritt aufbereitet werden (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009).

3.3.2.2 Einstellung des Wasserstoff-Kohlenstoffmonoxid-Verhältnisses

In der Regel entspricht die Zusammensetzung des bei der Vergasung entstehenden Produktgases nicht den durch die Stöchiometrie der Synthesereaktion vorgegebenen Verhältnissen. Mit Hilfe der in Formel 2-5 dargestellten homogenen Wassergas-Reaktion lässt sich das Verhältnis von Wasserstoff (H_2) zu Kohlenstoffmonoxid (CO) für eine bestimmte Syntheseanwendung einstellen. Für eine DME Synthese muss das H_2 :CO Verhältnis auf 1:1, für eine Fischer-Tropsch Synthese auf 2:1 erhöht werden. Bei einer Vergasung mit dem Ziel der Wasserstoffproduktion wäre weiterhin möglich, nahezu das gesamte CO im Produktgas mit Wasserdampf in H_2 und CO_2 umzuwandeln (Segatz 2012). Die Einstellung des Reaktionsgleichgewichts erfolgt weitestgehend druckunabhängig und bei Temperaturen über $950^\circ C$ auch ohne Katalysator sehr schnell. Das gewünschte Gleichgewicht in Bezug auf die Wasserstoffkonzentration kann in der Regel bei niedrigeren Temperaturen unter Zuhilfenahme eines Katalysators erreicht werden. Kommerziell stehen zur Kohlenstoffmonoxidumwandlung zwei Verfahren zur Verfügung. Zum einen ein Hochtemperatur-Shift bei Temperaturen zwischen 300 und $510^\circ C$ mit kupferbasiertem Katalysator und zum anderen ein Niedertemperatur-Shift bei 180 bis $270^\circ C$ mit einem Katalysator auf Basis von Kupfer-Zink-Aluminium-Oxiden (Hofbauer, Rauch & Ripfel-Nitsche 2009). Die Hochtemperatur-Shiftreaktion erreicht das chemische Gleichgewicht schneller, ist jedoch auf Grund der höheren Temperaturen aus energiebilanzieller Sicht häufig nachteilig.

Weiterhin wird die CO-Shiftreaktion in eine saure und eine süße unterteilt. Diese Unterscheidung bezieht sich auf den Schwefelverbindungsgehalt des Produktgases. Man spricht von einer süßen Shiftreaktion, wenn der Gehalt an Schwefelverbindungen nahe null ist. Dies ist beim Einsatz von unbelasteter Biomasse in der Regel der Fall. Beim Einsatz von fossiler Kohle wäre einer süßen Shiftreaktion noch ein Tieftemperaturwäscher vorzuschalten, der die Schwefelverbindungen aus dem Produktgas entfernt. In diesem Fall wäre eine saure Shiftreaktion allerdings zu bevorzugen, deren Katalysator die Schwefelverbindungen toleriert. Wird der Tieftemperaturwäscher nämlich nachgeschaltet, kann Kohlenstoffdioxid zusammen mit den Schwefelverbindungen in einem Verfahrensschritt entfernt werden (Grol & Yang 2009).

3.3.2.3 Tieftemperaturwäsche bzw. physikalische Sauergaswäsche

Um die Verwendung des Produktgases der Vergasung in Synthesereaktoren zu ermöglichen, müssen die Verunreinigungen bis auf eine Konzentration von wenigen ppm bzw. ppb entfernt werden. Weiterhin ist es für die Baugröße und den Umsatz der Synthesereaktoren von Vorteil, wenn das als Inertgas mitzuführende Kohlenstoffdioxid zuvor abgetrennt wird. Diese beiden Aufgaben können mit Hilfe einer Tieftemperaturwäsche bzw. physikalischen Sauergaswäsche des Produktgases erfüllt werden. Eine für großtechnische Anlagen kommerziell angebotene Tieftemperaturwäsche ist beispielsweise der Rectisol Prozess, der von Lurgi, Sasol, Shell und GE angewendet wird (Lurgi GmbH 2011). Für diese physikalische Gaswäsche wird auf -40 bis -80°C gekühltes Methanol als Lösemittel zur Absorption von Stickstoff-, Schwefelverbindungen und Kohlenstoffdioxid eingesetzt. Die Löslichkeit von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid in Methanol hingegen ist sehr niedrig, wodurch die Verluste an Synthesegas gering sind. Die gelösten Komponenten werden anschließend durch eine Druckreduktion und ggf. Aufheizung des Lösemittels wieder desorbiert. Methanol ist ein chemisch und thermisch stabiles Lösemittel, so dass durch die Ab- und Desorption der sauren Gaskomponenten keine Verschlechterung in der Abscheideleistung des Lösemittels auftritt. Auf Grund der verschiedenen Löslichkeiten von Kohlenstoffdioxid und anderer Verunreinigungen in Methanol, können die einzelnen Komponenten getrennt zurückgewonnen werden (Hofbauer, Rauch & Ripfel-Nitsche 2009). Somit ist es beispielsweise möglich, Kohlenstoffdioxid zurückzugewinnen, das die Anforderungen einer Sequestrierung erfüllt. Eine Übersicht über vergleichbare, ebenfalls kommerziell verfügbare Gasreinigungsverfahren kann in Hofbauer, Rauch, & Ripfel-Nitsche 2009 gefunden werden.

3.4 Synthese von Kraftstoffen und Chemikalien

Das gereinigte Synthesegas, das nur aus Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid besteht, kann in Abhängigkeit vom eingestellten Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid mit Hilfe verschiedener Syntheseschritte zu Kraftstoffen und Chemikalien umgewandelt werden. Im Folgenden werden die insbesondere für das betrachtete BtL Konzept relevanten Verfahren der Dimethylether und Fischer-Tropsch Synthese näher ausgeführt.

3.4.1 Dimethylether (DME) Synthese

Um aus Synthesegas Kraftstoffe und Chemikalien mit Hilfe der Dimethylether Synthese herzustellen, sind zwei Syntheseschritte notwendig. Im ersten Schritt wird Synthesegas in Dimethylether (DME) umgewandelt und im zweiten Schritt wird DME zu Kohlenwasserstoffen umgesetzt. Die Endprodukte können dabei Grundchemikalien bzw. Olefine, wie Ethylen und Propylen, sowie Kraftstoffe, wie Benzin oder Kerosin, sein. Aber auch das Zwischenprodukt DME kann bereits in speziellen Motoren als Kraftstoff oder als Additiv in verschiedenen Anwendungen, wie z.B. als Treibgas in Spraydosen, eingesetzt werden (Stiefel 2011). Im Folgenden wird jedoch nur die Herstellung von Kohlenwasserstoffen via DME Synthese betrachtet.

3.4.1.1 Reaktionen

Um DME aus Synthesegas zu synthetisieren, können zwei Prozessrouten verfolgt werden. Beim zweistufigen Prozess wird Synthesegas zunächst zu Methanol umgesetzt, welches in der zweiten Stufe zu DME dehydriert wird. Beim einstufigen Prozess finden die beiden Reaktionsschritte gleichzeitig und ergänzt um die homogene Wassergasreaktion statt. Im Folgenden sind die Reaktionen der Methanolsynthese (3-7), Methanoldehydrierung (3-8), die homogene Wassergasreaktion (3-9) sowie die resultierende Gesamtreaktion der einstufigen DME Synthese (3-10) zusammengefasst. Der Vorteil der einstufigen DME Synthese ist, dass ein stöchiometrisches Verhältnis von H_2 zu CO von 1:1 notwendig ist und dieses sehr nahe an der natürlichen Zusammensetzung des bei der Biomassevergasung gewonnenen Synthesegases liegt.



Die in Formel 3-10 zusammengefasste Gesamtreaktion der einstufigen DME Synthese ist eine exotherme und molzahlunbeständige Reaktion, d.h. bei der Reaktion wird Wärme frei und die Stoffmenge auf ein Drittel reduziert. Das Gleichgewicht kann daher durch niedrige Temperaturen und erhöhten Druck in Richtung DME und CO_2 verschoben werden (Stiefel 2011). Bei Temperaturen um $250^\circ C$ und bei Drücken um 35 bar lassen sich CO-Umsätze

von ca. 85% erzielen. Die Produkte der einstufigen DME Synthese setzen sich aus je ca. 49% DME und CO₂ sowie 1,5% Methanol und 0,5% Wasser zusammen (Dahmen 2010; Garcia-Trenco & Martinez 2012; Stiefel et al. 2011).

In einem weiteren Syntheseschritt wird DME bzw. das Gemisch aus DME und Methanol zu Kohlenwasserstoffen umgesetzt. Die folgende Gleichung zeigt das grundsätzliche Reaktionsschema von DME zu Kohlenwasserstoffen.



DME wird dabei in zwei CH₂-Monomere und Wasser aufgespalten. Die Kohlenwasserstoffketten werden aus den CH₂-Monomeren aufgebaut, deren Länge durch die Wahl der Porengröße des Katalysators beeinflusst werden kann (Kvisle et al. 2008). Chang & Silvestri haben herausgefunden, dass die Dehydrierung von Methanol der einzige Unterschied zwischen der Kohlenwasserstoff Synthese aus Methanol und DME ist. Die Dehydrierung von Methanol zu DME ist der erste Reaktionsschritt bei der Umsetzung von Methanol zu Kohlenwasserstoffen. Da die Methanoldehydrierung keinen Einfluss auf die Produktzusammensetzung der Kohlenwasserstoffe hat, können die Prozessentwicklungen für die Umsetzung von Methanol zu Kohlenwasserstoffen auch für die Umsetzung von DME oder Gemischen aus DME und Methanol eingesetzt werden (Chang & Silvestri 1977). Die Umwandlung von DME in Kohlenwasserstoffe ist ein komplexes Reaktionsnetzwerk aus Methylierung, Oligomerisierung, Kohlenwasserstoffbildung und -aufspaltung, das stark vom Design des gewählten Katalysators abhängt (Kvisle et al. 2008). Typische Katalysatoren werden in Kapitel 3.4.1.3 vorgestellt.

3.4.1.2 Produktverteilung

Die Produktverteilung der Kohlenwasserstoffe lässt sich über die Prozessbedingungen sowie das Design des Katalysators steuern. Im Folgenden werden für die Umwandlung von DME zu Kohlenwasserstoffen zwei Prozesse betrachtet, die das Ziel haben, zum einen die Benzinfraktion und zum anderen die Olefinfraktion mit Ethylen und Propylen zu maximieren.

Experimentelle Daten zu Prozessbedingungen und Produktverteilungen der Umwandlung von DME in Benzin wurden aus Literaturangaben übernommen sind in Tabelle 3-4 zusammengefasst (Chang & Silvestri 1977; Fujimoto et al.

1986; Jones & Zhu 2009; Kvisle et al. 2008; Lee, Gogate & Kulik 1995; Phillips et al. 2011). Bei Drücken um 33 bar und Temperaturen von ca. 380°C kann DME vollständig zu Kohlenwasserstoffen und Wasser umgesetzt werden. Bei der Umsetzung von DME verhalten sich CO₂ und nicht umgesetztes Synthesegas als inerte Komponenten. Die Kohlenwasserstoffprodukte setzen sich aus ca. 22% leichten Gasen, 66% Leichtbenzin und 12% Schwerbenzin zusammen. Die bedeutendste Komponente der Schwerbenzinfraction ist Durol (1,2,4,5-Tetramethylbenzol), da dieses in einem weiteren Prozessschritt umgewandelt werden muss, um die für Benzin geltenden Spezifikationen einzuhalten. Das Durol wird in einer Wasserstoffatmosphäre bei ca. 32 bar und 220°C zu Komponenten mit niedrigeren Schmelzpunkten isomerisiert. Danach können Leicht- und Schwerbenzin gemischt werden und erfüllen die geltenden Spezifikationen für kommerziellen Benzinkraftstoff.

Die Prozessbedingungen sowie die Produktverteilung für die Herstellung von Olefinen, vor allem Ethylen und Propylen, aus DME sind ebenfalls in Tabelle 3-4 zusammengefasst. Die Prozessbedingungen sind durch niedrigere Drücke von ca. 4 bar und höhere Temperaturen um 450°C für die Synthetisierung von kürzeren Kohlenwasserstoffen angepasst (Chang & Silvestri 1977). Weiterhin sind die für die Herstellung von Olefinen verwendeten Katalysatoren durch kleinere Porengrößen charakterisiert, wodurch die Bildung von langen Kohlenwasserstoffketten unterbunden wird (Kvisle et al. 2008). Durch diese Prozessanpassungen kann ein Masseanteil von Ethylen und Propylen an der gesamten Kohlenwasserstoffproduktion von ca. 84% erreicht werden (Chang & Silvestri 1977; Haro et al. 2011).

Tabelle 3-4: Umwandlung von DME in Kohlenwasserstoffe (Chang & Silvestri 1977; Fujimoto et al. 1986; Jones & Zhu 2009; Kvisle et al. 2008; Lee, Gogate & Kulik 1995; Phillips et al. 2011)

Hauptprodukt		Benzin	Olefine
Temperatur in °C		380	450
Druck in bar		33	4
DME-Umsatz		1,0	1,0
Inerte Komponenten in % (Stoffmengenanteil)	CO ₂ , CO, H ₂ , H ₂ O	66,5	39,1
Kohlenwasserstoffverteilung in % (Masseanteil)	Ethylen	0,8	45,1
	Propylen	0,4	38,7
	Andere leichte Gase	18,2	7,9
	Butene	2,5	8,3
	Leichtbenzin	66,3	-
	Schwerbenzin	11,8	-

Ein weiterer Prozessschritt ermöglicht es, einen Teil der Olefine zu Benzin umzuwandeln. Diese Umwandlung wird in einem Festbettreaktor bei 29 bar Betriebsdruck und 340°C Reaktionstemperatur durchgeführt (Avidan 1988). Die Olefine werden vollständig umgesetzt und der Vorteil dieses Umwandlungsschrittes im Vergleich zur direkten Umsetzung von DME zu Benzin ist, dass das Benzin aus Olefinen qualitativ hochwertiger und z.B. frei von Durol ist (Avidan 1988; Keil 1999; Kvisle et al. 2008).

3.4.1.3 Katalysatoren

Für die einstufige DME Synthese wird in der Regel eine Kombination von Methanolsynthese- und Methanoldehydrierungs-Katalysatoren verwendet. Die Methanolsynthese und die homogene Wassergas-Reaktion werden durch Katalysatorsysteme, basierend auf Kupfer, Zinkoxid und Aluminiumoxid, durchgeführt. Die Dehydrierung des Methanols erfolgt mit Hilfe von Zeolithen (Stiefel et al. 2011).

Um DME in einem weiteren Syntheseschritt zu Kohlenwasserstoffen umzusetzen, bieten sich zwei Möglichkeiten an. Zum einen lassen sich Kohlenwasserstoffe mit Kettenlängen erzeugen, die vorrangig im Bereich von Benzin liegen und daher als Kraftstoff genutzt werden können. Für diesen Zweck werden vor allem Zeolithe als Katalysator eingesetzt, die bei

Temperaturen zwischen 300 und 500°C ein Kohlenstoffspektrum erzeugen mit Kettenlängen zwischen 1 und 10. Zum anderen kann auch eine Route in Richtung Grundchemikalien, wie Ethylen und Propylen, eingeschlagen werden. Hierfür werden Katalysatoren auf Basis von Silicium, Aluminium und Phosphor eingesetzt, die als eine Art Molekularsieb agieren und das Wachstum der Kohlenwasserstoffketten beschränken (Kvisle et al. 2008). Die angesprochene Möglichkeit, einen Teil der Olefine zu Benzin umzuwandeln, wird wiederum durch Zeolith-Katalysatoren unterstützt (Avidan 1988).

3.4.1.4 Verfügbare Technologien

Technologien für den Umwandlungsschritt von Synthesegas in DME werden von den Firmen Haldor Topsøe A/S, Toyo Engineering Ltd., Air Liquide, S.A. und JFE Holding Inc. bereits kommerziell angeboten. Diese Prozesse sind für Synthesegas aus verschiedenen Rohstoffen geeignet, sie umfassen Erdgas, Kohle und auch Biomasse. Die Haldor Topsøe A/S betreibt seit mehr als 20 Jahren Forschung auf dem Gebiet der DME Synthese und hat bereits einen Kombikatalysator für die einstufige DME Synthese entwickelt. Die industrielle Herstellung von DME aus Biomasse erprobt Haldor Topsøe A/S momentan mit weiteren Partnern in Piteå, Schweden. Der hergestellte DME wird direkt als Kraftstoff in umgerüsteten Nutzfahrzeugen eingesetzt (Granberg, Nelving & Landälv 2010). Die JFE Holding Inc. betreibt außerdem seit 2006 eine Demonstrationsanlage für die einstufige DME Synthese in einem Slurryreaktor mit einer Kapazität von ca. 100 t pro Tag (Stiefel 2011).

Die Herstellung von Benzin oder auch Olefinen aus Methanol wurde bereits in den 1980er Jahren im Zuge der Ölkrise erforscht und erste Anlagen wurden errichtet. Die Anlagen mit Kapazitäten von bis zu 10.000 Barrel pro Tag wurden allerdings wieder stillgelegt, nachdem sich der Ölpreis wieder normalisiert und die Prozesse zur Benzinherstellung aus Methanol unwirtschaftlich gemacht hat (Keil 1999). Anlagen dieser Art können neben Methanol auch Mischungen aus Methanol und DME oder nur DME als Einsatzstoff verwenden (Chang & Silvestri 1977). Derzeit sind neben Demonstrationsanlagen mit Kapazitäten von wenigen Tonnen pro Tag keine kommerziellen Anlagen zur Herstellung von Kohlenwasserstoffen aus DME oder Methanol in Betrieb (Kvisle et al. 2008).

3.4.2 Fischer-Tropsch Synthese

Die Fischer-Tropsch Synthese beschreibt die Hydrierung von Kohlenstoffmonoxid zu Paraffinen, Olefinen und weiteren sauerstoffhaltigen Produkten, dabei folgt das schrittweise erfolgende Wachstum der Kohlenwasserstoffe der Schulz-Flory-Verteilung (Kraum 1999). Die Fischer-Tropsch Synthese kann für das jeweils gewünschte Produktspektrum angepasst werden, dieses kann von leichten Kohlenwasserstoffen über Benzin und Diesel bis hin zu Spezialwachsen reichen.

3.4.2.1 Reaktionen

Die Bildung von Kohlenwasserstoffen bei der Fischer-Tropsch Synthese ist ein komplexes Netzwerk aus zahlreichen Reaktionen. Den wichtigsten Mechanismus stellt dabei die Bildung eines CH_2 -Monomers dar, welches den Startpunkt für die anschließenden Polymerisierungsreaktionen zu länger-kettigen Paraffinen und Olefinen setzt. Die Polymerisierungsreaktionen der Fischer-Tropsch Synthese setzen sich aus den Teilschritten Adsorption der Edukte, Ketteninitiierung, Kettenwachstum, Kettenterminierung und Produktdesorption sowie Readsorption und weiteren sekundären Reaktionen zusammen (Trepanier 2010).

Im ersten Teilschritt der Fischer-Tropsch Synthese werden die Edukte H_2 und CO dissoziativ an der Oberfläche des Katalysators adsorbiert und bilden einzelne C, O und H Atome. Anschließend beginnt die Ketteninitiierung, dabei entstehen mehrere Kohlenwasserstoffverbindungen, wie z.B. CH , CH_2 und CH_3 . Im dritten Teilschritt findet das Kettenwachstum statt, indem CH_2 (Methylen) Monomere in die wachsenden Kohlenwasserstoffe eingesetzt werden. Das Kettenwachstum wird entweder durch die Abspaltung eines Wasserstoffatoms terminiert, dabei entstehen Olefine, oder durch Anfügen eines Wasserstoffatoms bzw. einer CH_3 Verbindung, wodurch Paraffine gebildet werden. Nach der Desorption der Olefine und Paraffine von der Katalysatoroberfläche können diese an anderen Stellen der Katalysatoroberfläche weitere sekundäre Reaktionen durchlaufen, bevor sie den Reaktor verlassen. Mögliche Sekundärreaktionen stellen dabei die Hydrierung von Olefinen zu Paraffinen, Isomerisierung, Aufspaltung in kürzere Kohlenwasserstoffe und das Einfügen in wachsende Kohlenwasserstoffe, welches vor allem bei C_2H_4 und C_3H_6 Olefinen stattfindet, dar. Die Zusammensetzung der Endprodukte wird durch die Sekundärreaktionen stark

beeinflusst, da diese die Art und die Molmasse der Endprodukte bestimmen (van der Laan 1999).

Die Stöchiometrie aller an der Fischer-Tropsch Synthese beteiligten Reaktionen lassen sich an Hand der beiden folgenden Basisreaktionen zusammenfassen:



Die Umwandlung von Synthesegas in Paraffine ist in Formel 3-12 dargestellt, die Umwandlung in Olefine in Formel 3-13. Aus der Stöchiometrie dieser beiden Reaktionsgleichungen ergibt sich ein Verhältnis von Wasserstoff (H_2) zu Kohlenstoffmonoxid (CO) im Synthesegas von genau 2:1 (Formel 3-12) bzw. etwas größer 2:1 (Formel 3-13). Beide Reaktionen sind stark exotherm, die bei der Umwandlung frei werdende Reaktionswärme beträgt zwischen 160 und 170 kJ pro Mol (Dry 2008). Eine weitere Reaktion bei der Fischer-Tropsch Synthese ist die in Formel 2-5 bereits erläuterte Wassergas-Reaktion. Im Hinblick auf die Endprodukte bei der Fischer-Tropsch Synthese ist diese Reaktion allerdings unerwünscht und kann durch die Verwendung von Kobalt-Katalysatoren minimiert werden. Die in Formel 2-3 beschriebene Boudouard-Reaktion, die die Umwandlung von Kohlenstoffmonoxid zu elementarem Kohlenstoff und Kohlenstoffdioxid beschreibt, ist wie die Bildung von Methan eine unerwünschte Nebenreaktion bei der Fischer-Tropsch Synthese. Beide Nebenreaktionen können durch geeignete Wahl der Prozessbedingungen reduziert werden. Die wichtigsten Parameter sind dabei die Reaktionstemperatur, der Betriebsdruck sowie das Verhältnis von H_2 zu CO. Die Temperaturen bei der Fischer-Tropsch Synthese werden in der Regel zwischen 200 und 350°C variiert und an das gewünschte Produktspektrum angepasst. Niedrige Temperaturen begünstigen die Bildung von langkettigen Kohlenwasserstoffen und reduzieren die Entstehung von elementarem Kohlenstoff sowie Methan. Typische Betriebsdrücke der Fischer-Tropsch Synthese liegen zwischen 1 und 40 bar (Trepanier 2010). Mit steigendem Betriebsdruck wächst die durchschnittliche Kettenlänge der Produkte und gleichzeitig wird die Bildung von Methan verringert (van der Laan 1999). Eine Erhöhung des Verhältnisses von H_2 zu CO auf Werte größer als zwei wirkt sich negativ auf die durchschnittliche Kettenlänge aus und fördert die Methanbildung. Um die Fraktion der flüssigen Fischer-Tropsch Produkte zu

maximieren, sollte die Synthese bei relativ niedrigen Temperaturen, hohen Betriebsdrücken und einem Verhältnis von H₂ zu CO von ca. zwei ablaufen.

3.4.2.2 Produktverteilung

Schulz und Flory haben eine statistische Beschreibung für die Produktverteilung bei Polymerisierungs- und Oligomerisierungsreaktionen entwickelt, die durch Anderson auf die Produktverteilung der Fischer-Tropsch Synthese angepasst wurde (Dry 2008). Die grundsätzliche Annahme für diese statistische Beschreibung ist, dass die Rate des Kettenwachstums und der Kettenterminierung beide unabhängig von der Kettenlänge der gebildeten Kohlenwasserstoffe sind. Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α , definiert als Verhältnis von Kettenwachstumsrate und der Summe aus Kettenwachstums- und Kettenterminierungsrate, ist daher konstant. Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit bestimmt die Produktverteilung und ist abhängig von den Prozessbedingungen sowie der Wahl des Katalysators (Dry 2008). Mit der Anderson-Schulz-Flory-Verteilung werden die Stoffmengen- (Formel 3-14) und Masseanteile (Formel 3-15) der Fischer-Tropsch Produkte in Abhängigkeit von der Kohlenstoffzahl n berechnet (van der Laan 1999).

$$x_n = \alpha^{n-1} \cdot (1-\alpha) \quad (3-14)$$

$$\omega_n = \alpha^{n-1} \cdot (1-\alpha)^2 \cdot n \quad (3-15)$$

Je größer die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit, desto größer ist die durchschnittliche Kettenlänge der Fischer-Tropsch Produkte. Produkte mit einer Kettenlänge von ein bis vier Kohlenstoffatomen liegen gasförmig vor. Kohlenwasserstoffe mit fünf bis zwölf Kohlenstoffatomen bilden die sogenannte Naphtha- oder Rohbenzinfraction. Kettenlängen von 13 bis 20 ergeben die Destillatfraction, die zu Diesel veredelt werden kann. Kohlenwasserstoffe mit einer Kettenlänge größer 20 liegen als Feststoffe vor. Diese sogenannten Wachse können als Spezialchemikalien verwendet werden oder in Diesel- und Benzinfraction aufgespaltet werden (Dry 2002). Neben der Kettenlänge der Produkte ist weiterhin die Verteilung der Kohlenwasserstoffisomere von Interesse. Eine durchschnittliche Verteilung für einen kommerziellen Kobalt-Katalysator in einer Niedertemperatur Syntheseanwendung ist in Dry (2008) ausgeführt. Die Naphthafraction besteht zu ca. 60% aus Paraffinen und 40% Olefinen. Der Anteil an sauerstoffhaltigen Verbindungen liegt unter 1%. Für Kohlenwasserstoffe mit Kettenlängen

größer 12 beträgt der Anteil der Paraffine 95% und der Olefine 5%. Sauerstoffhaltige Verbindungen sind kaum vorhanden (Dry 2008).

3.4.2.3 Katalysatoren

Um die exothermen Fischer-Tropsch Synthesereaktionen zu unterstützen, werden in der Regel metallische Katalysatoren gewählt. Die am häufigsten verwendeten Metalle nach aufsteigender katalytischer Aktivität sind: Iridium, Platin, Palladium, Rhodium, Kobalt, Eisen und Ruthenium (Kraum 1999). Die Untersuchungen in dieser Arbeit zur Herstellung von Fischer-Tropsch Kraftstoffen basieren auf experimentellen und veröffentlichten Daten zu Kobalt-Katalysatoren (Geerlings et al. 1999; Hoek 2006; Tijmensen et al. 2002; Trepanier 2010; van der Laan 1999). Obwohl die katalytische Aktivität von Kobalt im Vergleich zu Eisen oder Ruthenium niedriger ist, scheinen Kobalt-Katalysatoren für die Herstellung von Kraftstoffen besser geeignet, da sie zu einer hohen Kettenwachstumswahrscheinlichkeit führen und die unerwünschte homogene Wassergas-Reaktion nur sehr gering unterstützen (Kraum 1999). Außerdem haben sie im Vergleich zu eisenbasierten Katalysatoren eine deutlich größere Lebensdauer, wodurch ihre höheren Materialkosten kompensiert werden.

Der Einfluss von Prozessbedingungen und Katalysatortyp im Fischer-Tropsch Reaktor auf die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α wurde experimentell untersucht. Formel 3-16 stellt den Zusammenhang zwischen der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α und der Reaktionstemperatur T sowie den Stoffmengenanteilen von H_2 und CO für Kobalt-Katalysatoren dar (Song et al. 2004).

$$\alpha = \left(A \cdot \frac{z_{CO}}{z_{H_2}} + B \right) \cdot [1 - 0,0039 \cdot (T - 533)] \quad (3-16)$$

Die Reaktionstemperatur T wird dabei in Kelvin angegeben, der Parameter A beträgt den Wert $0,2332 \pm 0,074$ und Parameter B den Wert $0,633 \pm 0,042$.

3.4.2.4 Verfügbare Technologien

Ein Hauptziel beim Design von Fischer-Tropsch Reaktoren ist es, die große Reaktionswärme der Synthese effektiv abzuleiten, um Schäden am Reaktor bzw. Katalysator zu vermeiden. Die kommerziell zur Kraftstoff- und Chemikalienherstellung verwendeten Reaktordesigns der Niedertemperatur Fischer-Tropsch Synthese sind zum einen ein Rohrbündel-Festbettreaktor und zum anderen ein Slurryreaktor (van der Laan 1999). Beim Rohrbündel-

Festbettreaktor ist der Katalysator in einem Festbett in die einzelnen Rohre mit 3 bis 5 cm Durchmesser gepackt. Die Wärmeübertragung erfolgt durch Dampferzeugung außerhalb der Rohre. Um niedrigere Reaktionstemperaturen zu erzielen, werden kleinere Rohrdurchmesser gewählt. Bei der Verwendung von Kobalt-Katalysatoren müssen auf Grund der höheren katalytischen Aktivität im Vergleich zu eisenbasierten Katalysatoren niedrigere Rohrdurchmesser eingesetzt werden. Weiterhin können zur Temperaturkontrolle im Reaktor gasförmige Fischer-Tropsch Produkte und nicht umgesetztes Synthesegas rezykliert werden (Larson, Haiming & Fuat 2005). Das Synthesegas wird von oben durch die senkrecht angeordneten Katalysatorröhren geleitet, die flüssigen und gasförmigen Produkte der Fischer-Tropsch Synthese können am Boden des Reaktors getrennt entnommen werden. Beim Slurryreaktor hingegen ist die Produktgewinnung komplexer. Beim Slurryreaktor befinden sich die Katalysatorpartikel in einer Suspension mit den flüssigen Syntheseprodukten, die von unten mit dem Synthesegas durchströmt wird. Die Schwierigkeit besteht darin, die flüssigen Produkte von den Katalysatorpartikeln zu trennen. Um die Reaktortemperatur konstant zu halten, wird Wasser mit Hilfe eines Röhrensystems durch die Suspension geleitet und somit Dampf erzeugt. Ein weiteres Problem stellt die Vergiftung des Katalysators dar, da bei Einbringen von Katalysatorgiften in den Reaktor sofort der gesamte Katalysator ausgetauscht werden muss. Die Vorteile des Slurryreaktors im Vergleich zum Rohrbündel-Festbettreaktor bestehen in einem geringeren Druckverlust im Reaktor, der Möglichkeit, den Katalysator während des Betriebs auszutauschen sowie einem niedrigeren Investitionsvolumen (Dry 2002).

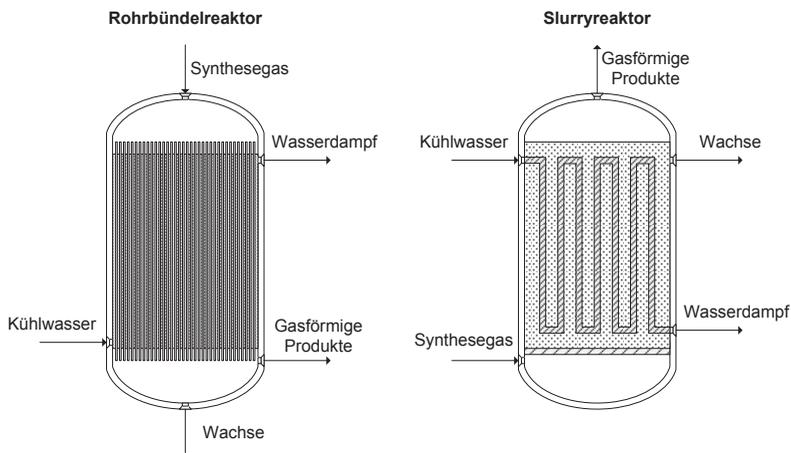


Abbildung 3-7: Fischer-Tropsch Synthesereaktoren

Gegenwärtig sind Sasol und Shell die wichtigsten Produzenten von Fischer-Tropsch Kraftstoffen und Chemikalien. Sasol betreibt seit 1955 kommerzielle Fischer-Tropsch Anlagen, die aus Kohle hergestelltes Synthesegas verwenden, und produziert mit Hilfe der Hochtemperatursynthese bei Reaktionstemperaturen zwischen 330 und 350°C hauptsächlich Benzin und leichte Kohlenwasserstoffe sowie mit der Niedertemperatursynthese bei Reaktionstemperaturen zwischen 220 und 250°C vor allem langkettige Kohlenwasserstoffe, die als Spezialwachse vermarktet werden. Für die Hochtemperatursynthese setzt Sasol einen Festbettreaktor mit eisenbasiertem Katalysator ein, den sogenannten Sasol Advanced Synthol (SAS) Reaktor, in dem sämtliche Syntheseprodukte gasförmig vorliegen. Der größte SAS Reaktor wird in Ras Laffen, Katar, mit einer Kapazität von ca. 20.000 Barrel pro Tag betrieben. Für die Niedertemperatursynthese, die ebenfalls für aus Erdgas hergestelltes Synthesegas geeignet ist, wurde der sogenannte Sasol Slurry Phase Distillate (SSPD) Reaktor entwickelt, der sowohl eisen- als auch kobaltbasierte Katalysatoren verwendet. Der größte SSPD Reaktor besitzt eine Kapazität von ca. 17.000 Barrel pro Tag (Leckel 2010; van der Laan 1999). Shell betreibt in Bintulu, Malaysia, seit 1993 den sogenannten Shell Middle Distillate Synthesis (SMDS) Prozess, bei dem langkettige Paraffine bzw. Spezialchemikalien in einem Rohr­bündelreaktor mit Kobaltkatalysator produziert werden. Nur ein sehr kleiner Teil der synthetisierten Kohlenwasserstoffe wird wieder gespalten, um als hochwertige Additive in

Kraftstoffen eingesetzt zu werden. Die SMDS Anlage in Bintulu besitzt eine Kapazität von ca. 12.500 Barrel pro Tag und wird mit Synthesegas aus Offshore-Gasfeldern beschickt (Hoek & Kersten 2004; van der Laan 1999).

In diesem Kapitel wurden die thermo-chemischen Grundlagen und die verfügbaren Technologien für die Umwandlungsprozesse des betrachteten BtL Konzepts – Pyrolyse, Vergasung, Gaskonditionierung und Gasreinigung sowie Synthese – erläutert. Im folgenden Kapitel werden die methodischen Ansätze zur techno-ökonomischen Bewertung, die für die einzelnen Umwandlungsschritte und alle Betrachtungsebenen gleichermaßen gelten, erläutert.

4 Methodische Ansätze zur Bewertung verfahrenstechnischer Prozesse

Um die Modellierung und techno-ökonomische Bewertung der verschiedenen Verfahrensschritte und -konfigurationen des BtL Konzepts durchzuführen, werden in dieser Arbeit die nachfolgend beschriebenen methodischen Ansätze verwendet. Aufgabe dieses Kapitels ist es, die benötigten Methoden zu erläutern und deren Anwendbarkeit darzulegen. Neben der Funktionsweise der jeweiligen Methode ist weiterhin die mit ihr verbundene Genauigkeit von Interesse, um die gewonnenen Ergebnisse einordnen zu können.

4.1 Stoff- und Energiebilanzierung

Die Stoff- und Energiebilanzierung dient dazu, alle Stoff- und Energieströme in ein betrachtetes System und aus diesem heraus zu erfassen, um so die verschiedenen Prozesskonfigurationen miteinander vergleichen zu können. Um die Vergleichbarkeit verschiedener Verfahrenskonfigurationen zu gewährleisten, müssen einheitliche Systemgrenzen gewählt und die jeweiligen Stoff- und Energieströme bezüglich ihrer Masse und ihres Energiegehalts beschrieben werden. Dies ist von besonderer Wichtigkeit, da innerhalb der Systemgrenzen bzw. der einzelnen Verfahrensschritte verschiedene Stoff- und Energieumwandlungsprozesse stattfinden. Da die Stoff- und Energieströme und die beteiligten Umwandlungsprozesse in einer engen Beziehung zur ökonomischen Bewertung des jeweiligen Systems stehen, ist eine genaue Abbildung notwendig (Fröhling 2012; Schultmann 2003; Spengler 1998). Die Grundlagen dafür bilden die Gesetze der Masseerhaltung und Energieerhaltung.

4.1.1 Stoffbilanzierung

Die Stoffbilanzierung folgt dem Masseerhaltungsgesetz, wonach durch chemische Reaktionen oder Stoffbearbeitungsvorgänge Materie weder geschaffen noch vernichtet werden kann und die Gesamtmasse somit konstant bleibt. Daraus folgt für ein beliebiges System, dass die Summe der Masse aller Edukte bzw. zugeführten Stoffe (m_Z) gleich der Summe aller Produkte bzw. Massen abgeführter Stoffe (m_A) und der eventuell auftretenden Stoffverluste (m_V) ist, wie in der folgenden Formel zusammengefasst (Vauck & Müller 2000).

$$\sum m_z = \sum m_A + \sum m_V \quad (4-1)$$

Durch die Erfassung der Stoffbilanz wird die Wahl entsprechender Verfahrensschritte und dazugehöriger Apparategrößen ermöglicht. In Kapitel 4.1.4 werden computergestützte Programme erläutert, die die Stoffbilanzierung unterstützen. Um die für die Stoffbilanzierung relevanten Umwandlungsprozesse hinsichtlich ihrer Effektivität zu beschreiben, werden die Begriffe Ausbeute, Umsatz und Selektivität verwendet.

4.1.1.1 Ausbeute

Die Ausbeute (Y_i) eines Produktes i kennzeichnet das Verhältnis der während des Umwandlungsprozesses entstandenen Stoffmenge des Produktes ($n_i - n_{i0}$) zu der maximal aus Edukt j zu bildenden Stoffmenge des Produktes (n_{ji}). Dabei sind n_i und n_{i0} die Stoffmengen des Produktes i nach bzw. vor dem Umwandlungsprozess. Die maximale Stoffmenge n_{ji} an Produkt i , die aus Edukt j gebildet werden kann, ergibt sich aus der Stöchiometrie des Umwandlungsprozesses (Vauck & Müller 2000).

$$Y_i = \frac{n_i - n_{i0}}{n_{ji}} \quad (4-2)$$

Gleichgewichte chemischer Reaktionen, der erreichte Grad der Gleichgewichtseinstellung, Reaktionshemmnisse und Verluste verhindern eine Ausbeute von 100%. Die Ausbeute lässt Rückschlüsse darauf zu, wie nahe man mit einer bestimmten Verfahrenskonfiguration an das theoretische Maximum heranreicht.

4.1.1.2 Umsatz

Der Umsatz (X_i) eines Eduktes i beschreibt das Verhältnis der während des Umwandlungsprozesses verbrauchten Stoffmenge des Eduktes ($n_{i0} - n_i$) zu der vor dem Umwandlungsprozess vorhandenen Stoffmenge des Eduktes n_{i0} , wie in Formel 3-3 dargestellt (Müller-Erlwein 2007).

$$X_i = \frac{n_{i0} - n_i}{n_{i0}} \quad (4-3)$$

4.1.1.3 Selektivität

Die Selektivität (S_i) gibt das Verhältnis der Ausbeute (Y_i) eines Produktes i zum Umsatz des durch die Stöchiometrie limitierenden Edukts j an.

$$S_{ji} = \frac{Y_i}{X_j} \quad (4-4)$$

Die Selektivität kann auch als Quotient aus der entstandenen Stoffmenge des Produktes i und der mit dem stöchiometrischen Faktor für die Umwandlung von Edukt j in Produkt i multiplizierten verbrauchten Stoffmenge an Edukt j begriffen werden (Smith 2005).

4.1.2 Energiebilanzierung

Nach dem 1. Hauptsatz der Thermodynamik kann Energie weder erzeugt noch vernichtet, jedoch in andere Energieformen überführt werden. Die Gesamtenergie eines beliebigen Systems bleibt also konstant und die Summe aller zugeführten Energien (W_Z) ist gleich der Summe aller abgeführten Energien (W_A) und Energieverluste (W_V) (Vauck & Müller 2000).

$$\sum W_Z = \sum W_A + \sum W_V \quad (4-5)$$

Die für diese Arbeit relevanten Energieformen, zwischen denen Umwandlungsschritte stattfinden, sind chemische, thermische, mechanische und elektrische Energie. Computergestützte Programme zur Erstellung von Energiebilanzen werden in Kapitel 4.1.4 vorgestellt.

4.1.2.1 Energetischer Wirkungsgrad

Weiterhin lässt sich aus der Energiebilanz der energetische Wirkungsgrad η ableiten. Dieser beschreibt das Verhältnis von Nutzenergie bzw. der Summe aller abgeführten Energien (W_A) zu Energieaufwand bzw. Summe aller zugeführten Energien (W_Z).

$$\eta = \frac{\sum W_A}{\sum W_Z} \quad (4-6)$$

Für die Berechnung des energetischen Wirkungsgrades ist es von besonderer Bedeutung, welche Form von Energien als Nutzenergie und welche als Energieverlust definiert wird, da die jeweiligen Energieformen von unterschiedlicher Qualität und Überführbarkeit in andere Energieformen sind. In allen Energieumwandlungsprozessen wird nutzbare und umwandelbare Energieform in eine weniger nützliche und schließlich nicht mehr nutzbare Energieform überführt. In der Regel steht am Ende thermische Energie auf einem niedrigen Temperaturniveau, die nicht weiter nutzbar ist (Vauck & Müller 2000).

4.1.2.2 Kaltgaswirkungsgrad

Neben dem energetischen Wirkungsgrad wird bei der Umwandlung von Biomasse in Kraftstoffe und Chemikalien via Vergasung und Synthese auch der Kaltgaswirkungsgrad verwendet, um die Effizienz von verschiedenen Verfahrenskonfigurationen eines Umwandelungsschrittes zu bewerten. Vor allem bei der Beurteilung der Effizienz der Vergasung wird der Kaltgaswirkungsgrad genutzt. Der Kaltgaswirkungsgrad wird in dieser Arbeit als Quotient aus der Summe des Brennwertes aller Vergasungsprodukte und der Summe des Brennwertes aller Vergasungsedukte definiert.

$$\eta_{\text{Kaltgas}} = \frac{E_{\text{Produkte}}}{E_{\text{Edukte}}} \quad (4-7)$$

Der Energieinhalt (E) der Edukte und Produkte bezieht sich an dieser Stelle nur auf chemische Energie. Thermische oder mechanische Energie, die in einem Produkt enthalten sein kann, wird bei der Berechnung des Kaltgaswirkungsgrades vernachlässigt.

4.1.3 Weitere Definitionen für die Stoff- und Energiebilanzierung

Für die Energiebilanzierung ist der Energieinhalt der Ströme über die Systemgrenzen von großer Bedeutung. Grundsätzlich sind an dieser Stelle zwei Möglichkeiten zur Beschreibung des Energieinhalts gegeben. Die erste Möglichkeit stellt der Heizwert dar, die zweite der Brennwert. Beide geben die Wärmemenge an, die bei vollständiger Verbrennung von einem Kilogramm Brennstoff frei wird, wenn die Verbrennungsprodukte wieder auf die Anfangsbedingungen von 1,013 bar und 25°C zurückgeführt werden. Der Unterschied zwischen Heizwert und Brennwert liegt darin, dass bei der Berechnung des Brennwertes davon ausgegangen wird, dass das bei der Verbrennung entstehende Reaktionswasser und der aus dem Wassergehalt des Einsatzstoff stammende Wasserdampf kondensiert werden und nicht wie bei der Heizwertberechnung gasförmig vorliegen. Der Brennwert entspricht dem Heizwert zuzüglich der Kondensationsenthalpie des enthaltenen Wassers. Folglich liegt der Brennwert über dem Heizwert, da die zusätzliche Wärme der Rekondensation des entstandenen Wasserdampfes mitberücksichtigt wird. Je feuchter die betrachtete Biomasse, desto stärker dieser Effekt (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009).

4.1.3.1 Berechnung des Brennwertes für organische Verbindungen

Um den Brennwert für Stoffe, deren Brennwert nicht in der Literatur dokumentiert sind, wie z.B. verschiedene Biomassearten oder Zwischenprodukte bei der Umwandlung von Biomasse zu Kraftstoffen und Chemikalien, zu berechnen, haben Channiwala & Parikh eine Formel entwickelt, die die elementare Zusammensetzung der Biomasse als Input heranzieht. Die Formel ist für das gesamte Spektrum an gasförmigen, flüssigen oder koksartigen organischen Verbindungen geeignet. Die Berechnung des Brennwertes berücksichtigt die Masseanteile an Kohlenstoff, Wasserstoff, Sauerstoff, Stickstoff, Schwefel und Asche. Der Fehler, der mit der Anwendung der Formel einhergeht, beträgt durchschnittlich nur 1,45% und ist somit häufig geringer als die Abweichungen zwischen einzelnen Stichproben für einen bestimmten Einsatzstoff (Channiwala & Parikh 2002).

$$HHV(\text{kJ/kg}) = 349,1 \cdot \omega_C + 1178,3 \cdot \omega_H + 100,5 \cdot \omega_S - 103,4 \cdot \omega_O - 15,1 \cdot \omega_N - 21,1 \cdot \omega_{Asche} \quad (4-8)$$

ω_i : Masseanteil des Bestandteils i , $\forall i$

In dieser Arbeit wird die oben genannte Formel durchgängig verwendet, um die Brennwerte der Edukte und Produkte der einzelnen Verfahrensschritte zu berechnen, sofern diese keine Stoffe mit dokumentierten Brennwerten darstellen. Somit werden die Daten zur energetischen Bilanzierung mit Hilfe dieser Formel einheitlich errechnet.

4.1.3.2 Berücksichtigung des Wassergehalts

Das Edukt Biomasse sowie die verschiedenen Zwischenprodukte innerhalb des BtL Verfahrens enthalten Wasser und die Wassergehalte der jeweiligen Edukte und Produkte können in Abhängigkeit von der Verfahrenskonfiguration schwanken. Für die energetische Bilanzierung ergeben sich dadurch auf Grund des Brennwertes von 0 MJ/kg für Wasser zwar die gleichen Ströme über die Systemgrenzen, doch in der massebezogenen Bilanzierung ergeben sich Unterschiede, die sich auf die Auslegung der jeweiligen Anlagenkomponenten auswirken. Die folgende Formel definiert den Wassergehalt eines Edukts oder Produkts (Müller-Erlwein 2007).

$$\text{Wassergehalt } w = \frac{m_w}{m_f} \quad (4-9)$$

m_w Masse Wasser

m_f Feuchtmasse des betrachteten Stoffes

Die obige Definition des Wassergehalts wird in dieser Arbeit durchgängig für alle Edukte und Produkte der einzelnen Verfahrensschritte verwendet.

4.1.4 Flowsheeting Simulation als Instrument zur Stoff- und Energiebilanzierung

Flowsheeting Simulationen bieten die Möglichkeit verfahrenstechnische Prozesse mit hohem Detaillierungsgrad abzubilden und Stoff- und Energiebilanzen für diese zu erstellen, ohne die genaue Kenntnis über die innerhalb eines Prozesses ablaufenden einzelnen chemischen Reaktionen zu besitzen bzw. diese explizit zu modellieren. Bei dieser Methode der Prozesssimulation kommt sogenannte Flowsheeting Software zum Einsatz. Den Ausgangspunkt für die computergestützte Simulation bilden die Fließschemata bzw. Flowsheets des verfahrenstechnischen Prozesses, welche die Grundoperationen sowie die diese verknüpfenden Stoff- und Energieströme des Prozesses detailliert abbilden. Auf Basis dieser Fließschemata werden in der Flowsheeting Software die einzelnen Grundoperationen sowie Stoff- und Energieströme definiert und in der anschließenden Simulation die zugehörigen Stoff- und Energiebilanzen berechnet. Die Software erlaubt damit die Berechnung der sich einstellenden Temperatur- und Druckparameter, die zur Auslegung von Anlagenteilen benötigt werden, ohne die chemischen Einzelreaktionen abbilden zu müssen. Die Planung und Auslegung von verfahrenstechnischen Anlagen stellt neben der Prozessentwicklung eines der Hauptanwendungsgebiete der Flowsheeting Simulation in der Verfahrenstechnik dar (Fröhling et al. 2010; Fröhling 2006; Haase 2012; Penkuhn 1997; Schultmann, Engels & Rentz 2003).

Die am häufigsten eingesetzten Softwarepakete zur Flowsheeting Simulation könnten in ihrer Arbeitsweise zur Berechnung der Stoff- und Energiebilanzen aus den Fließschemata in die beiden Kategorien sequentiell-modulare und simultane Systeme eingeteilt werden. Sequentiell-modulare Systeme arbeiten bei der Berechnung der Bilanzen für jede einzelne Grundoperation genau nach der Reihenfolge der im Fließschema abgebildeten Prozessabfolge. Werden Teilströme rückgeführt, so werden diese in iterativen Berechnungsschritten abgearbeitet. Diese Systeme erleichtern auf Grund der Nachvollziehbarkeit der Simulationsläufe die Fehlererkennung. Simultane Systeme verwenden bei der Berechnung eine Matrix. In diese Matrix werden die Bilanzen der einzelnen Grundoperationen sowie Verknüpfungsvariablen der Prozessstruktur eingetragen und anschließend simultan gelöst. Der Vorteil

der kürzeren Rechenzeiten wird bei diesen Systemen jedoch durch die erschwerte Nachvollziehbarkeit bei der Fehlersuche aufgehoben (Kerdoncuff 2008).

Zur techno-ökonomischen Analyse und Bewertung eines thermo-chemischen Umwandlungsprozesses von Biomasse zu synthetischen Kraftstoffen und Chemikalien haben sequentiell-modulare Systeme bereits Anwendung gefunden (Hamelinck 2006; Kerdoncuff 2008; Kumar et al. 2009; Kunze & Spliethoff 2010). Deren Funktionsprinzip soll im Folgenden genauer dargestellt werden. Den Kern der Simulationssoftware bildet das Hauptprogramm, das die einzelnen Simulationsläufe steuert. Die Übergabe von Input- und Outputparametern kann entweder über eine grafische Oberfläche, Textdateien oder programmierbare Schnittstellen zu anderen Softwarepaketen, wie beispielsweise Microsoft Excel, erfolgen. Um die Inputparameter zu verarbeiten greift das Hauptprogramm auf verschiedene Unterprogramme zurück. Die Unterprogramme umfassen Bibliotheken von Grundoperationen, Stoffdatenbanken über beispielsweise Reinstoffe und Mischungsparameter sowie verschiedene Methoden zur Berechnung thermodynamischer Größen. Weiterhin beinhaltet das Softwarepaket Algorithmen zur Berechnung der Stoff- und Energiebilanzen sowie weiterer Prozessparameter. Schließlich bieten Designspezifikationen die Möglichkeit, eine Grundoperation über manuelle Vorgaben, beispielsweise zur Temperatur in einem Reaktor, automatisch an die Prozessanforderung anzupassen.

Es ist eine Vielzahl an Flowsheeting Simulationsprogrammen mit jeweils auf eine bestimmte Anwendung gelegtem Fokus kommerziell verfügbar. Dazu zählen unter anderem IPSEpro, SuperPro, ChemCad oder Aspen Plus. Eine Übersicht über weitere Flowsheeting Simulationsprogramme und die entsprechenden Einsatzgebiete bieten beispielsweise Peters, Timmerhaus, & West (2003). In der vorliegenden Arbeit wird auf Grund der umfangreichen Bibliothek an Stoffdaten und Grundoperationen für die Simulation thermo-chemischer Umwandlungsprozesse das Programm Aspen Plus für die Erstellung der Stoff- und Energiebilanzen verwendet.

4.1.4.1 Einführung in Aspen Plus

Aspen Plus ist ein Flowsheeting Simulationsprogramm der Firma Aspen Technology, Inc. und wurde ursprünglich für den Einsatz in der Verfahrenstechnik, genauer der Petrochemie, entwickelt. Seither wurde das Spektrum der Einsatzmöglichkeiten kontinuierlich ausgeweitet, unter

anderem auch in Richtung verfahrenstechnischer Simulationen mit Feststoffen, die insbesondere bei der Modellierung von Biomasseumwandlungsprozessen von Bedeutung sind. Das Softwaresystem umfasst eine grafische und alphanumerische Benutzeroberfläche und stellt eine repräsentative Modellbibliothek sowie die Möglichkeit zur Einbindung von nutzerspezifischen Bausteinen, wie beispielsweise FORTRAN, Microsoft Excel oder Visual Basic, bereit. Darüber hinaus sind in dieses Softwarepaket sowohl zahlreiche Stoffwerttabellen als auch eine vorbereitete nutzereigene Datenbasis eingebunden. Die beiden Hauptkomponenten des Programmpakets Aspen Plus stellen der Modellmanager und der Simulator dar, die koordiniert genutzt werden können, aber auch unabhängig voneinander aufrufbar sind. Der Modellmanager übernimmt die Kommunikation mit dem Nutzer. Hier werden dem Programm zunächst über eine bestimmte Anzahl von Formularen die Simulationsdaten aus dem Fließschema und damit die Problemstellung übergeben. Nach der Simulation kann die Ergebnisdarstellung wieder über den Modellmanager erfolgen. Anstelle des Modellmanagers kann die Übergabe der Problemstellung aber auch in alphanumerischer Form erfolgen. Die Inputdatei muss dafür in der Aspen-Simulationssprache erzeugt worden sein. Das eigentliche Simulationsprogramm ist die zweite Hauptkomponente. Der Simulator übernimmt die numerischen Prozeduren des Simulationslaufes und erzeugt die für die Protokollierung und Präsentation erforderlichen Outputdaten. Prinzipiell laufen die Problembearbeitungsprozesse nach folgendem Schema ab: Das zu lösende Problem wird zunächst für die Simulation aufbereitet. Die Problemstellung wird an Aspen Plus übergeben. Hierbei wird ein Fließbild in der grafischen Oberfläche erzeugt und mit den Simulationsdaten spezifiziert. Anschließend erfolgt die Berechnung des Simulationslaufes und schließlich werden die Ergebnisse über die grafische Oberfläche präsentiert (Klöden 2006).

Startpunkt einer Modellierung von Stoff- und Energieströmen mit Aspen Plus ist die Definition einer Komponentenliste. Diese erfasst sämtliche im Prozessablauf auftretenden chemischen Elemente und Verbindungen. Die Stoffströme werden anschließend als Vektoren dargestellt, deren Elemente den Masseanteilen der einzelnen Komponenten entsprechen. Die Energie- bzw. Enthalpieströme werden durch ihre Flussrichtung und den Betrag definiert. Alle Stoff- und Energieströme fließen in ein Modul hinein und/oder aus einem heraus. Darüber hinaus stehen in Aspen Plus verschiedene Modelle zur Berechnung der thermodynamischen Eigenschaften der Stoff- und Energieströme bereit, die entweder für das gesamte Modell oder auch für

jedes einzelne Modul des Modells eingestellt werden können. Durch die sequentiell-modulare Berechnungsweise der Fließschemata in Aspen Plus erfolgt die Bearbeitung der Berechnungsschritte für die einzelnen Module nacheinander. Der Output des ersten Moduls stellt dabei den Input des zweiten Moduls dar. Die Berechnung schreitet auf diese Weise bis zum letzten Modul des Modells fort. Falls Rückführungen bzw. Schleifen im Modell auftreten, wird ein Startwert entweder manuell festgelegt oder geschätzt und die Berechnung solange wiederholt bis die Zusammensetzung und die thermodynamischen Parameter gegen einen stabilen Wert konvergieren. Um die Berechnungszeit zu verkürzen, können zusätzlich Konvergenzblöcke definiert werden (Rentz et al. 2006).

Zur Steuerung der Berechnungsläufe eines Modells können in Aspen Plus verschiedene Methoden angewandt werden, die zum einen die Parameter der in das Modell eingehenden Stoff- und Energieströme und zum anderen die Kenngrößen der im Modell enthaltenen Module anpassen können. Je nach Datenlage kann der Benutzer entscheiden, ob er dem Modell beispielsweise einen Enthalpiestrom vorgibt und das Modell darauf basierend die Reaktortemperatur berechnet oder ob er die Temperatur des Reaktors festlegt und das Modell den benötigten Enthalpiestrom ausgibt. Diese beiden Steuerungskonzepte werden in der Verfahrenstechnik auch als Feed-Forward- bzw. Feed-Back-Steuerung bezeichnet. Bei der Feed-Forward-Steuerung werden die Regelgrößen eines Moduls aus den Inputparametern berechnet. Aspen Plus erlaubt dabei Steuerungsvarianten über interne FORTRAN Blöcke oder externe Excel Tabellen, auf die auch während eines Simulationslaufes zugegriffen werden kann. Auf diese Weise lassen sich Inputparameter komfortabel anpassen und Ergebnisse bereits während eines Simulationslaufes ausgeben. Für den Fall, dass Parameter gesteuert werden müssen, die erst nach der Berechnung der Simulation als Ergebnisse vorliegen, bietet Aspen Plus sogenannte Designspezifikationen an, die nach dem Prinzip der Feed-Back-Steuerung arbeiten. Für diejenigen Parameter, die an Hand einer Designspezifikation bestimmt werden sollen, werden zunächst Zielwerte vorgegeben, die Aspen Plus dann durch Variation einer oder mehrerer Simulationsvariablen des Modells anpasst. Auf diese Weise kann zum Beispiel eine vom Benutzer vorgeschriebene Reaktortemperatur durch die Variation des Brennstoffeinsatzes erreicht werden. Um eine Designspezifikation für einen Parameter anwenden zu können, müssen für diesen sein Zielwert, eine Fehlertoleranz und ein Größenintervall für die Simulationsvariable übergeben werden. Für eine Designspezifikation wird

dann im Berechnungsdurchlauf des Modells eine Konvergenzschleife eingebaut, die nach der im Fließschema gekennzeichneten Reihenfolge eingeordnet und iterativ gelöst wird. Darüber hinaus stellt Aspen Plus eine Methode zur Durchführung von Sensitivitätsanalysen zur Verfügung. Damit lässt sich die Sensitivität eines Prozesses auf die Variation ausgewählter Simulationsparameter untersuchen. Die Sensitivitätsanalysen werden vor allem eingesetzt, um Simulationsergebnisse in Abhängigkeit von einer Größe des Inputstromes darzustellen. Diese kann zum Beispiel die Abgastemperatur in Abhängigkeit von der Kühlwassermenge sein. Um eine Sensitivitätsanalyse im Modell durchzuführen, müssen neben den zu variierenden Simulationsparametern zusätzlich ein Intervall und eine Schrittweite für die Variation angegeben werden. Das Ergebnis der Sensitivitätsanalyse kann entweder grafisch oder in Tabellenform ausgegeben werden (Aspen Technology 2009).

Um in der Verfahrenstechnik häufig auftretende Prozesse mit geringem Aufwand abbilden zu können, stellt Aspen Plus eine Vielzahl von Modulen zur Verfügung. Mit Hilfe dieser Module können auch komplexere Prozesse aus mehreren Grundoperationen zusammengesetzt werden. Grundsätzlich existieren zwei Klassen von Modulen. Die eine Klasse umfasst Module in denen eine Stoffumwandlung erfolgt, diese können zum Beispiel jede Art von Reaktor sein. Die zweite Klasse sind Module zur Manipulation von Stoffströmen, beispielsweise durch deren Trennen, Erwärmen oder Abkühlen. Im Folgenden sollen die am häufigsten verwendeten Module und ihre Eigenschaften kurz vorgestellt werden (Aspen Technology 2009).

4.1.4.2 Grundoperationen in Aspen Plus

Mit der Grundoperation MIXER können mehrere Stoff- und Energieströme zu einem zusammengeführt werden. Dabei werden die einzelnen Komponenten der Inputströme addiert. Für die Temperatur des Ausgangsstoffstromes wird die adiabate Mischtemperatur der Eingangsstoffströme berechnet. Einflüsse auf die Austrittstemperatur durch evtl. freiwerdende Dissoziations- oder Verdünnungsenthalpien werden dabei nicht berücksichtigt.

Zur Aufteilung eines Stoffstromes in einen oder mehrere Teilströme kann die Grundoperation SPLITTER eingesetzt werden. Die ausgehenden Ströme entsprechen in ihren Parametern Druck, Temperatur, Dichte und Zusammensetzung denen des Eingangsstoffstromes. Die Aufteilung des eingehenden Stoffstromes kann über absolute oder prozentuale Werte auf die

resultierenden ausgehenden Stoffströme aufgeteilt werden. Um die Aufteilung während einer Simulation ändern zu können, müssen entweder FORTRAN Blöcke oder Designspezifikationen im Voraus durch den Benutzer definiert werden.

Im Vergleich zur Grundoperation SPLITTER bietet der SEPARATOR ebenfalls die Möglichkeit Stoffströme aufzuteilen, zusätzlich können einzelne Komponenten des eingehenden Stoffstromes auf die ausgehenden Stoffströme verteilt werden. Druck und Temperatur der ein- und ausgehenden Stoffströme bleiben dabei unverändert, Änderungen der Enthalpien werden in diesem Modul nicht abgebildet. Die Verteilung einzelner Komponenten eines Eingangsstoffstromes kann beispielsweise genutzt werden, um den Kohlenstoffaustrag im Vergaser zu simulieren, der im realen Vergaser über die Schlacke erfolgt. Zur Anpassung der Verteilungskoeffizienten während der Simulation müssen wiederum FORTRAN Blöcke bzw. Designspezifikationen eingesetzt werden.

Die Aufwärmung oder Abkühlung von Stoffströmen kann über die Grundoperation HEATER vorgenommen werden. Dem Modul muss dabei entweder die Temperatur des Ausgangsstoffstromes oder die zu- bzw. abzuführende Wärmemenge übergeben werden. Darüber hinaus wird dieser Grundoperation der Druck vorgegeben, so dass die sich einstellenden Phasengleichgewichte berechnet werden können. Das Modul HEATER wird beispielsweise zur Abbildung der Vorwärmung von Biomasseinputströmen oder Vergasungsmittelininputströmen eingesetzt. Zur Abbildung der Wärmeübertragung zwischen zwei Stoffströmen kann eine Kombination zweier Module vom Typ HEATER verwendet werden. Hierzu muss die Ausgangstemperatur eines Stoffstromes definiert werden und die beiden Module über einen Wärmestrom miteinander verknüpft werden. Neben dieser einfachen Simulationsweise bietet Aspen Plus komplexere Modelle, um beispielsweise einen Gegenstromwärmetauscher entsprechend seiner technischen Daten abbilden zu können. Dazu müssen allerdings Informationen über die Wärmeübertrageroberfläche oder den zu übertragenden Wärmestrom vorliegen.

Die stoffumwandelnden Module bzw. Reaktoren bilden in Aspen Plus eine weitere Gruppe der softwareseitig bereitgestellten Module. Stoffumwandlungsprozesse können in Aspen Plus entweder über die Berechnung von chemischen Gleichgewichten oder über reaktionskinetische Ansätze erfolgen.

Nachfolgend werden die Reaktoren vom Typ RGIBBS, REQUIL, RYIELD und RSTOIC dargestellt und deren Funktionsprinzipien näher erläutert (Rentz et al. 2006).

Der RGIBBS Reaktor stellt eine Grundoperation dar, die in Aspen Plus die Möglichkeit bietet, die Gleichgewichtskonzentrationen in einem Reaktionsgemisch auf Basis der Minimierung der freien Enthalpie zu berechnen. Um den Gleichgewichtszustand in der Simulation zu berechnen, müssen die im Folgenden näher erläuterten thermodynamischen Gesetzmäßigkeiten berücksichtigt werden. Den Grundsatz für die Berechnungen in der Simulation bildet der 2. Hauptsatz der Thermodynamik, genauer die Folgerung, dass sich ein System, wenn die Änderung der Entropie gleich null ist, bei gegebener Temperatur und gegebenem Druck im Gleichgewichtszustand befindet. Für eine beliebige chemische Reaktion ist das Gleichgewicht dadurch gekennzeichnet, dass die Hin- und Rückreaktionen gleich schnell ablaufen und somit die Mengenverhältnisse zwischen Edukten und Produkten konstant sind. Die Gleichgewichtskonstante, die die Mengenverhältnisse der Edukte und Produkte bestimmt, kann mit Hilfe der in der Datenbank von Aspen Plus hinterlegten Werte für die Standardbildungsenthalpien und -entropien sowie den temperaturabhängigen Wärmekapazitäten berechnet werden. Die Kenntnis der genauen Reaktionsverläufe ist nicht erforderlich, da die freie Enthalpie eine Zustandsfunktion ist und damit wegunabhängig. Zu welchen Anteilen sich die verschiedenen an der Reaktion beteiligten Komponenten auf die entstehenden Phasen verteilen, wird entweder durch im Reaktormodell integrierte Algorithmen berechnet oder kann durch den Benutzer definiert werden. Weiter muss dem Reaktormodell neben dem Druck entweder die Temperatur oder die bei der Reaktion zu- oder abgeführte Wärme als Parameter übergeben werden. Um die Reaktorparameter während eines Simulationslaufes zu verändern, können FORTRAN Blöcke oder Designspezifikationen eingesetzt werden. Das Reaktormodell vom Typ RGIBBS ist besonders gut geeignet, um Prozesse abzubilden, deren Reaktions- und Prozessbedingungen nahe an thermodynamischen Gleichgewichtsbedingungen liegen. Dies ist vor allem bei schnell ablaufenden Reaktionen mit hohem Temperaturniveau, wie bei der Flugstromdruckvergasung, zutreffend. Problematisch wird der Einsatz dieses Reaktor bei der Abbildung von kinetisch bestimmt ablaufenden Reaktionen, bei denen die Erreichung des thermodynamischen Gleichgewichtszustandes stark von der verfügbaren Reaktionszeit abhängt. In diesem Fall müssen empirisch ermittelte Koeffizienten für die Reaktions-

kinetik in ein Reaktormodell der hier nicht weiter ausgeführten Typen RCSTR, RPlug oder RBatch eingesetzt werden. Der Reaktor vom Typ REQUIL berechnet ebenfalls das Reaktionsgleichgewicht. Er findet häufig Anwendung wenn ebenfalls viele Stoffe vorhanden sind, aber nur vergleichsweise wenige dieser Stoffe an der Reaktion teilnehmen.

Das Reaktormodell RYIELD kann eingesetzt werden, wenn der Zusammenhang zwischen der Ausbeute eines Reaktors und den Eingangsströmen bekannt ist, die Reaktionsstöchiometrie sowie die Reaktionskinetik hingegen unbekannt sind. Dem Reaktor werden direkt die Ausbeuten für jede Komponente übergeben. Als Basis für die Ausbeuten der einzelnen Komponenten dient die Zusammensetzung des Eingangsstoffstromes und dessen Elementaranalyse. Wird dem Reaktormodell zusätzlich zum Druckparameter noch die Reaktortemperatur vorgegeben, berechnet das Modell die für die Umwandlung des Eingangsstoffstromes zu bzw. abzuführende thermische Energie. In dieser Arbeit wird der Reaktor vom Typ RYIELD beispielsweise eingesetzt um die thermische Zersetzung des aus flüssigen und festen Bestandteilen zusammengesetzten Einsatzstoffes in gasförmige Komponenten abzubilden. Wenn die Stöchiometrie eines Umwandlungsprozesses bekannt ist, kann ein Reaktor vom Typ RSTOIC eingesetzt werden. Dieser bildet eine Umwandlung der Edukte entsprechend der stöchiometrischen Verhältnisse und des vorgegebenen Umsatzes zu den Produkten ab.

4.2 Grundlagen der ökonomischen Prozessbewertung

Das Hauptaugenmerk dieser Arbeit gilt der Bewertung und dem Vergleich verschiedener Konfigurationen für die einzelnen Verfahrensschritte eines BtL Konzepts. Damit verbunden ist neben der Stoff- und Energiebilanzierung einerseits die Schätzung der notwendigen Investitionen für die Anlagen und andererseits die Schätzung der Konversionskosten in den einzelnen Verfahrensschritten sowie der Herstellkosten der Endprodukte. Das Ziel dieser Untersuchung ist es, herauszufinden, unter welchen Umständen die Umsetzung einer bestimmten Verfahrenskonfiguration wirtschaftlich ist und in welcher Beziehung die Herstellkosten der BtL Produkte zu den aktuellen Marktpreisen für Kraftstoffe und Chemikalien stehen. In diesem Kapitel werden verschiedene Möglichkeiten zur Investitionsschätzung und Ermittlung von Herstellkosten sowie Mindestabsatzpreisen vorgestellt und ihre Eignung für die Bewertung des betrachteten BtL Konzepts dargestellt. Die in diesem

Kapitel ausgewählten Methoden zur Bewertung des betrachteten BtL Konzepts werden mit den ebenfalls vorgestellten Parametern für das Gesamtsystem und alle Teilsysteme einheitlich verwendet.

4.2.1 Methoden zur Investitionsschätzung

Die Investitionen umfassen den gesamten Kapitalbedarf einer Anlage, der notwendig ist, um die erforderlichen Anlagenteile und Hilfsanlagen zu kaufen und in Betrieb zu nehmen. Hierzu muss zunächst ein Grundstück erworben und das Gelände inklusive Energie- und Wasserversorgung erschlossen werden, Bauteile müssen geliefert und montiert werden, Wartungseinrichtungen müssen verfügbar sein, die gesamte Anlage muss errichtet werden und mit Rohrleitungen, Kontroll- und Überwachungseinrichtungen sowie entsprechender Lagerhaltung verknüpft werden. Weiterhin zählen Ausgaben für Ingenieurleistungen bei der Planung und Überwachung des Baus, Kosten für Genehmigungsverfahren, Zölle und Lizenzen sowie Bauzinsen zur Investition einer Anlage (Götze & Bloech 2004). Die Investition fasst die kumulierten Ausgaben bis zur Inbetriebnahme einer Anlage zusammen.

Um die Investition für eine bestimmte Anlagenkonfiguration zu schätzen, stehen in Abhängigkeit von der Datenverfügbarkeit des betrachteten Verfahrens verschiedene Verfahren zur Verfügung, die sich durch den Arbeitsaufwand der Schätzung und die Genauigkeit der damit erzielten Ergebnisse unterscheiden lassen. Eine gängige Unterscheidung ordnet die Verfahren drei Gruppen zu, den summarischen Verfahren, den Faktormethoden und der detaillierten Einzelermittlung (Remmers 1991).

Die summarischen Verfahren zur Investitionsschätzung, die der ersten Gruppe angehören, nutzen beispielsweise Umschlagskoeffizienten, um den Kapitalbedarf einer verfahrenstechnischen Anlage aus dem Jahresumsatz oder anderen spezifischen Unternehmenskennzahlen in Abhängigkeit von der Kapazität zu bestimmen. Da diese Verfahren Ungenauigkeiten von mehr als $\pm 50\%$ aufweisen (Couper 2003), sind sie nicht für eine vergleichende Betrachtung einer verfahrenstechnischen Anlage mit verschiedenen Konfigurationen geeignet.

Die Gruppe der Faktormethoden zur Investitionsschätzung umfasst die sogenannten Block- und Modulmethoden sowie die Verfahren mit globalen und differenzierten Zuschlagssätzen, die durch die Berücksichtigung

technischer Gegebenheiten einer verfahrenstechnischen Anlage eine im Vergleich zur ersten Gruppe höhere Genauigkeit erzielen können (Remmers 1991). Auf Basis des Grundfließschemas einer verfahrenstechnischen Anlage wird diese bei den Block- und Modulmethoden in funktionelle Einheiten bzw. Module untergliedert. Für die einzelnen Module kann der Kapitalbedarf in Abhängigkeit von der Kapazität und Komplexität mit drei verschiedenen Methodentypen bestimmt werden (Chauvel 2003). Der erste Methodentyp orientiert sich dabei nur am Hauptstoffstrom und dem Grundfließbild und lässt die Stoff- und Energieströme bei der Kapitalbedarfsschätzung außer Acht, wie z.B. die Methode von Zevnik und Buchanan (Chauvel 2003). Der zweite Methodentyp, beispielsweise von Stallworthy, berücksichtigt Haupt- und Nebestoffströme sowie Rückführungen und erzielt damit vergleichsweise genauere Ergebnisse (Chauvel 2003). Die Methode von Taylor ist ein Beispiel für den dritten Methodentyp, der zusätzlich zu den Stoffströmen die Prozessbedingungen in Bezug auf Druck, Temperatur sowie Verweilzeiten bei der Investitionsschätzung miteinbezieht (Chauvel 2003). Verfahren mit Zuschlagssätzen lassen sich nach globalen und differenzierten Zuschlagssätzen unterscheiden. Beide basieren auf einer vorangegangenen Schätzung der Hauptanlagenteile, die die wichtigsten Maschinen und Apparate der verfahrenstechnischen Anlage umfassen. Alle übrigen Positionen des Kapitalbedarfs werden beispielsweise bei der Methode von Lang über globale Zuschlagsfaktoren, die in Abhängigkeit von der Art des Prozesses oder der Apparate ausgewählt werden, abgeschätzt (Chauvel 2003). Die Genauigkeit der mit diesen Methoden erzielten Ergebnisse liegt im Bereich von $\pm 30\%$ (Couper 2003). Eine Erweiterung und Verbesserung der Genauigkeit der Methoden mit globalen Zuschlagssätzen bilden die differenzierten Zuschlagssätze nach Peters, Timmerhaus und West, mit deren Hilfe technische Spezifika einer verfahrenstechnischen Anlage, wie beispielsweise die Aggregatzustände der Einsatzstoffe, Zwischen- und Endprodukte, die in den Apparaten verwendeten Materialien sowie Erfahrungen mit ähnlichen Anlagentypen, zusätzlich in der Investitionsschätzung berücksichtigt werden können (Peters, Timmerhaus & West 2003). Die Auswahl der differenzierten Zuschlagssätze sowie die erzielbare Genauigkeit für die Methode werden in Kapitel 4.2.1.4 näher erläutert.

Für die detaillierte Einzelermittlung werden sämtliche Positionen des Kapitalbedarfs einer verfahrenstechnischen Anlage einzeln ermittelt. Der finanzielle Aufwand für die notwendigen Ingenieurdienstleistungen, die für eine solche Schätzung benötigt werden, bewegt sich im niedrigen Prozent-

bereich der Gesamtinvestition der betrachteten Anlage. Die Güte der resultierenden Schätzung entspricht einer Genauigkeit von $\pm 5\%$ (Peters, Timmerhaus & West 2003).

Der Vergleich alternativer verfahrenstechnischer Konfigurationen des BtL Konzepts erfordert eine differenzierte Auslegung der jeweiligen Teilprozesse. Um diese abzubilden, werden entsprechende Grundfließschemata erstellt sowie die zugehörigen Stoff- und Energiebilanzen ermittelt. Auf dieser Datengrundlage bietet die Abschätzung der Gesamtinvestitionen mit Hilfe von differenzierten Zuschlagssätzen auf die Investitionen der Hauptanlagenteile die zuverlässigsten Ergebnisse. Diese Methode erfordert zunächst die Investitionsschätzung der Hauptanlagenteile, die im Folgenden erläutert wird.

4.2.1.1 Investitionsschätzung für Hauptanlagenteile

Zur Investitionsschätzung von Apparaten und Maschinen stehen ebenfalls verschiedene Verfahren zu Verfügung, die sich in Aufwand der Berechnung, Genauigkeit und Qualität der verfügbaren Daten unterscheiden. Für Fälle in denen nur sehr wenige Informationen zu einem Verfahren bzw. den dafür benötigten Apparaten und Maschinen zur Verfügung stehen, lassen sich grobe Investitionsabschätzungen über Durchschnittspreise oder Gewichtspreisklassen in Verbindung mit den vorrangig verbauten Materialien durchführen (Remmers 1991). Diese Methoden liefern befriedigende Ergebnisse sofern betriebseigene Vergleichspreise für ähnliche Apparate vorhanden sind. Um Literaturangaben für die Investitionsschätzung von Apparaten und Maschinen heranzuziehen, sollten zusätzliche Informationen über Prozessbedingungen verfügbar sein. Peters, Timmerhaus, & West 2003, Chauvel 2003 und Couper 2003 bieten eine umfangreiche Datengrundlage für Apparate und Maschinen mit Preiskurven in Abhängigkeit von der Kapazität und entsprechenden Korrekturfaktoren für Betriebsbedingungen, Bautyp der Komponente und verwendete Materialien. Voraussetzung für diese Methode ist eine Stoff- und Energiebilanz für die jeweiligen Apparate und Maschinen (Couper 2003). Eine Investitionsschätzung für Apparate und Maschinen mit größerer Genauigkeit lässt sich nur durch Herstellerangebote für die entsprechenden Apparate und Maschinen erzielen.

Als Hauptanlagenteile werden in dieser Arbeit alle Apparate und Maschinen betrachtet, die in den Fließschemata zur Beschreibung der jeweiligen Verfahrenskonfiguration aufgeführt werden. Die Investitionsdaten für diese

Komponenten stammen für Standardteile aus Literaturangaben, vor allem aus Peters, Timmerhaus, & West 2003, Chauvel 2003 und Couper 2003, und bei speziellen Bauteilen, die bisher nicht im großtechnischen Maßstab verfügbar sind, aus Herstellerangeboten oder wissenschaftlichen Veröffentlichungen, die die entsprechenden Anlagenteile betrachten. Da die verfügbaren Investitionsdaten häufig in US-Dollar angegeben werden und deren Kalkulation nicht aus dem in dieser Arbeit betrachteten Basisjahr 2011 stammen, muss hier eine Anpassung sowohl für die zeitliche Preisentwicklung, als auch die Entwicklung der Währung vorgenommen werden.

4.2.1.2 Preisanpassung für Investitionsdaten

Zur Berücksichtigung der zeitlichen Entwicklung der Investitionsdaten wird ein Preisindex herangezogen. Durch einen Preisindex lassen sich die Investitionsdaten aus verschiedenen Jahren auf das in dieser Arbeit als Basisjahr festgelegte Jahr 2011 übertragen. Dieser Faktor bezieht die Inflation, den technologischen Fortschritt sowie die Rohstoffpreisentwicklung in die neuen Investitionen mit ein. Häufig verwendete Preisindizes sind beispielsweise der Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), der monatlich in der Zeitschrift „Chemical Engineering“ von Access Intelligence, LLC. veröffentlicht wird und sich aus 121 Einzelindizes (Marshall 2012) zusammensetzt, oder der Preisindex für Chemieanlagen, der nach der Methode von Kölbel/Schulze berechnet wird und jährlich vom Verband der Chemischen Industrie e.V. (VCI) veröffentlicht wird (VCI 2012). Die Methode von Kölbel/Schulze unterteilt den Preisindex in die Kategorien Apparate und Maschinen, Rohrleitungen und Armaturen, Mess- und Regelungstechnik, Isolierung und Anstrich, elektrotechnische Ausrüstungen, Bauteile sowie Planungskosten. Da der Großteil der verfügbaren Investitionsdaten in US-Dollar vorliegt, muss zusätzlich zur zeitlichen Anpassung eine Währungsanpassung erfolgen. Der CEPCI bildet die Preisentwicklung von Chemieanlagen in Nordamerika ab, der Preisindex nach Kölbel/Schulze hingegen bildet die Preisentwicklung von Chemieanlagen in Deutschland ab. Um die Preis- und Währungsanpassung einer Investition aus einem beliebigen Jahr von US-Dollar in Euro im Jahr 2011 umzurechnen, gibt es zwei Möglichkeiten. Die erste Möglichkeit besteht darin, zunächst die Preisentwicklung der Anlage in Nordamerika bis zum Jahr 2011 mit Hilfe des CEPCI abzubilden und anschließend die Währungsanpassung von US-Dollar in Euro durchzuführen. Die zweite und gleichwertige Möglichkeit sieht zunächst die Währungsanpassung im jeweiligen Ursprungsjahr der Investitionsinformation

von US-Dollar in Euro vor und im Anschluss daran wird die Preisentwicklung im Euroraum mit Hilfe des Preisindexes nach Kölbel/Schulze abgebildet. Für die Währungsanpassung zwischen US-Dollar und Euro werden in dieser Arbeit Jahresdurchschnitte verwendet, die durch die Europäische Kommission erfasst werden (InforEuro 2013). Unterschiede, die sich durch die beiden Möglichkeiten zur Anpassung von Investitionsdaten ergeben, werden mit Hilfe der folgenden Abbildung verdeutlicht.

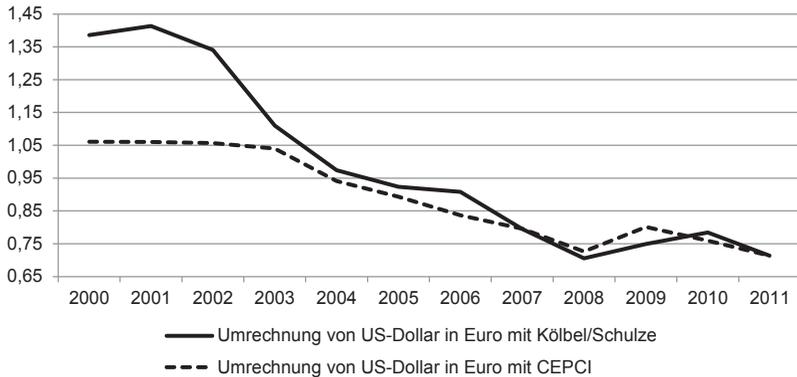


Abbildung 4-1: Umrechnungsfaktoren für Preis- und Währungsanpassung

Die in Abbildung 4-1 dargestellten Umrechnungsfaktoren für Investitionsdaten aus den Jahren 2000 bis 2011 in US-Dollar setzen sich jeweils aus der Preisentwicklung vom Ursprungsjahr der Investitionsinformation bis zum betrachteten Basisjahr 2011 sowie der Währungsanpassung von US-Dollar in Euro zusammen. Da für eine Investitionsinformation, die aus dem Jahr 2011 stammt, keine Preisentwicklung berücksichtigt werden muss, besteht der Umrechnungsfaktor nur aus der Währungskorrektur und ist daher für beide Möglichkeiten identisch. Zwischen 2003 und 2010 liefern die beiden Anpassungsmöglichkeiten sehr ähnliche Umrechnungsfaktoren. Für die Umrechnung einer Investition aus dem Jahr 2001 würde sich allerdings durch die Umrechnung über den Preisindex nach Kölbel/Schulze eine 33% höhere Investition im Basisjahr 2011 ergeben. Um Ungenauigkeiten bei der Anpassung von Investitionsdaten in dieser Arbeit zu vermeiden, wird nach Möglichkeit darauf verzichtet, Investitionsdaten zu verwenden, deren ursprüngliche Berechnung vor 2003 durchgeführt wurde. Da ein Teil der Investitionsdaten dieser Arbeit auch in Euro vorliegen und um eine doppelte Währungsumrechnung zu vermeiden, wird durchgängig mit dem Preisindex

nach Kölbel/Schulze gerechnet. Im Durchschnitt liegen die Umrechnungsfaktoren bei Verwendung des Kölbel/Schulze Preisindexes etwas höher und liefern damit höhere Investitionen, so dass die Berechnungen in dieser Arbeit als konservative Schätzungen betrachtet werden können.

4.2.1.3 Kapazitätsanpassung für Investitionsdaten

Da die Kapazitäten, auf die sich die verwendeten Investitionsdaten beziehen, nicht in allen Fällen mit den durch die Stoff- und Energiebilanzierung berechneten Kapazitäten für die jeweiligen Verfahrenskonfigurationen übereinstimmen, werden bei der Kapazitätsanpassung von Investitionsinformationen Größendegressionsätze herangezogen. Der Effekt der Größendegression oder auch Skaleneffekt genannt, tritt bei einer Vergrößerung der Produktionsmenge bzw. der Anlagenkapazität auf und führt zu geringeren spezifischen Investitionen und somit auch zu einem geringeren Anteil an den Herstell- bzw. Konversionskosten. Für den Fall, dass eine Investition auf eine kleinere Kapazität angepasst wird, verhalten sich spezifische Investition und Anteil an Herstell- bzw. Konversionskosten umgekehrt. Weiterhin kann der Größendegressionseffekt einen geringeren spezifischen Verbrauch an Einsatzstoffen und Energie zur Folge haben.

Die Basis für den Degressionseffekt bildet die Tatsache, dass mit der Vergrößerung der Kapazität einzelner Apparate, Maschinen oder auch ganzer Anlagenteile die benötigte Investitionssumme erfahrungsgemäß unterproportional zunimmt (Corsten & Gössinger 2012). Dieser Umstand ist bei verfahrenstechnischen Anlagen vor allem dadurch bestimmt, dass das umbaute Volumen von beispielsweise Reaktoren, das die Kapazität maßgeblich beeinflusst, in der dritten Potenz wächst, während die Oberfläche, welche in erster Linie die Höhe der notwendigen Investitionen bestimmt, nur in der zweiten Potenz zunimmt. Die Stärke des Effekts hängt vom jeweiligen Anlagenteil ab und ist bei Hilfsanlagen, wie z.B. Kontroll- und Überwachungsgeräten, sehr viel stärker als bei den eigentlichen Maschinen. Allerdings gilt der Effekt nur bis zu der jeweils maximalen Bauteilgröße, da für größere Kapazitäten dann zu einer modularen Bauweise übergegangen werden muss. Bei der Kalkulation des Personaleinsatzes sind ebenfalls Größendegressionseffekte zu berücksichtigen. Diese ergeben sich insbesondere für Personal, das zur Überwachung und Instandhaltung eingesetzt wird.

Mit folgender Gleichung lässt sich die Investition für eine Anlage mit der gesuchten Kapazität mit Hilfe eines Größendegressionskoeffizienten aus der Investition für eine bekannte Anlage mit dazugehöriger Kapazität herleiten (Chauvel 2003).

$$I = I_{Basis} \cdot \left(\frac{C}{C_{Basis}} \right)^d \quad (4-10)$$

I: Investitionen der gesuchten Anlage

*I*_{Basis}: Investitionen der Basisanlage

C: Kapazität der gesuchten Anlage

*C*_{Basis}: Kapazität der Basisanlage

d: Größendegressionskoeffizient

Dabei liegt der Größendegressionskoeffizient in der Regel zwischen 0,3 und 0,9 und ist anlagen- bzw. komponentenspezifisch auf der Basis von Erfahrungen festgelegt. Werte lassen sich in der Literatur finden, sind jedoch mit Unsicherheiten behaftet. Geht der Größenzuwachs über den Faktor 5 hinaus, können die Ergebnisse nur noch als Orientierungsgrößen herangezogen werden. In dieser Arbeit wird durch die Wahl der Quellen für Investitionsdaten versucht, die Kapazitätsanpassung mit Hilfe von Größendegressionsätzen auf Unterschiede von maximal ±30% zu begrenzen und damit die Unsicherheiten der gewonnenen Ergebnisse möglichst gering zu halten. Durch diese Limitierung der Kapazitätsanpassung werden weiterhin Schätzfehler vermindert, die sich durch die Skalierung von Bauteilen über ihre maximale Kapazität hinaus ergeben.

4.2.1.4 Schätzung der Gesamtinvestition mittels differenzierter Zuschlagssätze

Nach der Preis- und Währungsanpassung aller Investitionsdaten auf Euro des Jahres 2011 für die Hauptanlagenteile der jeweiligen Verfahrenskonfiguration, dient die Investitionssumme der Hauptanlagenteile als Basis für die Schätzung der Gesamtinvestition der jeweiligen Verfahrenskonfiguration. Die Investitionen für die installierten Hauptanlagenteile werden als Basis eingesetzt und der weitere Kapitalbedarf mit Zuschlagssätzen für direkte und indirekte Investitionen dazugerechnet. Der gesamte Kapitalbedarf ergibt sich dann aus den Investitionen der Hauptanlagenteile und den einzelnen Zuschlagfaktoren, entsprechend der nachstehenden Formel (Peters, Timmerhaus & West 2003).

$$I = I_{IH} \cdot \left(1 + \sum_{i=1}^n f_i \right) \quad (4-11)$$

I : Gesamtinvestition

I_{IH} : Investition für installierte Hauptanlagenteile

f_i : Zuschlagsfaktor i

Die Werte für die einzelnen Zuschlagsfaktoren werden an die Art der Prozessführung, die Designkomplexität, die eingesetzten Konstruktionsmaterialien und die Erfahrung mit der entsprechenden Anlage angepasst und sind für die in dieser Arbeit betrachteten Verfahrensschritte eines BtL Konzepts in der folgenden Tabelle zusammengefasst. Die Zuschlagssätze sind nach direktem und indirektem Kapitalbedarf gegliedert und in Relation der Investition für die jeweils installierten Hauptanlagenteile angegeben.

Tabelle 4-1: Zuschlagsfaktoren (f_i) zur Schätzung der Gesamtinvestition (Peters, Timmerhaus & West 2003)

Direkter Kapitalbedarf	%
Investition für installierte Hauptanlageteile (I_{IH})	100
Mess- und Regelungssysteme	24
Rohrleitungen	46
Elektrik	8
Gebäude	12
Geländeerschließung	7
Instandhaltungsanlagen	48
Summe direkter Kapitalbedarf	245
Indirekter Kapitalbedarf	%
Ingenieurdienstleistungen	22
Baudienstleistungen	28
Aufwendungen für Genehmigungen	3
Projektmanagement	15
Unvorhergesehenes	30
Summe indirekter Kapitalbedarf	98
Gesamtinvestition (I)	343

Zusätzlich zur Gesamtinvestition besteht ein zusätzlicher Kapitalbedarf für gebundenes Kapital in Höhe von 5 bis 15% der Gesamtinvestition. Da das gebundene Kapital als Umlaufvermögen in Form von Betriebsmitteln interpretiert werden kann und dieses zum Ende der Lebensdauer der jeweils

betrachteten Anlage wieder aufgelöst wird (Peters, Timmerhaus & West 2003), wird das gebundene Kapital in dieser Arbeit nicht zur Gesamtinvestition gerechnet, sondern die durch die Kapitalbindung verursachten Zinsen in der Berechnung der Konversions- bzw. Herstellkosten berücksichtigt (vgl. Kapitel 4.2.2).

Die Genauigkeit dieser Schätzmethode für die Gesamtinvestitionen bewegt sich im Bereich ± 20 bis 30% (Peters, Timmerhaus & West 2003) und wird im Regelfall zu vorläufigen Schätzungen von Anlageninvestitionen verwendet. Diese Methode liefert, wie bereits erläutert, auf Grund des Entwicklungsstandes des betrachteten BtL Konzepts und der daraus resultierenden Datenverfügbarkeit das beste Ergebnis in Bezug auf die Genauigkeit der Schätzung. Stammen die Daten für die Schätzung des Kapitalbedarfs aus ähnlichen Anlagen, die sich hauptsächlich durch ihre Kapazität unterscheiden, kann die Genauigkeit der Methode auf $\pm 10\%$ gesteigert werden. Dies trifft beim betrachteten BtL Konzept insbesondere für die Prozessschritte Gasreinigung und Kohlenwasserstoff Synthese zu.

4.2.1.5 Einfluss von Lerneffekten

Die in dieser Arbeit durchgeführten Investitionsschätzungen betrachten jeweils die ersten verfahrenstechnischen Anlagen, die mit dieser Kapazität gebaut werden. Für das betrachtete BtL Konzept müssen jedoch Lerneffekte berücksichtigt werden, da das gesamte BtL Konzept aus mehreren dezentralen Pyrolyseanlagen und einer zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage besteht. Die Lerneffekte stellen sich also bei der Planung und Errichtung der dezentralen Pyrolyseanlagen ein.

Die Anwendung von Lernkurven auf die Investitionsschätzung versucht zwischen dem technologischen Fortschritt und den im Betrieb gesammelten Erfahrungen mit bereits gebauten Anlagen und den für die Pyrolyseanlagen notwendigen Investitionen eine Verbindung herzustellen. Die wesentliche Annahme der Lernkurve liegt darin, dass mit der kumuliert installierten Kapazität der Pyrolyseanlagen durch die hinzugewonnenen Erfahrungen die spezifischen Investitionen für eine Kapazitätserweiterung abnehmen. Dieser Zusammenhang wird in folgender Gleichung dargestellt (Dyckhoff 2006).

$$I_n = I_1 \cdot X^{-b} \quad (4-12)$$

- I_n : Investition für die n -te Anlage
 I_1 : Investition für die erste Anlage
 X : durch die Kapazität der ersten Anlage normierte kumuliert installierte Kapazität
 b : Lernexponent

Weiterhin wird der Fortschrittsfaktor P definiert, der angibt, um welchen Faktor die spezifischen Investitionen bei einer Verdoppelung der kumuliert installierten Kapazität fallen. Je größer der Fortschrittsfaktor, desto geringer das Kostensenkungspotential. Somit beträgt der Fortschrittsfaktor für ausgereifte Technologien 1 und für revolutionäre Lernphasen einer Technologie 0,7. In folgender Gleichung wird der Zusammenhang zwischen Fortschrittsfaktor und Lernexponent dargestellt (Dyckhoff 2006).

$$P = 2^{-b} \text{ bzw. } b = -\frac{\lg P}{\lg 2} \quad (4-13)$$

- P : Fortschrittsfaktor
 b : Lernexponent

Um Lerneffekte für die Pyrolyseanlagen im betrachteten BtL Konzept abzuschätzen, wird ein konservativer Fortschrittsfaktor von 0,9 angenommen. Einsparungen werden vor allem bei den Ingenieurleistungen der Pyrolyseanlage erwartet. Weiterhin besteht Einsparpotential sobald mehrere Anlagen gleichzeitig gebaut werden, da durch größere Stückzahlen der Bauteile bessere Konditionen zu erwarten sind.

4.2.2 Schätzung der Herstellkosten

Im folgenden Unterkapitel werden die Grundlagen der Kostenschätzung und die Methodik zur Abschätzung der Gesamtkosten für die Herstellung der jeweils betrachteten Produkte dargelegt. Die Schätzung dieser Gesamtkosten bzw. Herstellkosten baut auf den Ergebnissen der Stoff- und Energiebilanzierung sowie denen der Investitionsschätzung auf und setzen sich aus drei Kostenarten zusammen. Dies sind investitionsabhängige Kosten, Personalkosten und verbrauchsabhängige Kosten, vgl. Formel 4-14. Neben den Herstellkosten werden in der vorliegenden Arbeit zusätzlich die Konversionskosten betrachtet, um die Unterschiede, die sich durch die alternativen Konfigurationen eines Teilprozesses ergeben, zu verdeutlichen. Im Vergleich zu den Herstellkosten vernachlässigen die Konversionskosten

die verbrauchsabhängigen Kosten der Haupteinsatzstoffe, die in den jeweiligen Teilsystemen Biomasse, Slurry bzw. Synthesegas darstellen, vgl. Kapitel 7.3.

$$K_{\text{Herstell}} = K_{\text{kapitalabhängig}} + K_{\text{Personal}} + K_{\text{verbrauchsabhängig}} \quad (4-14)$$

Die Vorgehensweise zur Berechnung der einzelnen Bestandteile der Kostenarten wird in den folgenden Abschnitten erklärt.

4.2.2.1 Investitionsabhängige Kosten

Die investitionsabhängigen Kosten setzen sich aus Kapitalkosten, Instandhaltungskosten sowie Kosten für Versicherung und Steuern zusammen.

$$K_{\text{kapitalabhängig}} = I \cdot (f_a + f_i + f_{sv} + f_{gk}) \quad (4-15)$$

I : Gesamtinvestition

f_a : Annuitätenfaktor

f_i : Prozentsatz von I für Instandhaltung

f_{sv} : Prozentsatz von I für Steuern und Versicherung

f_{gk} : Zinsen auf gebundenes Kapital

Annuitätenfaktor

Auf Basis der Investitionsschätzung mit differenzierten Zuschlagssätzen kann die Gesamtinvestition mit Hilfe der Annuitätenmethode auf die einzelne Periode der Nutzungsdauer der betrachteten verfahrenstechnischen Anlage umgelegt werden. Die Annuität beschreibt den jährlichen, gleichbleibenden Auszahlungsbetrag, der sich für die jeweilige Gesamtinvestition bei vollständiger Fremdfinanzierung unter Berücksichtigung von Zinsen und Abschreibungen ergäbe. Der Auszahlungsbetrag setzt sich aus Zinsen und Tilgung zusammen, wobei die einzelnen Anteile so variieren, dass der Auszahlungsbetrag über die gesamte Nutzungsdauer konstant bleibt, dabei werden die Tilgungszahlungen immer größer und die Zinszahlung verhalten sich umgekehrt. Die gleichmäßige Verteilung der Investitionen auf die Perioden der Nutzungsdauer erfolgt mit dem Annuitätenfaktor, dessen Berechnung in folgender Formel erläutert wird (Wöhe & Döring 2008).

$$f_a = \frac{(1+i)^n \cdot i}{(1+i)^n - 1} \quad (4-16)$$

- f_a : *Annuitätenfaktor*
 i : *Kalkulationszinssatz*
 n : *Nutzungsdauer in Jahren*

Durch Multiplikation des Annuitätenfaktors mit der jeweiligen Gesamtinvestition, verringert um den Restwert der betrachteten Anlage zum Ende der Nutzungsdauer, erhält man die über die Nutzungsdauer konstante Annuität, die den jährlichen Finanzierungskosten der Anlage entspricht. Unabhängig von der tatsächlichen Finanzierungsart, wird der kalkulatorische Zinssatz in Höhe des auf dem Kapitalmarkt üblichen Zinssatzes für langfristiges Kapital unter Berücksichtigung des mit dem Investitionsobjekt verbundenen Risikos in obiger Formel eingesetzt. In dieser Arbeit wird der Zinssatz während des Betrachtungszeitraums konstant gehalten und entspricht somit den durchschnittlichen Zinsen über die gesamte Nutzungsdauer. In dieser Arbeit wird als Kalkulationszins ein in der Literatur üblicher Satz für die durchschnittlichen Kapitalkosten eines Unternehmens von 5% verwendet (Peters, Timmerhaus & West 2003). Bei der Berechnung der Kapitalkosten mit Hilfe der Annuitätenmethode entspricht der gewählte Kalkulationszins gleichzeitig dem internen Zinsfuß der betrachteten Investition. Die Festlegung der Höhe des internen Zinsfußes für eine Investition in einer bestimmten Risikoklasse als Maß für die geforderte Kapitalrendite wird in Kapitel 4.2.3 näher erläutert.

Instandhaltungskosten

Da die Nutzungsdauer der jeweils betrachteten verfahrenstechnischen Anlage in der Regel länger ist als die Lebensdauer der einzelnen Anlagenkomponenten, werden anfallende Reparaturmaßnahmen und Ersatzanschaffungen in einem Instandhaltungsfaktor berücksichtigt. Der Instandhaltungsfaktor gibt an, in welcher Höhe für jeden Anlagenteil Ersatzinvestitionen pro Jahr anfallen und unterscheidet sich je nach Funktionsbereich der verfahrenstechnischen Anlage. In der nachstehenden Tabelle sind typische Instandhaltungsfaktoren aus der Literatur für verschiedene Funktionsbereiche einer verfahrenstechnischen Anlage in Prozent der Gesamtinvestitionen angegeben (Peters, Timmerhaus & West 2003).

Tabelle 4-2: Instandhaltungsfaktoren (Peters, Timmerhaus & West 2003)

Funktionsbereich	Instandhaltungsfaktor (f_i) in %
Einfache oder stark standardisierte Umwandlungsprozesse (z.B. Lagerung und Vorbereitung von Einsatzstoffen, Gas- und Dampfturbinen)	1 bis 3
Erprobte Umwandlungsprozesse mit normalen Betriebsbedingungen (z.B. Destillationskolonnen, Wärmeübertrager, Flugstromdruckvergasung, Kohlenwasserstoff Synthese)	4 bis 6
Wenig erprobte Umwandlungsprozesse mit extremen Betriebsbedingungen oder Korrosionsverhältnissen (z.B. Vorbereitung von Biomasse)	7 bis 9

Steuern und Versicherung

Weiterhin werden Steuern und Versicherung mit in die Kalkulation der investitionsabhängigen Kosten einbezogen. Unter der Kostenart Versicherung sind Kosten für Versicherungsbeiträge gegen vielerlei Risiken, wie Feuer, Explosion, Maschinenausfälle und -brüche zusammengefasst. Typische Werte aus der Literatur für die jährlichen Ausgaben entsprechen ungefähr einem Prozent der Gesamtinvestition (Remmers 1991). Die Kostenart Steuern fasst Ausgaben für Realsteuern zusammen, die nicht in Abhängigkeit vom Gewinn jährlich anfallen. In Deutschland ist dies derzeit die Grundsteuer. Die jährlichen Kosten für Steuern bewegen sich ebenfalls im Bereich eines Prozents der Gesamtinvestition (Remmers 1991).

Zinssatz für gebundenes Kapital

Gebundenes Kapital stellen im betrachteten BtL Konzept beispielsweise der Lagerbestand an Biomasse oder Ersatzteilen für Apparate und Maschinen dar. Da dieses gebundene Kapital zum Ende des Betrachtungszeitraums aufgelöst wird und nicht abgeschrieben werden muss (Peters, Timmerhaus & West 2003), werden Zinsen für die Kapitalbindung verursacht. Das benötigte gebundene Kapital entspricht ungefähr 5 bis 15% der Gesamtinvestition (Couper 2003), beispielsweise durch Just-in-Time-Belieferung lassen sich niedrige Werte erzielen. In dieser Arbeit wird daher ein Wert von 5% für die Höhe des gebundenen Kapitals angenommen. Somit ergibt sich der Zinssatz

für das gebundene Kapital (f_{gk}) in Formel 4-15 durch Multiplikation dieser 5% und des Kalkulationszinssatzes (i).

4.2.2.2 Personalkosten

Die Personalkosten unterscheiden sich von den verbrauchsabhängigen Kosten dadurch, dass sie auch anfallen, wenn die Anlage stillsteht. Die Personalkosten sind somit weitgehend unabhängig von den jährlichen Betriebsstunden der jeweiligen verfahrenstechnischen Anlage. Die Personalkosten werden nach Personalart aufgeteilt und anschließend wird der Bedarf der jeweiligen Personalart bestimmt. Die Personalkosten pro Jahr werden für die jeweilige Personalgruppe in folgender Tabelle dargestellt (Lange 2008; Lumma, Kaufmann & Errington 2010; VCI 2012).

Tabelle 4-3: Personalkosten für verschiedene Personalarten

Personalart	Personalkosten in € pro Arbeitskraft und Jahr
Ingenieure	90.000 €
Produktionsplanung	70.000 €
Verwaltung	60.000 €
Bedienpersonal	50.000 €
Mechaniker	40.000 €

Mit obiger Tabelle und dem dazugehörigen Personalbedarf, der durch in der Literatur für die jeweiligen verfahrenstechnischen Anlagen verfügbaren Daten geschätzt wird (Henrich, Dahmen & Dinjus 2009; Lumma, Kaufmann & Errington 2010), lassen sich die jährlichen Personalkosten ableiten.

4.2.2.3 Verbrauchsabhängige Kosten und Erlöse

Die verbrauchsabhängigen Kosten bestehen aus den Kosten für Rohstoffe und Energie. Für den Fall, dass bei der Herstellung der betrachteten Hauptprodukte weitere Nebenprodukte entstehen, für die am Markt Erlöse erzielt werden können, werden die verbrauchsabhängigen Kosten durch diese Erlöse reduziert.

$$K_{\text{verbrauchsabhängig}} = \sum_{\forall j} \dot{m}_j \cdot p_j \quad (4-17)$$

\dot{m}_j : Massestrom des Einsatzstoffs/Nebenprodukts j

p_j : Marktpreis des Einsatzstoffs/Nebenprodukts j

Die verbrauchsabhängigen Kosten ergeben sich als Summe der Produkte aus den Masseströmen der Einsatzstoffe bzw. Nebenprodukte, die während einer Periode des Betrachtungszeitraums verbraucht werden und den entsprechenden Preisen bzw. Erlösen. Die Jahresverbräuche lassen sich mit Hilfe der Stoff- und Energiebilanzen sowie der Anzahl der Betriebsstunden pro Jahr berechnen. Neben Verbräuchen von Rohstoffen und Energie können am Markt verkäufliche Nebenprodukte entstehen, die bei der Berechnung der Herstellkosten des betrachteten Produktes berücksichtigt werden müssen. Der am Markt erzielbare Preis wird in diesem Fall mit negativen Vorzeichen in obige Formel eingesetzt und reduziert somit die verbrauchsabhängigen Kosten. Für die Berechnung der verbrauchsabhängigen Kosten werden in dieser Arbeit für jeden Einsatzstoff bzw. jedes Nebenprodukt Jahresdurchschnittspreise des betrachteten Basisjahres 2011 herangezogen. Preisänderungen während des Betrachtungszeitraumes werden nicht berücksichtigt. In einer Sensitivitätsanalyse wird darauf eingegangen, wie stark sich Preisänderungen einzelner Einsatzstoffe bzw. Nebenprodukte auf die Herstellkosten der betrachteten Produkte auswirken.

4.2.3 Schätzung von Mindestabsatzpreisen

Um die Wirtschaftlichkeit des betrachteten BtL Konzepts bzw. die Attraktivität für einen potentiellen Investor zu bewerten, müssen Informationen über Absatzmengen und –preise der hergestellten Hauptprodukte existieren. Verkaufserlöse aus Nebenprodukten werden bereits in der Berechnung der Herstellkosten berücksichtigt und mit Hilfe von durchschnittlichen Marktpreisen berechnet. Weitere Ertragsquellen des betrachteten BtL Konzepts werden in dieser Arbeit nicht berücksichtigt.

Die absetzbare Menge der jeweils hergestellten Produkte ist zunächst abhängig von der jeweiligen Verfahrenskonfiguration und kann als Ergebnis aus der Stoff- und Energiebilanzierung ausgelesen werden. Abweichungen von den in der Stoff- und Energiebilanzierung angenommenen Umsatzraten, Engpässe bei der Rohstoffversorgung oder Maschinenausfälle können die Höhe der hergestellten Produktmenge in der Realität beeinflussen. Für die Schätzung der produzierten Menge werden in dieser Arbeit die Ergebnisse der Stoff- und Energiebilanzierung als durchschnittlich produzierte Menge angenommen. Ausfälle werden über die jährliche Betriebsdauer berücksichtigt, mit deren Hilfe die Jahresproduktionsmenge berechnet wird. Ob die Jahresproduktionsmenge in vollem Umfang abgesetzt werden kann, ist

für das jeweilige Produkt abhängig davon, ob bereits ein Markt dafür existiert und die Qualität des betrachteten Produktes über oder unter der der bereits am Markt verfügbaren Produkte liegt. Darüber hinaus ist entscheidend, wie groß das Marktvolumen für das betrachtete Produkt ist. Die in dieser Arbeit betrachteten Hauptprodukte, d.h. die Kraftstoffe Benzin und Diesel sowie die Basischemikalien Ethylen und Propylen sind klassische Produkte der Mineralölindustrie, für die bereits ein großes Marktvolumen existiert. Das Marktvolumen für Mineralölprodukte in Deutschland betrug im Jahr 2011 insgesamt ca. 103 Millionen t (BAFA 2012). Davon entfielen ca. 53 Millionen t auf die Kraftstoffe Benzin und Diesel sowie ca. 10 Millionen t auf die Basischemikalien Ethylen und Propylen (BAFA 2012; VCI 2012). Die in dieser Arbeit betrachtete erste kommerzielle Umsetzung eines BtL Konzepts besitzt eine Jahreskapazität von ca. 0,2 Millionen t Kraftstoffe und/oder Chemikalien. Der Anteil der Jahresproduktionsmenge am gesamten Marktvolumen in Deutschland würde somit zwischen 0,4% für Kraftstoffe und 2% für Chemikalien liegen. Es wird daher angenommen, dass die produzierte Menge auch am Markt abgesetzt werden kann.

Den wichtigeren Einflussfaktor für die Absatzmöglichkeiten der BtL Produkte stellt jedoch ihr Preis dar. Für die meisten chemischen Produkte oder auch Mineralölprodukte werden Preise auf Basis individueller Vereinbarungen zwischen Käufer und Verkäufer getroffen. Solche Lieferverträge sind häufig langfristig orientiert und die Preise darin können beispielsweise quartalsweise festgelegt werden und über mehrere Jahre, gemäß den vereinbarten Vorgaben, angepasst werden (Requard 2001). Für Erdöl und Basischemikalien existieren auch Spot- und Terminmärkte, die eine vergleichsweise transparente Möglichkeit bieten, die Preisentwicklungen nachzuvollziehen. Marktpreise für die Kraftstoffe Superbenzin und Diesel in Deutschland sowie Weltmarktpreise für die Basischemikalien Ethylen und Propylen geben Anhaltspunkte für die erzielbaren Verkaufspreise der betrachteten BtL Kraftstoffe und Chemikalien. Die folgende Abbildung fasst die Nettopreisentwicklung von Superbenzin und Diesel (MWV 2011) sowie von Ethylen und Propylen (ICIS 2012) zusammen.

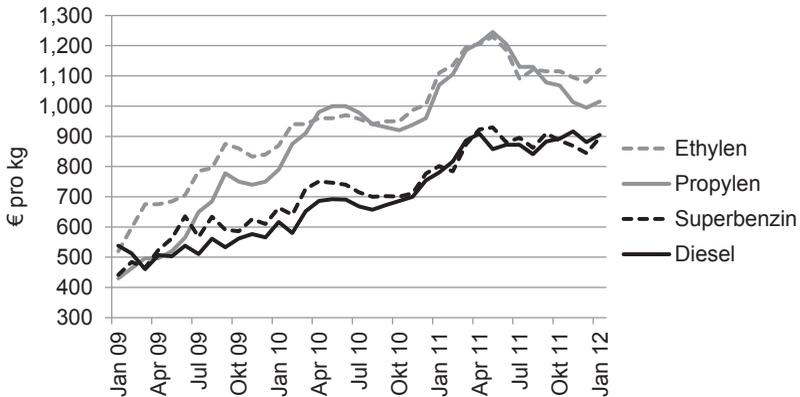


Abbildung 4-2: Preisentwicklung relevanter Produkte (ICIS 2012; MWV 2011)

Die oben dargestellten Nettopreise enthalten keine Steuern, d.h. keine Mehrwertsteuer für alle Produkte und des Weiteren keine Mineralölsteuer für Superbenzin und Diesel. In Vorstudien zur Berechnung der Herstellkosten des in dieser Arbeit betrachteten BtL Konzepts wurde herausgefunden, dass die Herstellkosten der aus Biomasse hergestellten Produkte bereits über den Marktpreisen der entsprechenden Mineralölprodukte liegen (Henrich, Dahmen & Dinjus 2009). Die BtL Kraftstoffe können also nicht zu einem Preis, der über ihren Herstellkosten liegt, am Markt abgesetzt werden. Einem potentiellen Produzenten würden durch den Verkauf der BtL Produkte zu Marktpreisen Verluste entstehen. Aus diesem Grund werden in dieser Arbeit sogenannte Mindestabsatzpreise für die betrachteten BtL Produkte berechnet, die sich aus den Herstellkosten und einer Renditeerwartung ergeben. Die auf diese Weise erzielten Ergebnisse lassen damit Rückschlüsse zu, wie sich die Marktpreise für Mineralölprodukte entwickeln müssen, damit die BtL Produkte konkurrenzfähig angeboten werden können. Weiterhin können bei der Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus nachwachsenden Rohstoffen staatliche Anreizsysteme eine Rolle spielen. Die erzielten Ergebnisse können an dieser Stelle Informationen darüber bieten, welche Art von Anreizsystem in welchem Umfang eingesetzt werden müsste, um die Markteinführung von BtL Produkten zu forcieren.

Die Höhe eines Absatzpreises muss im Zusammenhang mit den zugehörigen Herstellkosten gesehen werden. Das produzierende Unternehmen muss in der Regel einen Aufschlag auf die Herstellkosten verlangen, um Verwaltung,

Vertrieb, Forschung und Entwicklung zu finanzieren. Auf die Selbstkosten wird dann ein Gewinnaufschlag angesetzt, um das mit einer Investition in neue Anlagentechnik eingegangene Risiko zu kompensieren. Die Berechnung des Mindestabsatzpreises erfolgt mit Hilfe des internen Zinsfußes der jeweils betrachteten Investitionsalternative. Die zugehörige Zahlungsreihe setzt sich aus der in Kapitel 4.2.1.4 erläuterten Investition, die in Periode 0 zu tätigen ist, dem ebenfalls notwendigen Kapitalaufwand für das gebundene Kapital in Periode 0, das in der letzten Periode des Betrachtungszeitraums wieder aufgelöst wird, und den von der ersten bis zur letzten Periode konstanten Rückzahlungen zusammen, wie in Tabelle 4-4 zusammengefasst. Die Rückzahlungen in den einzelnen Perioden entsprechen in ihrer Höhe der in Kapitel 4.2.2.1 beschriebenen, zuvor bestimmten Annuität zuzüglich der Zinsen auf das gebundene Kapital. Die Rückzahlungen können somit als Differenz aus Erlösen der hergestellten Produkte und den zugehörigen Herstellkosten ohne die Kosten für kalkulatorische Zinsen für gebundenes Kapital und Abschreibungen interpretiert werden. Die konstanten Rückzahlungen werden dabei als Durchschnitt interpretiert, in der Realität können die einzelnen Rückzahlungen natürlich starken Schwankungen unterliegen. Die Absatzpreise und somit die Höhe der Erlöse wird so angepasst, dass sich für die Zahlungsreihe, bei einem gemäß den Renditevorstellungen eines Unternehmens gewählten Kalkulationszinssatzes, ein Kapitalwert bzw. eine Summe über die diskontierte Zahlungsreihe von null ergibt.

Tabelle 4-4: Diskontierte Zahlungsreihe für eine Investition in das betrachtete BtL Konzept

Periode	0	1	2...
Zahlung	$-1,05 \cdot I$	$\frac{I \cdot (f_a + 0,05 \cdot i)}{(1+i)^1}$...
Periode	...n-2	n-1	n
Zahlung	...	$\frac{I \cdot (f_a + 0,05 \cdot i)}{(1+i)^{n-1}}$	$\frac{I \cdot (f_a + 0,05 \cdot i + 0,05)}{(1+i)^n}$

Die Höhe des internen Zinsfußes bzw. der geforderten Mindestrendite für eine bestimmte Investition richtet sich nach der zugehörigen Risikoklasse. Um ein gewisses Risiko einzugehen, erwartet ein Investor also mindestens eine bestimmte Rendite. Die geforderte Mindestrendite orientiert sich an der größten Rendite, die durch eine risikolose Investition bzw. ohne technologisches Risiko am Kapitalmarkt, wie beispielsweise Unternehmens-

oder Staatsanleihen, erzielt werden kann. Alternativ kann die Untergrenze für die geforderte Mindestrendite einer Investition auch als durchschnittliche Kapitalkosten des investierenden Unternehmens interpretiert werden. Der Aufschlag auf die Mindestrendite der risikolosen Anlage bzw. der eigenen Kapitalkosten richtet sich nach der Risikoklasse der Investition. Die Risikoklasse wird bestimmt durch Unsicherheiten, die sich durch die zukünftige gesamtwirtschaftliche Entwicklung, Preis- und Nachfrageschwankungen für die jeweiligen Produkte oder durch die Kapitalbindung in Anlagen, die sich nur über einen langen Zeitraum auflösen lässt, ergeben. In Tabelle 4-5 sind die Beschreibungen von Risikoklassen verschiedener Investitionen sowie die zugehörigen geforderten Mindestrenditen nach Steuern zusammengefasst (Peters, Timmerhaus & West 2003).

Tabelle 4-5: Mindestrenditen nach Steuern für Investitionen verschiedener Risikoklassen (Peters, Timmerhaus & West 2003)

Beschreibung der Investition	Risikoklasse	Geforderte Mindestrendite in % p.a.
Basis: Eigene Kapitalkosten oder risikolose Investitionsalternative	sicher	4 – 8
Zusatzkapazität bei etabliertem Marktanteil	niedrig	8 – 16
Neues Produkt oder neue Technologie auf bestehendem Markt	mittel	16 – 24
Neues Produkt oder neue Technologie auf neuem Markt	hoch	24 – 32

Für die Berechnung der Herstellkosten in dieser Arbeit wird eine geforderte Mindestrendite bzw. ein Kalkulationszins in Höhe von 5% angenommen, der den durchschnittlichen Kapitalkosten eines Unternehmens bzw. der Rendite einer risikolosen Investition am Kapitalmarkt entspricht. Für die Berechnung der Mindestabsatzpreise für die jeweiligen Hauptprodukte der betrachteten Verfahrenskonfigurationen des BtL Konzepts wird nur die Risikoklasse niedrig gewählt. Für die Hauptprodukte Superbenzin, Diesel, Ethylen und Propylen existieren Märkte und ein großer Teil der verwendeten Technologien wird bereits mit anderen Rohstoffen kommerziell eingesetzt. Weitere Risiken bei der Umsetzung des in dieser Arbeit betrachteten BtL Konzepts stellen beispielsweise Preisschwankungen für Rohstoffe bzw. Biomasse sowie der hergestellten Biomasse dar. Diese werden jedoch nicht in

der Wahl der Risikoklasse der Investition berücksichtigt, da diese zum Beispiel über Vertragsgestaltung und Termingeschäfte am Kapitalmarkt abgesichert werden können (Geman 2008). Die Grenze für die Mindestrendite nach Steuern, um den Mindestabsatzpreis für die jeweiligen Hauptprodukte abzuleiten, beträgt 8%. Die Angaben in obiger Tabelle beziehen sich auf Mindestrenditen nach Steuern und müssen für den in dieser Arbeit gewählten Standort Deutschland angepasst werden. Dafür wird die Körperschaftsteuer in Höhe von 15% zuzüglich des Solidaritätszuschlags in Höhe von 5,5% sowie die Gewerbesteuer in Höhe von 3,5%, die mit einem Hebesatz für strukturschwächere Regionen von 300% multipliziert wird, berücksichtigt (Blümich 2012). Insgesamt entfallen somit ca. 26,3% Steuern auf die Differenz aus Erlösen und Kosten. Die Werte in Tabelle 4-5 müssen somit noch mit dem Faktor $(1-0,263)^{-1}$ multipliziert werden, um die geforderte Rendite nach Steuern erzielen zu können. Somit ergibt sich aus der mindestens zu erwirtschaftenden Rendite in Höhe von 8% nach Steuern eine Rendite von 10,9% vor Steuern, die in dieser Arbeit angewendet wird, um die Mindestabsatzpreise für die jeweiligen Hauptprodukte zu bestimmen und mit den Marktpreisen der Mineralölprodukte zu vergleichen.

In diesem Kapitel wurden die methodischen Ansätze zur techno-ökonomischen Bewertung, bestehend aus Stoff- und Energiebilanzierung und Schätzung von Investitionen, Herstellkosten sowie Mindestabsatzpreisen, erläutert. Im folgenden Kapitel wird das betrachtete BtL Gesamtsystem zunächst in drei Teilsysteme untergliedert. Diese werden wiederum in Einzelprozesse zerlegt, um Basiskonfigurationen der einzelnen Teilsysteme sowie verfahrenstechnische Alternativen zu erarbeiten, die mögliche Entwicklungsrichtungen darstellen und im Rahmen der vorliegenden Arbeit bewertet werden.

5 Bestimmung der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Verfahrens

In diesem Kapitel wird das BtL Gesamtsystem zunächst in für das techno-ökonomische Bewertungsmodell geeignete Teilsysteme gegliedert. Für die Teilsysteme werden jeweils die Basiskonfigurationen an Hand der jeweiligen Teilprozesse erläutert. Anschließend werden für einzelne Teilprozesse alternative verfahrenstechnische Auslegungsmöglichkeiten dargelegt, die vor dem Hintergrund des aktuellen Entwicklungsstands des BtL Konzepts mögliche Richtungen für die weiteren Entwicklungsarbeiten darstellen. Ein Ziel der techno-ökonomischen Untersuchung ist es, unter mehreren Entwicklungsmöglichkeiten vielversprechende zu identifizieren und zu bewerten. Im Folgenden wird das BtL Gesamtsystem, das der ersten Betrachtungsebene der techno-ökonomischen Bewertung entspricht, in Teilsysteme untergliedert. In der zweiten Betrachtungsebene werden anschließend die Teilsysteme mit ihren Basiskonfigurationen und verfahrenstechnischen Varianten näher erläutert.

5.1 Systemgrenzen für die techno-ökonomischen Untersuchungen

In der nachfolgenden Abbildung werden die Systemgrenzen des BtL Gesamtsystems sowie der einzelnen Teilsysteme dargestellt, die für die techno-ökonomischen Untersuchungen der vorliegenden Arbeit verwendet werden. Die Schnittstellen für die einzelnen Teilsysteme stellen dabei die Zwischenprodukte Pyrolyseslurry und Synthesegas dar. Durch die definierten Eigenschaften dieser beiden Zwischenprodukte ist es möglich, Schnitte in der techno-ökonomischen Untersuchung des BtL Gesamtsystems zu machen und zunächst die Teilsysteme zu untersuchen. Anschließend können die Ergebnisse der Teilsysteme zu den Ergebnissen des BtL Gesamtsystems zusammengeführt werden. Durch diese Vorgehensweise ist eine sehr detaillierte Abbildung der verfahrenstechnischen Prozesse für die anknüpfende techno-ökonomische Bewertung möglich. Erste Zwischenergebnisse aus den techno-ökonomischen Untersuchungen der Teilsysteme wurden bereits zwischen 2010 und 2012 veröffentlicht (Haro et al. 2013b; Trippe et al. 2010; Trippe et al. 2011; Trippe et al. 2012; Trippe et al. 2013).

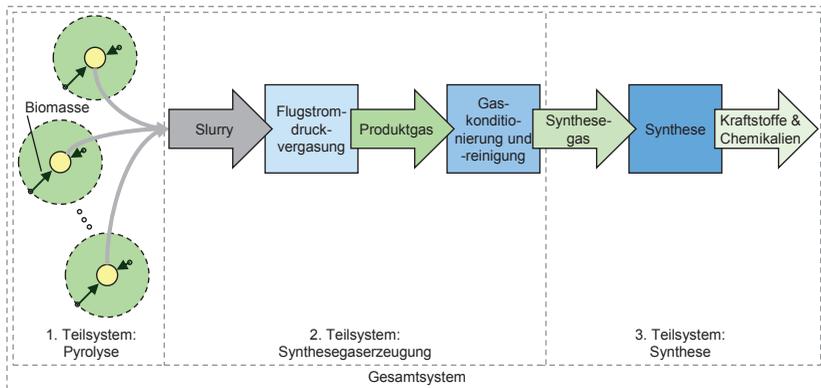


Abbildung 5-1: Systemgrenzen der techno-ökonomischen Bewertung

Das erste Teilsystem betrachtet die dezentralen Pyrolyseanlagen bzw. eine Schnellpyrolyseanlage. Die techno-ökonomische Bewertung umfasst alle Aspekte der Bereitstellung der Biomasse frei Pyrolyseanlage sowie die Umwandlung von Biomasse in einen pumpbaren und pneumatisch zu zerstäubenden Slurry unter Berücksichtigung sämtlicher Einsatzstoffe und Nebenprodukte sowie den Transport des hergestellten Slurrys zur zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage.

Das zweite Teilsystem umfasst sämtliche Umwandlungs-, Konditionierungs- und Reinigungsschritte, um aus Slurry ein für die jeweilige Syntheseanwendung geeignetes Synthesegas herzustellen. Auch hier werden sämtliche Einsatzstoffe sowie Nebenprodukte, wie beispielsweise Abwärme, in der techno-ökonomischen Bewertung berücksichtigt. Neben den Herstellkosten des aus Biomasse hergestellten Synthesegases werden zusätzlich die Konversionskosten ermittelt. Diese bieten die Möglichkeit, die Unterschiede zwischen den einzelnen Verfahrensalternativen genauer zu betrachten, da sie die Kosten für die Slurrybereitstellung frei Vergasungs- und Syntheseanlage nicht berücksichtigen. Die Konversionskosten im zweiten Teilsystem berücksichtigen also nur die mit Umwandlung von Slurry in Synthesegas assoziierten Kosten.

Das dritte Teilsystem bildet die Umwandlungsprozesse von Synthesegas zu den Endprodukten Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen ab.

5.2 Pyrolyse

Die in Kapitel 2.5 bereits erwähnten zwei Betrachtungsebenen der techno-ökonomischen Bewertung werden in der unten stehenden Abbildung des Teilsystems Pyrolyse deutlich. Die erste Detailebene bezieht sich auf die Pyrolyseanlage inkl. Biomassebereitstellung und Slurrytransport als Teil des BtL Gesamtsystems. Auf der zweiten Detailebene wird die Pyrolyseanlage in fünf wesentliche Teilprozesse untergliedert. Diese bestehen aus der Lagerung und Förderung der angelieferten Biomasse, der Zerkleinerung und Trocknung der Biomasse, der eigentlichen Pyrolyseeinheit, bestehend aus Wärmeträgerkreislauf sowie Produktgewinnung und schließlich der Mischung und Transportvorbereitung des Slurrys.

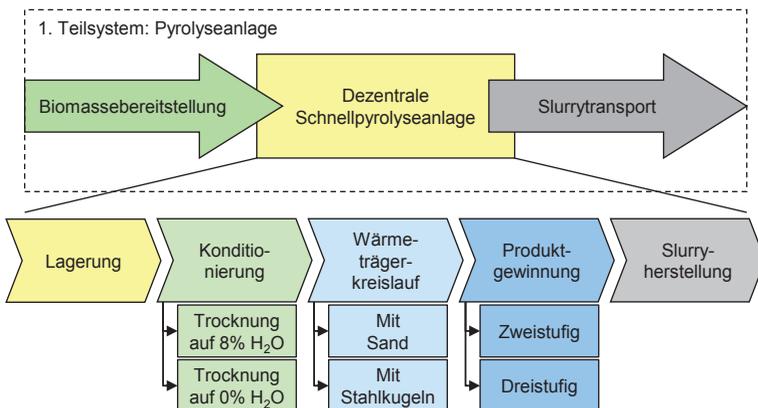


Abbildung 5-2: Verfahrenskonfigurationen der Schnellpyrolyseanlage

Die detaillierte Darstellung der Teilprozesse der Pyrolyseanlage ermöglicht die Analyse unterschiedlicher Konfigurationen der einzelnen Teilprozesse. Die Erläuterung der Verfahrensschritte auf der zweiten Detailebene wird im Folgenden durchgeführt. Durch die Betrachtung von Verfahrensalternativen in drei Teilprozessen ergeben sich insgesamt acht verschiedene Verfahrenskonfigurationen für die Pyrolyseanlage. Zur besseren Veranschaulichung der verwendeten Komponenten in den einzelnen Verfahrensschritten werden diese in Grundfließschemata vereinfacht dargestellt. Die Anordnung der Komponenten in den Fließschemata zueinander berücksichtigt bereits praktische Aspekte wie kurze Rohrleitungen, leichte Zugänglichkeit für Wartung und Reparatur sowie eine

möglichst effiziente Nutzung der Schwerkraft, um die Verwendung von Fördermaschinen zu minimieren.

5.2.1 Lagerung und Förderung der angelieferten Biomasse

Um saisonale Schwankung bei der Biomassebereitstellung auszugleichen und eine ununterbrochene Versorgung der Anlage sicherzustellen, ist eine Lagerung der Biomasse notwendig. Grundsätzlich ist eine Lagerung der Biomasse beim Produzenten, in einem Zwischenlager oder direkt bei der Pyrolyseanlage möglich. Diese Alternativen müssen für jeden Standort individuell an die Randbedingungen angepasst und optimiert werden. Es gilt aber immer, die Risiken, die mit der Lagerung verbunden sind, zu minimieren. Das Hauptproblem stellen der Substanzverlust und die Qualitätsveränderung dar, die sich durch biologische Abbauprozesse im Lagergut einstellen können. Bakterien und Pilze sind verantwortlich für die biologischen Abbauprozesse im Lagergut. Sie vermehren sich bei Temperaturen über dem Gefrierpunkt und einem Wassergehalt von ca. 40% am schnellsten und haben schon nach wenigen Tagen eine Selbsterwärmung des Lagerguts zur Folge. Unter Umständen kann diese Erwärmung sogar zur Selbstentzündung des Lagerguts führen (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009). Um das Wachstum der Bakterien und Pilze zu verhindern, ist eine Trocknung auf einen Wassergehalt von maximal 15% für beispielsweise Stroh direkt beim Produzenten der Biomasse notwendig. Die Trocknung kann somit als Konservierungsmethode angesehen werden. Grundsätzlich ist eine Just-In-Time-Belieferung der Pyrolyseanlage mit Biomasse vorgesehen, d.h., die gepressten Strohballen lagern die meiste Zeit auf dem Feld des Produzenten. Die Betrachtung der damit verbundenen Arbeitsschritte wird über die Bereitstellungskosten der Biomasse berücksichtigt. Um jedoch einen unterbrechungsfreien Betrieb der Schnellpyrolyseanlage gewährleisten zu können, muss ein Pufferlager direkt bei der Schnellpyrolyseanlage installiert werden (Ebadian et al. 2011).

Insbesondere die Entlade- und Fördertechnik des Pufferlagers sollte redundant installiert sein, damit es nicht zu Störungen im Betrieb der Pyrolyseanlage kommt. Für das betrachtete Pufferlager wird von einem Laufkran ausgegangen, der unter der Decke der geschlossenen Lagerhalle installiert ist und sowohl die Lkw bzw. Schlepper entladen, als auch die Förderanlagen in Richtung Weiterverarbeitung der Biomasse bedienen kann. Die Entladung eines Lkws dauert mit dem vorgeschlagenen Kransystem ungefähr sechs

Minuten. Da dieses Kransystem nicht nur für die Entladung, sondern auch für die Beschickung der Weiterverarbeitung vorgesehen ist, stellt die Zuverlässigkeit der Entlade- und Fördertechnik das Kriterium mit der höchsten Priorität dar. Die Dimensionierung der Entlade- und Fördertechnik bzw. des Kransystems erfolgt gemeinsam mit der der Lagerhalle in Kapitel 6. Der Weitertransport der Biomasse zur Konditionierung erfolgt mit Hilfe eines Förderbandsystems, das über das Kransystem in der Lagerhalle beladen wird.

5.2.2 Konditionierung der Biomasse

Für die Trocknung und Zerkleinerung von Stroh stehen auf dem Markt überwiegend technisch ausgereifte Verfahren zur Verfügung, allerdings sind diese Verfahren weit weniger verbreitet als Verfahren zur Konditionierung von Holz. Die betrachteten Verfahren kommen vorwiegend in Strohheizkraftwerken sowie Anlagen zur Strohpelletherstellung zum Einsatz. Nachfolgend werden die einzelnen Schritte der Zerkleinerung und Trocknung detailliert beschrieben. Die nachfolgende Abbildung fasst die Komponenten, die zur Zerkleinerung und Trocknung der Biomasse eingesetzt werden in einem Fließschema zusammen.

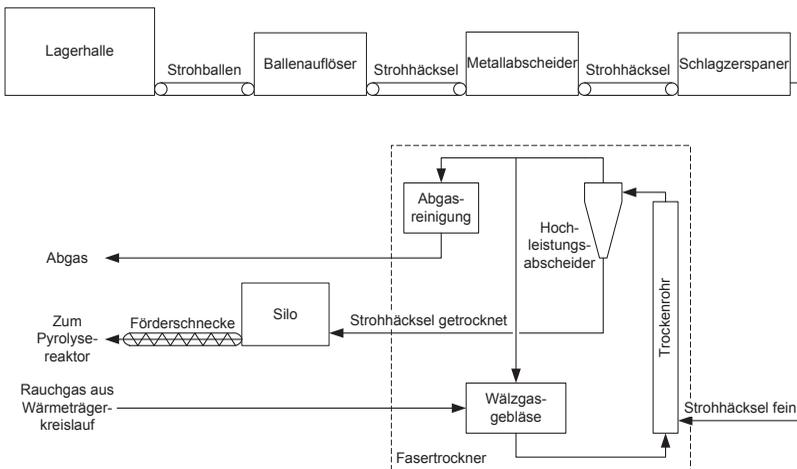


Abbildung 5-3: Grundfließschema der Konditionierung der Biomasse

Die Zerkleinerung des Strohs setzt sich aus drei Einzelschritten zusammen. Im ersten Schritt werden die angelieferten Quaderballen aufgelöst und grob

gehäckselt, nachfolgend werden mögliche Verunreinigungen durch Metallteile im Stroh entfernt und schließlich findet in einem Schlagzerspaner die Zerkleinerung auf die zur Pyrolyse notwendige Partikelgröße statt.

Zur groben Zerkleinerung der Quaderballen wird ein sogenannter Ballenauflöser eingesetzt. Das Strohäcksel, das den Ballenauflöser verlässt, besitzt eine Halmlänge zwischen 5 und 10 cm. Die Quaderballen werden dem Ballenauflöser über ein Förderband kontinuierlich zugeführt. Der Einsatz solcher Ballenauflöser für Stroh wird in der Landwirtschaft bei der Futterherstellung sowie in der Brennstoffaufbereitung in Strohheizkraftwerken und bei der Verwertung von Grünabfällen bis zu einer Kapazität von 20 t Biomasse pro Stunde eingesetzt (Wolff 2005). Das grobe Strohäcksel wird mit Hilfe von Förderbändern weiter zur Metallabscheidung transportiert. Bevor die Zerkleinerung auf die endgültige Partikelgröße durchgeführt werden kann, müssen zunächst eventuell auftretende, metallische Verunreinigungen aus dem Stroh entfernt werden, da die anlagentechnischen Komponenten im weiteren Verlauf der Prozesskette durch Metallteile beschädigt werden könnten und Stillstandzeiten für Reparaturen verursachen würden. Bei der Zerkleinerung von Grünabfällen werden bereits Trommelsiebanlagen mit Metallabscheidern in der geforderten Größenordnung verwendet (Arlt 2003). Nach der Abscheidung metallischer Verunreinigungen wird das grob gehäckselte Stroh per Förderband zur nächsten Zerkleinerungsstufe weitergeführt. Der Schlagzerspaner wird mit der geforderten Kapazität bereits in der Spanplattenindustrie zur Herstellung von Mittelschichtspänen sowie in der Strohpelletherstellung eingesetzt. Auch die Verfügbarkeit der Schlagzerspaner ist für den Einsatz in einem kontinuierlichen Prozess ausreichend (Wolff 2005). Das grob gehäckselte Stroh wird von oben zugeführt und fällt zunächst durch den Metallabscheider und anschließend in den Mahlraum. Dort rotieren Schlagleisten mit hoher Geschwindigkeit und zerkleinern das Aufgabegut im Flug durch Schlag und Prall. Der dadurch entstehende Luftstrom erzeugt Reibung zwischen den Strohpartikeln untereinander sowie mit der Wand des Mahlraumes und trägt somit zur weiteren Zerkleinerung des Strohs bei. Allerdings entsteht hierbei auch staubhaltige Luft. Das Stroh, das den Schlagzerspaner verlässt, hat eine Länge von maximal 10 mm und eine Breite von maximal 3 mm. Die Dicke der einzelnen Strohteilchen, die entscheidend für die Trocknungsgeschwindigkeit ist, entspricht der Wandstärke des Strohs und beträgt weniger als 0,5 mm. Die Knoten in den Strohhalmen behindern eine schnelle Trocknung, werden jedoch größtenteils durch die beiden Zerkleinerungsstufen

zermahlen, so dass das gesamte Aufgabegut im Schnellpyrolysereaktor zersetzt werden kann.

Der Weitertransport des feinen Strohhäcksels erfordert auf Grund der staubhaltigen Luft und der daraus resultierenden Explosionsgefahr ein Absaugsystem. Die staubhaltige Luft wird in den Trockner geleitet und in der nachgeschalteten Gasreinigung zusammen mit den Abgasen und dem Wasserdampf aus der Trocknungsanlage gefiltert. Während die Trocknung der Biomasse durch den Produzenten der Konservierung dient, sind mit dem Prozessschritt der Trocknung in der Pyrolyseanlage andere Aufgaben verknüpft. Die Trocknung der Biomasse unter einen Wassergehalt von 15% dient vorrangig der Gewichtsminderung für die nachfolgenden Prozessschritte und der Qualitätssteigerung der Pyrolyseprodukte durch eine Erhöhung des spezifischen Brennwertes. Eine schnelle Trocknung, wie sie in der Pyrolyseanlage erforderlich ist, kann nur durch eine Warmlufttrocknung erfolgen. Die Warmlufttrocknung arbeitet im Allgemeinen mit einer Luftvorwärmung von 40 bis 120°C, in Abhängigkeit von dem abzuführenden Wasser, der verfügbaren Trocknungszeit und dem Anfangswassergehalt (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009; Wolff 2005). Dieser Trocknungsvorgang kann nicht im Lager erfolgen und muss daher in einem speziellen Trockner stattfinden. Für die Wärmebereitstellung zur Luftvorwärmung stehen zum einen das im Pyrolyseschritt gewonnene Pyrolysegas sowie die Abwärme aus der Kühlung der übrigen Pyrolyseprodukte zur Verfügung.

Als geeigneter Trockner für die Pyrolyseanlage bietet sich ein Faser Trockner mit Rückluftnutzung der Firma Schenkman-Piel-Engineering GmbH aus Leverkusen an. Dieser Trockner wird zur Trocknung von Holzfasern für die Herstellung von mitteldichten Faserplatten und hochdichten Faserplatten eingesetzt und verfügt über Kapazitäten von bis zu 50 t trockenem Faserdurchsatz pro Stunde. Der Faser Trockner ist prinzipiell ein Stromtrockner und gilt daher als ausgesprochener Kurzzeittrockner. Die fein zerspannten Strohpartikel mit ca. 15% Wassergehalt trocknen in einem Steigrohr, durch das sie mit Hilfe trockener Rauchgase pneumatisch gefördert werden, innerhalb weniger Sekunden. Der Stromtrockner verfügt neben dem Trockenrohr über eine Dosiervorrichtung, die das Feuchtgut über Düsen in den Trockner einbringt. Die pneumatische Förderung durch das Trockenrohr endet bei den Hochleistungsabscheidern. Dort werden die getrockneten Strohpartikel mit Hilfe mehrerer Zyklone vom Rauchgasstrom getrennt und über Zellenradschleusen ausgetragen. Die Abluft des Trockners, die die

Abscheider verlässt, wird in eine nachgeschaltete Reinigungsanlage weitergeleitet. Bei diesem Fasertrockner mit Rückluftnutzung, wird nicht das gesamte Rauchgas direkt in die Reinigungsanlage geschickt. Ein Teil des Rauchgases muss über Ventile als Abgas entfernt und entsprechend dem für die Trocknung erforderlichen Wärmestrom muss frisches Heißgas zugeführt werden. Hierfür ist ein Wälzgasgebläse notwendig, das den Rauchgasstrom antreibt. Die Wärmeübertragung erfolgt durch Konvektion und ist auf Grund der hohen Gasgeschwindigkeiten sehr gut (Vauck & Müller 2000). Durch diese Rückführung des Rauchgases lassen sich nach Herstellerangaben thermische Energieeinsparungen von ca. 25% erzielen. Die Reinigungsanlage für die Trocknerabgase besteht zum einen aus den bereits erwähnten Hochleistungsabscheidern zur Separation der getrockneten Strohpartikel und zum anderen aus einem nachgeschalteten Gaswäscher. Der größte Vorteil dieser Konstruktion liegt in der Möglichkeit, die Abgase aus der Verbrennung der bei der Pyrolyse entstehenden Produktgase zu nutzen. Inwieweit die thermische Energie in den Abgasen der Pyrolysegasverbrennung ausreicht, zumal diese ebenfalls zur Wärmeeinbringung in den Wärmeträgerkreislauf des Pyrolyseprozessschrittes genutzt werden, muss für die jeweilige Verfahrensalternative getrennt betrachtet werden. Grundsätzlich verlässt das heiße Rauchgas die Pyrolyseeinheit mit mindestens 500°C, da dies der Temperatur im Pyrolysereaktor entspricht und daher nicht mehr zur Aufheizung des Wärmeträgers verwendet werden kann.

Für den Prozessschritt der Trocknung werden zwei Alternativen untersucht. Die erste Variante sieht eine Trocknung der Strohpartikel von 15 auf ca. 8% Wassergehalt vor. Dabei wird eine Temperatur der Trocknungsluft von 60 bis 80°C benötigt. Das Trocknungsgut hat nach der Trocknung somit eine Temperatur von ca. 50°C, wenn es in den nächsten Prozessschritt weitergeleitet wird. Die zweite Variante sieht eine Trocknung der Strohpartikel von 15 auf nahezu 0% Wassergehalt vor. Um dies technisch realisieren zu können, sind allerdings Temperaturen der Trocknungsluft von bis zu 150°C erforderlich. Diese Temperatur darf aber nicht überschritten werden, da sonst Brand- bzw. Explosionsgefahr besteht. Die Zündtemperatur von trockenem Stroh beträgt ca. 180°C (Kaltschmitt, Hartmann & Hofbauer 2009), die Differenz von 30°C wird als Sicherheitspuffer gebraucht, da die Möglichkeit besteht, dass lokale Temperaturspitzen auftreten. Wenn die Strohpartikel den Trockner verlassen, haben sie eine Temperatur von ca. 100°C. Durch höhere Temperaturen der Biomasse nach der Trocknung kann der thermische Energiebedarf im Pyrolysereaktor reduziert werden. Die beiden Alternativen

unterscheiden sich hauptsächlich durch die unterschiedlichen Mengen an abzuführendem Wasser. Diese Prozessgröße ist die Hauptvariable bei der Auslegung des Trockners, da der Durchsatz des Aufgabeguts in beiden Fällen gleich groß ist. Die Grundidee für eine Trocknung unter einen Wassergehalt von ca. 8% besteht darin, einen größeren Energie- und Investitionsaufwand für die Trocknung in Kauf zu nehmen, um im weiteren Verlauf der Schnellpyrolyse den Großteil der anlagentechnischen Komponenten für einen kleineren Massestrom auslegen zu können. Durch die verbesserte Vorwärmung und den geringeren Massestrom durch das fehlende Wasser, muss außerdem weniger Energie im weiteren Prozessverlauf zugeführt werden. Weiterhin wird durch die umfangreichere Trocknung in den Pyrolyseanlagen ein höherer spezifischer Brennwert des Slurrys mit niedrigerem Wassergehalt erreicht.

Um durch kleinere Störungen in der Trocknung und Zerkleinerung der Biomasse keine Stillstandzeiten im Pyrolysetrakt der Anlage zu verursachen, wird zwischen Trocknung und Pyrolyse ein kleines Puffersilo mit einer Bevorratung für eine Stunde eingebaut. Durch diese Verzögerung geht einerseits ein Teil der thermischen Energie, die in der Biomasse steckt, verloren, andererseits würde ein eventuelles Herunter- und anschließendes Hochfahren der gesamten Anlage weitaus höhere Verluste verursachen.

5.2.3 Pyrolysereaktor und Wärmeträgerkreislauf

Im Anschluss an die Konditionierung der Biomasse folgt die eigentliche Pyrolyse. Diese lässt sich wiederum einteilen in den Wärmeträgerkreislauf, d.h. die Rückgewinnung des Wärmeträgers aus dem Pyrolysereaktor, seine Aufheizung und Förderung zur Wiedereinführung in den Reaktor, sowie die Gewinnung der einzelnen Pyrolyseprodukte Koks, Kondensat und Gas. In dieser Arbeit werden zwei unterschiedliche Verfahrenstechniken für den Wärmeträgerkreislauf betrachtet, zunächst der Wärmeträgerkreislauf mit Sand, der über einen pneumatischen Lift gefördert wird und anschließend der Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln, die über ein mechanisches Becherwerk gefördert werden. Der Wärmeträgerkreislauf mit Sand ist in der bioliq Pilotanlage installiert. Die zweite Variante mit Stahlkugeln und Becherwerk wurde bereits vielfach im Technikumsmaßstab am ITC-CPV eingesetzt.

5.2.3.1 Basisdesign der Pyrolyseeinheit

Der Anlagenteil, in dem die eigentliche Pyrolyse stattfindet, stellt der Doppelschneckenreaktor der Lurgi GmbH dar. Die Ausführung des Doppelschneckenreaktors ist weitgehend unabhängig vom eingesetzten Wärmeträger. Der Reaktor besteht aus zwei Förderschnecken, die sich in dieselbe Richtung drehen. Zum einen gewährleisten diese den Transport der Biomasse und des Wärmeträgers in axialer Richtung und zum anderen eine gute radiale Durchmischung der Biomasse mit dem Wärmeträger. Dem Reaktor wird zunächst die Biomasse zugeführt, anschließend wird der Wärmeträger hinzugefügt. Die Menge der zugeführten Biomasse ist abhängig vom gewählten Trocknungsverfahren. Das Masseverhältnis von Sand zu Biomasse beträgt ca. 10:1. Beim Eintritt in den Reaktor beträgt die Temperatur des Sandes zwischen 510 und 550°C. Im Falle der Stahlkugeln als Wärmeträger beträgt das Masseverhältnis von Stahlkugeln zu Biomasse ca. 30:1. Das Temperaturniveau der Stahlkugeln ist identisch mit dem des Sandes beim Eintritt in den Pyrolysereaktor. Die Zuführung des Wärmeträgers sowie der Biomasse erfolgt über einen Schneckenförderer.

Wichtig für die beiden Zuführsysteme ist, dass die Förderung der Biomasse und des Wärmeträgers gleichmäßig erfolgt, dies kann durch die Schneckenförderer, verknüpft mit einer einfachen volumetrischen Messung der zugeführten Mengen, gewährleistet werden. Weiterhin muss beachtet werden, dass kein Sauerstoff mit in den Reaktor eingetragen wird, da die Pyrolyse idealerweise unter Ausschluss von Sauerstoff stattfinden soll. Die Sauerstoffzufuhr über den Sandkreislauf sollte auf Grund der Rauchgasatmosphäre im pneumatischen Lift sowie im Sandbunker nahezu gleich null sein. Für den Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln ergibt sich in dieser Hinsicht ebenfalls kein Problem, da dieser Kreislauf geschlossen ist und die Stahlkugeln über einen Wärmetauscher indirekt beheizt werden. Der mitgeführte Sauerstoff in der Biomasse, deren Gewichtsanteile im Gemisch mit dem Wärmeträger Sand unter 10% und im Gemisch mit dem Wärmeträger Stahlkugeln unter 4% betragen, ist gering genug, um auf eine zusätzliche Inertisierung durch eine Stickstoffspülung zu verzichten, zumal die Trocknung der Biomasse ebenfalls in einer Rauchgasatmosphäre erfolgt und der Sauerstoffgehalt dadurch zusätzlich reduziert wird. Mögliche Verluste in der Produktausbeute, die durch Oxidation mit dem eingeschleppten Sauerstoff entstehen können, betragen unter 1% des Brennwertes der eingesetzten Biomasse (Dahmen et al. 2007).

Die Durchmischung von Wärmeträger und Biomasse erfolgt schnell und die Biomassepartikel werden prompt in Gas, Teerdämpfe, Koks und Reaktionswasser zersetzt. Die entstehenden Kokspartikel werden durch Reibung mit dem Wärmeträger sowie den Förderschnecken im Reaktor sehr fein gemahlen und dadurch zusammen mit den Gasen, Teerdämpfen sowie dem Wasserdampf aus dem Reaktor ausgelesen. Die Reaktionszeit und damit auch die Verweilzeit im Reaktor beträgt nur ca. zehn Sekunden. Das Reaktorvolumen ist nahezu unabhängig vom eingesetzten Wärmeträger, da die Volumenströme der einzelnen Wärmeträger auf Grund der unterschiedlichen Dichte ungefähr gleich groß sind. Der Doppelschneckenreaktor der Lurgi GmbH wird seit 1950 gebaut und zur Pyrolyse verschiedenster Edukte eingesetzt. Neben der Beschickung mit Kohle und Naphta wurde der Reaktor auch zur Weiterverarbeitung von Teersanden und Raffinerierückständen eingesetzt. Am KIT wurde er für die Verarbeitung von Stroh angepasst.

Die Prozessfolge vom Doppelschneckenreaktor bis hin zur Produktgewinnung wird mit einem leichten Überdruck betrieben, um das Eindringen von Sauerstoff im Falle eines Lecks zu verhindern. Bei einem Eintrag von Sauerstoff besteht zum einen Brand- und Explosionsgefahr, da die Pyrolyseprodukte brennbar und stark aufgeheizt sind, und zum anderen verschlechtert sich die Produktausbeute, da die Pyrolyseprodukte zusammen mit dem Sauerstoff zu Produkten mit geringerem Brennwert reagieren. Der Überdruck kann durch die Rückführung eines kleinen Teils der nahezu inerten Abgase aus der Pyrolysegasverbrennung bereitgestellt werden. Eine spezielle Abdichtung ist nicht erforderlich, das Druckgefälle in den Förderschnecken zwischen Biomassezuführung und Doppelschneckenreaktor sollte ausreichen, um ein Rückströmen des Rauchgases in das Biomassesilo zu verhindern.

5.2.3.2 Wärmeträgerkreislauf mit Sand

Die erforderlichen Anlagenteile für den Wärmeträgerkreislauf mit Sand und pneumatischem Lift sind im nachfolgenden Fließschema zusammengefasst.

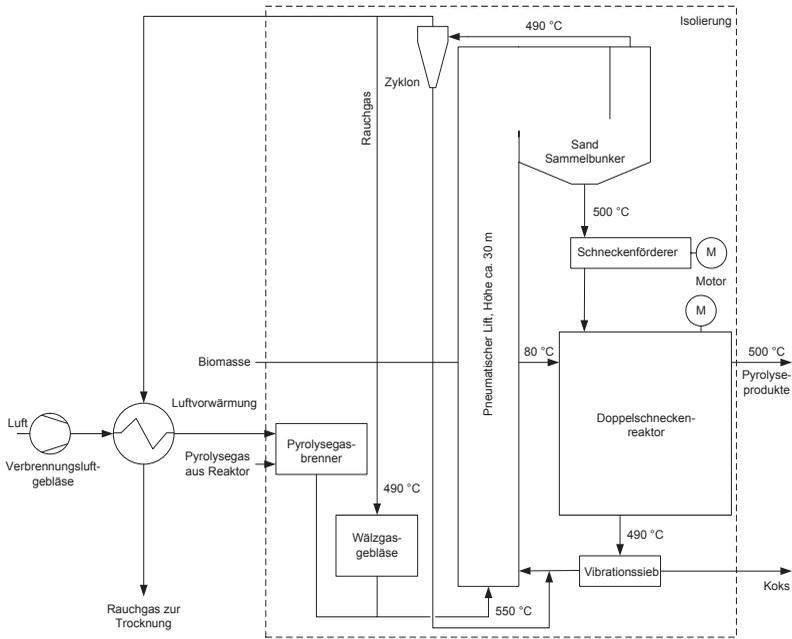


Abbildung 5-4: Grundfließschema des Wärmeträgerkreislaufs mit Sand

Der Großteil des eingesetzten Sandes verlässt den Doppelschneckenreaktor nach unten und wird über ein Filtersieb von möglichen Koksrückständen getrennt. Ein Teil des Kokes setzt sich an der Oberfläche der Sandpartikel fest und kann nicht der Produktgewinnung zugeführt werden. Die Aufheizung des Sandes muss außerhalb des Reaktors erfolgen und er wird daher über ein Zuführsystem in ein Steigrohr mit heißen Rauchgasen transportiert. Diese heißen Rauchgase dürfen nicht in den Doppelschneckenreaktor gelangen, daher ist eine Sandsäule notwendig, die hoch genug ist, um dies zu verhindern. Diese Sandsäule ist hauptverantwortlich für die Bauhöhe des pneumatischen Lifts, die ca. 30 m beträgt. Im Steigrohr bzw. dem pneumatischen Lift wird der Sand mit Hilfe des heißen Rauchgases in einen am oberen Ende des Lifts befindlichen Sammelbunker befördert. Die

Wärmeübertragung im pneumatischen Lift erfolgt direkt und im Gleichstromprinzip. Neben der Wärmeübertragung durch das heiße Rauchgas, das mit ca. 550°C in das Steigrohr eingeblasen wird, findet noch eine Innenverbrennung statt, bei der der Koks, der sich auf der Oberfläche der Sandpartikel abgesetzt hat, verbrennt und somit zusätzlich Wärme an den Sand abgibt (Dahmen et al. 2007). Für die in dieser Arbeit betrachteten Masseströme des Wärmeträgers Sand von maximal ca. 70 kg/s stößt ein pneumatischer Lift an seine Kapazitätsgrenze (Peters, Timmerhaus & West 2003). Daher sind vor einem Einsatz des pneumatischen Lifts im großtechnischen Maßstab weitere Untersuchungen dieses Anlagenteils erforderlich, ob es sich als wirtschaftlicher gegenüber der mechanischen Alternative mit geringerem Energiebedarf erweisen kann.

An das obere Ende des pneumatischen Lifts schließt sich ein Sammelbunker für den aufgeheizten Sand an, das heiße Rauchgas verlässt den Bunker nach oben. Sand, der sich dann möglicherweise noch im Rauchgas befindet, wird über einen Zyklon herausgefiltert und über das Zuführsystem am unteren Ende des pneumatischen Lifts wieder in den Wärmeträgerkreislauf eingespeist. Die Temperatur des Rauchgases im Zyklon beträgt noch ca. 490°C. Diese Temperatur stellt gleichzeitig die Obergrenze für die Feinfiltration der Abgase dar, da andernfalls die Materialkosten stark ansteigen würden (Vauck & Müller 2000). Ein Teil der heißen Rauchgase wird nach der Zyklonierung in ein Wälzgasgebläse geschleust, um anschließend wieder in den pneumatischen Lift eingespeist zu werden. Der andere Teil wird in einen Wärmetauscher zur Vorwärmung der Verbrennungsluft für den Pyrolysegasbrenner geleitet. Nachdem das Rauchgas den Wärmetauscher durchlaufen hat, erfolgt die Reinigung in einem Gaswäscher, bevor es zur Trocknung der Biomasse eingesetzt wird.

In den Wärmeübertrager wird die Verbrennungsluft eingeblasen und indirekt mit dem heißen Rauchgas beheizt, das den Wärmeträgerkreislauf in Richtung Trocknung der Biomasse verlässt. Dieser Wärmetauscher bringt zwei Vorteile mit sich. Zum einen ist die Temperaturobergrenze für die Trocknung der Strohpartikel mit ca. 150°C vorgegeben, da bei 180°C die Zündtemperatur des trockenen Stroh erreicht wird. Die Temperatur des heißen Rauchgases, das den Kreislauf im pneumatischen Lift verlässt, hat eine Temperatur von knapp unter 500°C, daher ist die Absenkung der Temperatur für die Trocknung notwendig. Zum anderen kann eine Vorwärmung der Verbrennungsluft für den Pyrolysegasbrenner erfolgen. Dies ist vor allem vorteilhaft,

da die Energie, die im Pyrolysegas steckt, nur oberhalb des Temperaturniveaus von ca. 500°C genutzt werden kann, um den Wärmeträger Sand aufzuheizen. Somit lässt sich durch die Verbrennungsluftvorwärmung die Verbrennungstemperatur des Pyrolysegases erhöhen und gleichzeitig der Anteil der zur Beheizung des Wärmeträgers nutzbaren Energie vergrößern.

Die Verbrennungsluft wird mit Hilfe eines Gebläses durch den Wärmetauscher in den Pyrolysegasbrenner eingetragen. Dort wird die vorgewärmte Verbrennungsluft zusammen mit dem im Pyrolyseaktor entstandenen Gas verbrannt. Das Gas, das aus der Produktgewinnung kommt, hat eine Temperatur von nur ca. 30°C. Die Verbrennungstemperatur des Pyrolysegases variiert je nach Vorwärmung der Verbrennungsedukte, liegt aber über 1.000°C, und damit sind die Verbrennungsgase zu heiß um sie direkt in den pneumatischen Lift einspeisen zu können, da die im pneumatischen Lift eingesetzten Materialien für eine maximale Gastemperatur von ca. 600°C ausgelegt sind. Eine Auslegung für höhere Gastemperaturen würde die Materialkosten stark ansteigen lassen (Peters, Timmerhaus & West 2003). Des Weiteren würde eine Erhöhung der Rauchgastemperatur im pneumatischen Lift wiederum den Anteil der Energie, die zum Aufheizen des Wärmeträgers benutzt werden kann, negativ beeinflussen. Aus diesem Grund wird das heiße Abgas, das den pneumatischen Lift passiert hat und eine Temperatur von ca. 490°C besitzt, mit den frischen Verbrennungsgasen so gemischt, dass sich eine Temperatur des Rauchgasstromes von ca. 550°C einstellt. Diese Zusammenführung der beiden Gasströme kann erst nach dem Wälzgasgebläse erfolgen, das den Rauchgaskreislauf antreibt, da das Wälzgasgebläse maximal für eine Temperatur von ca. 630°C ausgelegt werden kann (Vauck & Müller 2000). Wichtig bei dieser direkten Wälzgasheizung ist die Steuerung, damit ständig ein Teil des umlaufenden Rauchgases über Ventile aus dem Kreislauf entfernt wird und die Zugabe der frischen Verbrennungsabgase aus dem Pyrolysegasbrenner genau an die vom Wärmeträger Sand aufgenommene Wärmemenge angepasst wird.

5.2.3.3 Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln

In der folgenden Abbildung wird das Fließschema für den Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln und mechanischem Becherwerk dargestellt.

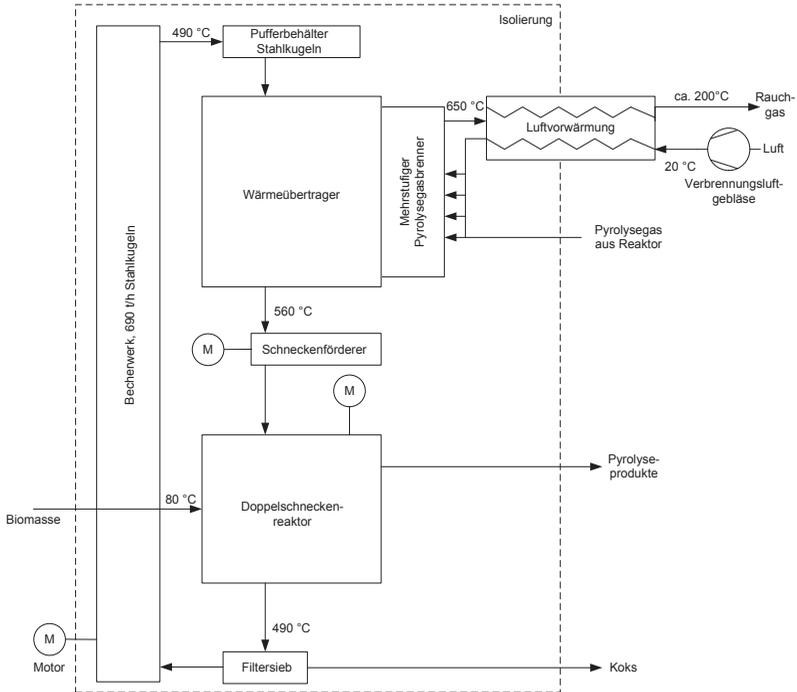


Abbildung 5-5: Grundfließschema des Wärmeträgerkreislaufs mit Stahlkugeln

Der alternative Wärmeträgerkreislauf nutzt Stahlkugeln und ein mechanisches Becherwerk. Die Stahlkugeln haben einen Durchmesser von ca. 1,5 mm und es ergibt sich eine Schüttdichte des Wärmeträgers von ca. 4.800 kg/m^3 . Auf Grund dieser physikalischen Eigenschaften ist eine pneumatische Förderung nicht möglich, und an dieser Stelle kommt ein mechanisches Becherwerk zum Einsatz. Der wichtigste Vorteil in dieser Variante besteht darin, dass sich die Stahlkugeln nicht wie der Sand fein zermahlen lassen und somit auch nicht in die Pyrolyseprodukte eingetragen werden können. Einen weiteren Vorteil stellt die indirekte Beheizung des Wärmeträgers dar. Da die Stahlkugeln nicht in direkten Kontakt mit den Abgasen aus der Verbrennung des Pyrolysegases kommen, besteht keine Gefahr, dass Staub oder sonstige Verunreinigungen in die Verbrennungsabgase gelangen. Folglich kann im Vergleich zur Variante mit Sand als Wärmeträger die Zyklonierung und Wäsche der Rauchgase entfallen. Der Nachteil dieser Variante mit Stahlkugeln liegt in der geringen Wärmekapazität der Stahlkugeln, die ein Masseverhältnis von 30:1 von

Stahlkugeln zu Biomasse erfordert. Der Doppelschneckenreaktor ändert sich in seiner Baugröße, wie bereits erwähnt, auf Grund der höheren Dichte der Stahlkugeln nur geringfügig. Nach dem Durchlaufen des Doppelschneckenreaktors verlassen die Stahlkugeln mit einer Temperatur von ca. 490°C den Reaktor nach unten, die Pyrolyseprodukte Gas, Teerdämpfe, Koks und Reaktionswasser werden nach oben aus dem Reaktor ausgetragen. Eventuelle Koksablagerungen an den Stahlkugeln werden durch ein dem Reaktor nachgeschaltetes Sieb vom Wärmeträger getrennt. Sollten dennoch Ablagerungen an den Stahlkugeln zurückbleiben, werden diese beim erneuten Durchlauf durch den Doppelschneckenreaktor zusammen mit den übrigen Pyrolyseprodukten in Richtung Produktgewinnung ausgetragen. Anschließend werden die Stahlkugeln über ein Becherwerk mechanisch in einen Pufferbehälter befördert. Das Becherwerk wird mit einem Elektromotor angetrieben und ist für eine Temperatur von ca. 500°C ausgelegt. Die Durchlaufzeit für einen Umlauf durch den Wärmeträgerkreislauf beträgt ungefähr sechs Minuten. Der Pufferbehälter am oberen Ende des Becherwerks sammelt die Stahlkugeln bevor sie in den Wärmetauscher eingeführt werden. Die Temperatur der Stahlkugeln im Pufferbehälter beträgt noch ca. 490°C.

Der Wärmeübertrager ist für Temperaturen bis 700°C ausgelegt und aus einer Nickellegierung gefertigt. Die Stahlkugeln werden durch Lamellen geleitet und indirekt mit den Verbrennungsabgasen aus dem Pyrolysegasbrenner von ca. 490 auf 560°C aufgeheizt. Anschließend werden die Stahlkugeln über einen Schneckenförderer in den Doppelschneckenreaktor eingeleitet. Die Zuführung erfolgt auch hier, analog zur Biomassezuführung, über eine volumetrische Messung. Im Vergleich zu den relativ einfachen Bauteilen, die für die Variante mit mechanischem Becherwerk und Stahlkugeln als Wärmeträger verwendet werden können, stellt der Pyrolysegasbrenner das komplizierteste Bauteil dar. Da die Temperatur im Wärmetauscher 700°C nicht überschreiten sollte, die Verbrennungstemperatur des Pyrolysegases jedoch über 1.000°C liegt, muss die Verbrennung mehrstufig erfolgen. Die einzelnen Stufen der Verbrennung müssen so gesteuert werden, dass immer genau so viel Sauerstoff über die Verbrennungsluft zugeführt wird, um die Verbrennungstemperatur von 700°C nicht zu überschreiten. In Summe wird in allen Stufen eine leicht überstöchiometrische Sauerstoffmenge zugeführt, um eine vollständige Verbrennung des Pyrolysegases zu erreichen. Die Verbrennungsgase, die den Wärmeübertrager verlassen, haben noch eine Temperatur von ca. 650°C und werden in einem weiteren Wärmeübertrager zur Verbrennungsluftvorwärmung genutzt. An dieser Stelle wird analog zum

Wärmeträgerkreislauf mit Sand der doppelte Effekt genutzt, mehr Energie zur Aufheizung des Wärmeträgers zur Verfügung zu haben, indem die Verbrennungsluft sowie evtl. das Pyrolysegas vorgewärmt werden, gleichzeitig die Temperatur der Rauchgase zu senken, um diese zur Trocknung der Biomasse einsetzen zu können.

Für beide Varianten des Wärmeträgerkreislaufs empfiehlt es sich eine Isolierung um die heißen Anlagenteile zu installieren. Obwohl alle heißen Anlagenteile auch einzeln isoliert sind, lässt sich durch die Umbauung der Wärmeverlust im Wärmeträgerkreislauf verringern. Indem die zur Verbrennung des Pyrolysegases benötigte Luft durch diese Umbauung der heißen Anlagenkomponenten strömt, erwärmt sich diese durch die Abwärme der einzelnen Komponenten schon bevor sie in den Wärmetauscher gelangt. Auf diese Weise lassen sich die thermischen Energieverluste auf ca. 1,5% des in der Biomasse enthaltenen Brennwertes begrenzen (Kommayer 2009). Ein weiterer Vorteil dieser Prozessführung ist die reduzierte Brand- und Explosionsgefahr. Falls durch unbeabsichtigte Leckagen Kohlenstoffmonoxid oder Teerdämpfe austreten, werden diese durch den ständigen Verbrennungsluftstrom in Richtung Pyrolysegasbrenner weitergeschleust. Dort können diese Verschleppungen in der Verbrennungsluft und somit auch die Leckagen erkannt und schnell beseitigt werden.

5.2.4 Produktgewinnung

Die Produkte der Pyrolyse setzen sich aus den festen, flüssigen sowie gasförmigen Bestandteilen Koks, Kondensat und Gas zusammen. Da es keine Möglichkeit gibt das Gas in den Slurry mit einzumischen, wird es vollständig zur Deckung des Wärmebedarfs der Pyrolyseanlage verwendet. Die beiden Produkte Koks und Kondensat werden miteinander zu einem Slurry vermischt und somit für die weitere Verarbeitung in einer zentralen Vergasungsanlage in ein transportfähiges Medium umgewandelt. Für die technische Ausführung der Produktgewinnung werden in dieser Arbeit zwei alternative Verfahrenskonfigurationen untersucht. Zunächst wird die dreistufige Produktgewinnung betrachtet, die einen Zyklon gefolgt von zwei Kondensationsstufen vorsieht. Als alternatives Verfahren wird die zweistufige Produktgewinnung untersucht, die nur aus zwei Kondensationsstufen besteht. Die Produktstruktur der beiden Verfahrensalternativen unterscheidet sich auf Grund der unterschiedlichen Techniken, die zur Produktgewinnung eingesetzt werden. Da aber im Anschluss an die Produktgewinnung die Einzelprodukte,

die alle festen und flüssigen Bestandteile der Pyrolyseprodukte beinhalten, miteinander vermischt werden, wird in dieser Arbeit davon ausgegangen, dass die Beschaffenheit des Slurrys unabhängig von der technischen Ausführung der Produktgewinnung ist.

5.2.4.1 Dreistufige Produktgewinnung

Das Fließschema für die dreistufige Produktgewinnung ist in der folgenden Abbildung dargestellt.

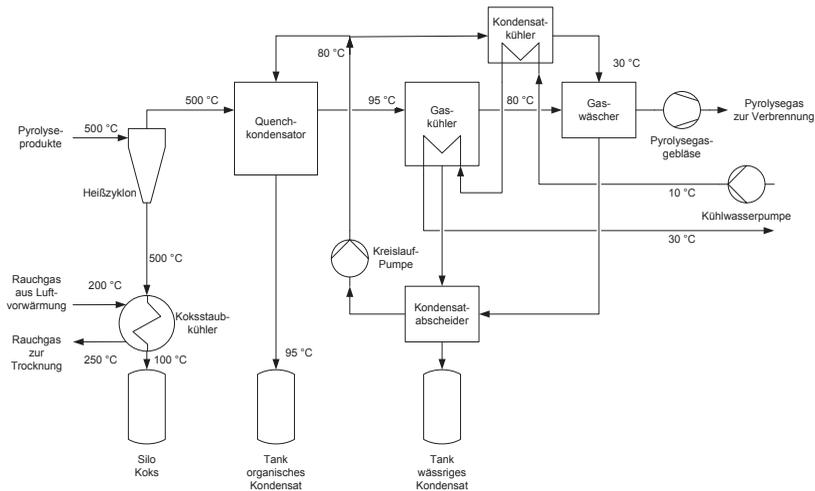


Abbildung 5-6: Grundfließschema der dreistufigen Produktgewinnung

Die heißen Pyrolyseprodukte verlassen den Doppelschneckenreaktor mit einer Temperatur von ca. 500 °C und werden zunächst in einen mehrstufigen Heißzyklon geleitet. In diesem Heißzyklon wird der Großteil der Kokspartikel mit Hilfe der Schwerkraft abgeschieden und in einem Wärmetauscher auf ca. 100 °C abgekühlt. Der Abscheidegrad des Heißzyklons erlaubt den Einsatz eines Quenchkondensators im nachfolgenden Prozessschritt ohne spezielle Vorrichtungen, um Ablagerungen zu verhindern. Der Wärmeübertrager wird vom Rauchgas durchströmt, das den Wärmeträgerkreislauf verlassen hat und in Richtung Trocknung der Biomasse weitergeleitet wird. Somit lässt sich ein Teil der thermischen Energie, die in den Pyrolyseprodukten steckt, zurückgewinnen und zur Deckung des Wärmebedarfs der Anlage wiederverwenden. Anschließend wird der Koks in einem Silo mit einer Kapazität für eine Stunde zwischengelagert, bevor er zusammen mit dem

Kondensat zu einem Slurry weiterverarbeitet wird. Die Handhabung des Kokes stellt sich problematisch dar, da dieser pyrophor ist und somit Explosionsschutzmaßnahmen erforderlich sind. Sämtliche Rohrleitungen sowie das Silo, in das der Koks eingeleitet wird, müssen daher mit Inertgas gespült werden. Des Weiteren besteht die Gefahr, dass sich in den Rohrleitungen zwischen Doppelschneckenreaktor und Zyklon Ablagerungen bilden. Auf der Oberfläche des Kokes lagert sich Teer an, und diese klebrige Verbindung setzt sich dann in der Rohrleitung fest und verstopft diese. In den Versuchsanlagen wurden diese Verstopfungen mechanisch durch Schieber entfernt. Um dieses Problem in der großtechnischen Anlage zu verhindern, sollten die Rohrleitungen zwischen Doppelschneckenreaktor und Zyklon möglichst kurz gehalten werden und nach Möglichkeit beheizt sein. Die übrigen Pyrolyseprodukte Kondensat und Gas verlassen den Zyklon nach oben und werden in den Quenchkondensator eingeleitet. In dieser ersten Kondensationsstufe wird ein schweres organisches Kondensat gewonnen, das den Großteil des Brennwertes der eingesetzten Biomasse enthält. Der Produktstrom wird durch die Quenche von ca. 500 auf 95°C abgekühlt. Das dabei entstehende Kondensat wird in einem Abscheider gesammelt. Anschließend gelangt das teerartige organische Kondensat in einen Tank, der analog zum Kokssilo eine Kapazität für eine Stunde hat und wird anschließend gemeinsam mit dem Koks und dem Kondensat aus der zweiten Kondensationsstufe zu einem Slurry verarbeitet.

Der Pyrolyseproduktstrom wird im Anschluss an den Quenchkondensator in eine zweite Kondensationsstufe weitergeleitet. In diesem Gaskühler wird der Produktstrom von ca. 95 auf 80°C abgekühlt, um weitere kondensierbare Bestandteile sowie Wasser aus dem Produktstrom zu entfernen. Die Röhren im Gaskühler werden mit Kühlwasser im Gegenstrom durchströmt. Das Kondensat wird auch hier in einem Abscheider gesammelt und zum Teil in den Quenchkondensator der ersten Stufe zurückgeführt und dort fein zerstäubt durch Düsen eingespritzt. Die Temperatur des wässrigen Kondensats aus der zweiten Stufe beträgt bei der Einspritzung ca. 80°C und wird im Quenchkvorgang wieder auf 95°C erwärmt. Dabei kondensieren die schweren organischen Bestandteile im Pyrolyseproduktstrom und die leichteren eingespritzten werden wieder gasförmig und gelangen in die zweite Kondensationsstufe. Angetrieben wird dieser Kondensatkreislauf von einer Pumpe. Das Temperaturniveau im Kühlwasser, das den Gaskühler der zweiten Kondensationsstufe und den nachfolgenden Kondensatkühler durchströmt, ist allerdings zu gering, um thermische Energie für die

Wiederverwendung im Prozess zurückzugewinnen. Aus diesem Grund geht die thermische Energie, die im Kondensat und im Gas steckt, verloren. Das wässrige Kondensat, das im Gaskühler gewonnen und nicht zum Quenchvorgang benötigt wird, wird in den Kondensatkühler weitergeleitet, um dort von 80 auf 30°C abgekühlt zu werden. Dieses kalte wässrige Kondensat wird dann in einen Gaswäscher eingesprüht, um letzte Verunreinigungen und Wasser aus dem Pyrolyseproduktstrom zu entfernen, so dass dieser nur noch aus Pyrolysegas besteht. Nachdem das Kondensat den Gaswäscher durchlaufen hat, gelangt es wieder in den Kondensatabscheider und letztlich in einen Tank, der ebenfalls eine Kapazität für eine Stunde hat. Der Gaswäscher, der sich an die beiden Kondensationsstufen anschließt, stellt sicher, dass letzte Nebeltröpfchen aus dem Pyrolyseproduktstrom herausgefiltert werden. Das übrig bleibende Pyrolysegas kann somit ohne weitere Reinigungsstufen über ein Gebläse in den Pyrolysegasbrenner im Wärmeträgerkreislauf weitergeleitet werden.

5.2.4.2 Zweistufige Produktgewinnung

Als Alternative zur dreistufigen Produktgewinnung mit drei festen bzw. flüssigen Produkten, die im Anschluss wieder miteinander zu einem Produkt vereint werden, wird in der zweistufigen Produktgewinnung auf die Zyklonierung verzichtet. Somit entfällt die gesonderte Heraustrennung des Kokes aus dem Produktstrom, der den Doppelschneckenreaktor verlässt. Die damit erhofften Verfahrensvorteile bestehen einerseits in dem Wegfall eines Verfahrensschrittes und andererseits in der einfacheren Handhabung der Produkte, da nur noch zwei, anstelle von drei festen bzw. flüssigen Zwischenprodukten entstehen. Die beiden Zwischenprodukte sind zum einen ein festes, reaktionsträges und rieselfähiges Gemisch aus den Pyrolyseprodukten Koks und Teerkondensat, ein sogenannter Krümelkoks, und zum anderen ein wässriges Pyrolysekondensat. Durch die reaktionsträge Eigenschaft des Krümelkokes kann auf die Inertisierung, die bei der gesonderten Koksgewinnung erforderlich war, verzichtet werden. Die folgende Abbildung zeigt das Fließschema der zweistufigen Produktgewinnung.

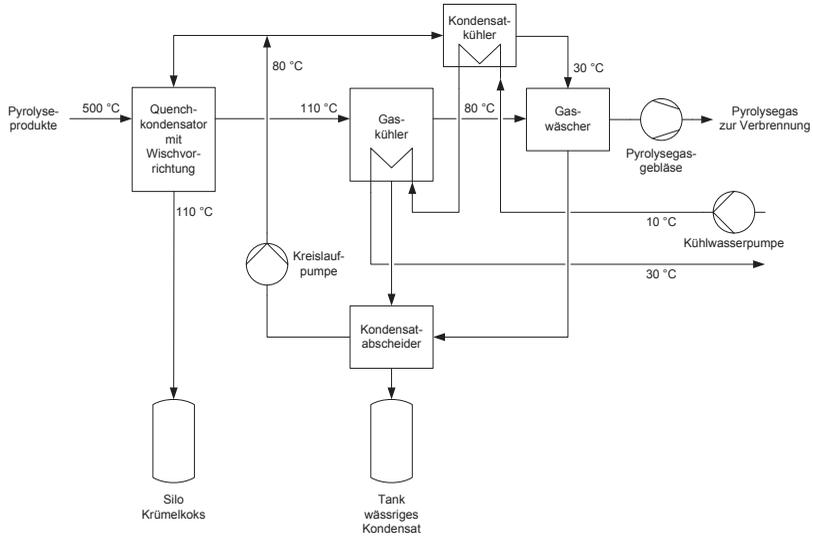


Abbildung 5-7: Grundfließschema der zweistufigen Produktgewinnung

Analog zur dreistufigen Variante wird der Pyrolyseproduktstrom mit einer Temperatur von ca. 500 °C in die erste Stufe der Produktgewinnung eingeleitet. Die erste Stufe stellt nun der Quenchkondensator dar, in dem das wässrige Pyrolysekondensat, das in der zweiten Stufe gewonnen wird, für den Quenchvorgang verwendet wird. Das wässrige Kondensat wird mit einer Temperatur von ca. 80 °C fein zerstäubt in den Quenchkondensator eingesprüht und verdampft im heißen Produktstrom vollständig. Durch die Verdampfung des wässrigen Kondensats wird die Temperatur des Produktstromes auf ca. 110 °C herunter gekühlt. Dabei setzen sich die organischen Bestandteile des Pyrolysekondensates auf der Oberfläche des Kokes ab und bilden den Krümelkoks. Dieser Effekt funktioniert auf Grund der höchst porösen Struktur des Kokes und der daraus resultierenden, besonders großen Oberfläche sehr gut. Das Gewichtsverhältnis von Koks zu Kondensat ist kleiner eins, wobei der Krümelkoks dennoch nahezu trocken erscheint (Kornmayer 2009). Das wässrige Kondensat bleibt bei der Temperatur von ca. 110 °C im gasförmigen Zustand und wird vollständig in die zweite Kondensationsstufe weitergeleitet. Probleme im Quenchkondensator entstanden im Labor- und Technikumsmaßstab vor allem durch Ablagerungen des Krümelkokes an den Wänden des Kondensators sowie in den Rohrleitungen. Diese können durch Verkürzung der Rohrleitungen und

deren Beheizung sowie eine mechanische Abreinigung der Kondensatorwände vermieden werden.

Auf Grund des relativ niedrigen Temperaturniveaus der zweistufigen Produktgewinnung von ca. 110°C, mit dem die Pyrolyseprodukte den Quenchkondensator verlassen, ist eine Wärmerückgewinnung nicht sinnvoll. Der Krümelkoks wird daher vom Quenchkondensator ohne Wärmerückgewinnung direkt in ein Silo mit einer Kapazität für eine Stunde eingelagert, bevor er zusammen mit dem wässrigen Kondensat zu einem transportfähigen Slurry vermischt wird. Das gasförmige wässrige Kondensat wird zusammen mit dem übrigen Pyrolyseproduktstrom in der zweiten Kondensationsstufe durch einen Gaskühler geführt. Die Kühlröhren des Gaskühlers werden von Kühlwasser im Gegenstrom durchströmt und kühlen den Produktstrom auf ca. 80°C ab. Der Großteil des wässrigen Kondensats im Pyrolyseproduktstrom kann somit kondensiert werden und wird in einem Kondensatabscheider gesammelt. Anschließend wird es dann zum einen Teil in den Quenchkondensator gepumpt und zum anderen Teil in einen Kondensatkühler, der ebenfalls im Gegenstrom mit Kühlwasser durchströmt wird. Das Kondensat wird somit auf ca. 30°C abgekühlt und anschließend in den Gaswäscher eingesprüht. Im Gaswäscher werden letzte Nebeltröpfchen aus dem Pyrolyseproduktstrom entfernt, so dass das übrige Pyrolysegas direkt mit Hilfe eines Gebläses in die Pyrolysegasverbrennung im Wärmeträgerkreislauf eingeleitet werden kann. Das wässrige Kondensat, das den Gaswäscher nach unten verlässt, gelangt in einen Tank. Im nachfolgenden Prozessschritt wird das Kondensat zusammen mit dem Krümelkoks zu einem Slurry gemischt.

5.2.5 Slurryherstellung

Ziel der Slurryherstellung ist ein zur Lagerung geeigneter und pumpbarer Slurry, der sich im Vergaser zerstäuben lässt. Zum jetzigen Zeitpunkt der Entwicklung ist es noch nicht möglich zu sagen, über welche Zeitspanne ein Slurry aus Pyrolysekoks und -kondensat stabil, d.h. ohne Sedimentierung bzw. Phasentrennung, gelagert werden kann. Es wird daher angenommen, dass der Slurry nach dem Transport zur und vor der Vergasung in einer zentralen Anlage nochmals aufbereitet wird, um leicht pumpbar und zerstäubbar zu sein. Die zu mischenden Zwischenprodukte unterscheiden sich je nach zwei- bzw. dreistufiger Produktgewinnung, die Anteile von Koks, organischem und wässrigem Kondensat sind in Summe jedoch in beiden Fällen gleich. Der Hauptunterschied besteht darin, dass bei der zweistufigen

Variante der Großteil des organischen Kondensats bereits auf der Oberfläche des Kokes sitzt. Für die Slurryherstellung werden in dieser Arbeit daher keine unterschiedlichen Verfahren für das Anmischen des Slurrys betrachtet. In der nachfolgenden Abbildung wird der Verfahrensschritt der Slurryherstellung schematisch dargestellt.

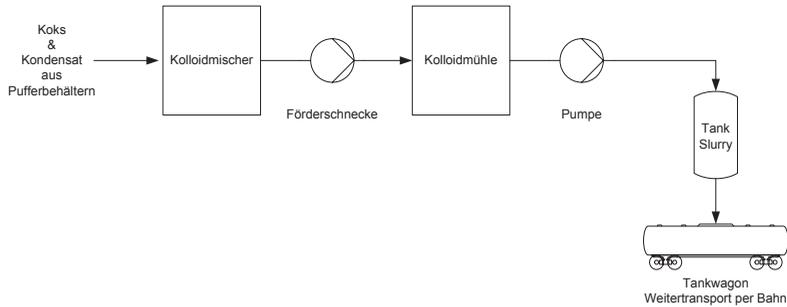


Abbildung 5-8: Grundfließschema der Slurryherstellung

Die Zwischenprodukte aus der Produktgewinnung werden von ihren Pufferbehältern zunächst in einen Kolloidmischer geführt. Die Aufgabe des Kolloidmischers ist es, im Falle der dreistufigen Produktgewinnung den pulverartigen Koks mit den beiden Kondensaten gleichmäßig zu mischen. Auf Grund der pyrophoren Eigenschaften des Kokes ist für die Anmischung des Slurrys eine Inertisierung des Kolloidmischers notwendig. Im Falle der zweistufigen Produktgewinnung entstehen durch die klebrigen Oberflächen des Krümelkokes Klumpen, die beseitigt werden, indem der Krümelkoks zusammen mit dem wässrigen Kondensat in den Kolloidmischer gegeben wird. Die Krümelkoksklumpen können eine Größe von bis zu 2 cm Durchmesser erreichen und werden im Kolloidmischer vollständig zerstört (Raffelt 2008). Das Verhältnis von flüssigen zu festen Bestandteilen im Slurry beträgt ca. 2:1 und entspricht somit ungefähr dem bei der Pyrolyse entstehenden Produktmix. Kolloidmischer werden von der Firma MAT Mischanlagentechnik GmbH hergestellt, deren Produkte auch für die Slurryherstellung im Labormaßstab am KIT verwendet werden. Dem Kolloidmischer wird zunächst ein fließfähiges Medium, bestehend aus Kondensat, zugeführt und anschließend wird das Kokspulver batchweise hinzugegeben. Die Energie, um die groben Strukturen zu zerstören und die einzelnen Kokspartikel freizusetzen, wird durch hohe Schergeschwindigkeiten bereitgestellt. Diese wird über die Viskosität des Fluides zwischen den

Partikeln übertragen (Raffelt 2008). Die Förderung des grob angerührten Slurrys erfolgt über Pumpen bzw. Förderschnecken. Im nachfolgenden Prozessschritt wird der grobe Slurry nochmals durch eine Kolloidmühle geschickt, da die Partikelgröße im Slurry für die Vergasung maximal 100 µm betragen darf. Im Kolloidmischer wurden bisher lediglich die Klumpen, bestehend aus einzelnen Kokspartikeln, die durch das organische Kondensat miteinander verklebt wurden, zerstört. Die Kokspartikel selbst bleiben dabei allerdings unberührt. In der Kolloidmühle wird der Slurry nun durch ein mit Zähnen besetztes, konisches Rotor-Stator-System geführt, das eine minimale Spaltbreite von 45 µm aufweist. Nach diesem Prozessschritt wird die für die Vergasung notwendige maximale Partikelgröße im Slurry eingehalten und der Slurry kann in Tankwagons umgeladen und per Bahn zur zentralen Vergasungsanlage weitertransportiert werden. Der direkte Abtransport zur Weiterverarbeitung ist auch auf Grund der Slurryeigenschaften bezüglich der biologischen Abbauprozesse während der Lagerung notwendig, da diese Prozesse wesentlich schneller als bei fossilen Rohölprodukten ablaufen (Blin et al. 2007).

5.3 Synthesegaserzeugung

Die Synthesegaserzeugung stellt das zweite betrachtete Teilsystem dar und beschreibt die Flugstromdruckvergasung des in der Pyrolyseanlage hergestellten Slurrys und die anschließende Konditionierung und Reinigung des Produktgases für die im dritten Teilsystem betrachteten Syntheseanwendungen. Die Systemgrenze des zweiten Teilsystems Synthesegaserzeugung sowie die betrachteten Teilprozesse und deren alternativen Konfigurationen sind in Abbildung 5-9 dargestellt.

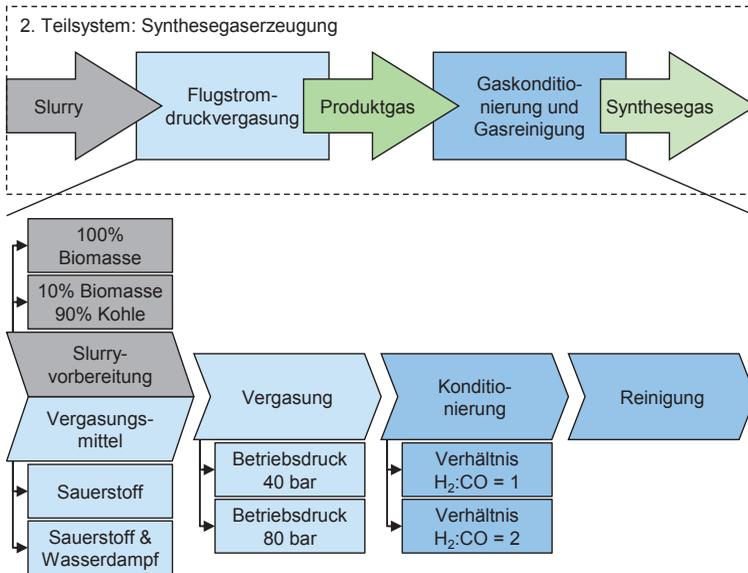


Abbildung 5-9: Verfahrenskonfigurationen der Synthesegaserzeugung

Es werden in vier Teilprozessen jeweils zwei alternative Konfigurationen betrachtet. Im Fall der Vergasung mit einer Kombination der Vergasungsmittel Sauerstoff und Wasserdampf werden jedoch keine Konditionierungsalternativen und keine alternativen Ausführungen der Slurryvorbereitung betrachtet. Somit werden insgesamt zehn unterschiedliche Verfahrenskonfigurationen der Synthesegaserzeugung untersucht. Im Folgenden wird zunächst die Basiskonfiguration der Synthesegaserzeugung erläutert und anschließend auf die einzelnen Teilprozesse und alternativen Konfigurationen eingegangen.

5.3.1 Basiskonfiguration der Synthesegaserzeugung

Die Basiskonfiguration der Synthesegaserzeugung ist in Abbildung 5-10 zusammengefasst. Der in den dezentralen Pyrolyseanlagen hergestellte Slurry wird in der zentralen Anlage zur Vergasung und Synthese nochmals aufbereitet und zusammen mit dem Vergasungsmittel in den Flugstromdruckvergaser eingedüst. Das entstehende Produktgas der Flugstromdruckvergasung besteht vorrangig aus CO, H₂, Wasserdampf, CO₂, Methan und geringen Anteilen an längerkettigen Kohlenwasserstoffen sowie verschiedenen Verunreinigungen. Um ein für Syntheseanwendungen

5 Bestimmung der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Verfahrens

geeignetes Gas zu erhalten, ist zunächst die Konditionierung des $H_2:CO$ Verhältnisses erforderlich. Wie in Kapitel 3.4 erläutert, benötigt die DME Synthese ein $H_2:CO$ Verhältnis von 1, die Fischer-Tropsch Synthese hingegen ein Verhältnis von 2. Weiterhin sind Waschprozesse notwendig, um Partikel aus dem Rohsynthesegas zu entfernen, die nachgeschaltete Katalysatoren beschädigen könnten und um dieses abzukühlen. Durch die Kühlung in den Gaswäschern und in einem zusätzlichen Gaskühler wird Wasserdampf entfernt und das trockene Rohsynthesegas kann schließlich in einer physikalischen Sauergaswäsche von CO_2 und verschiedenen Verunreinigungen befreit werden.

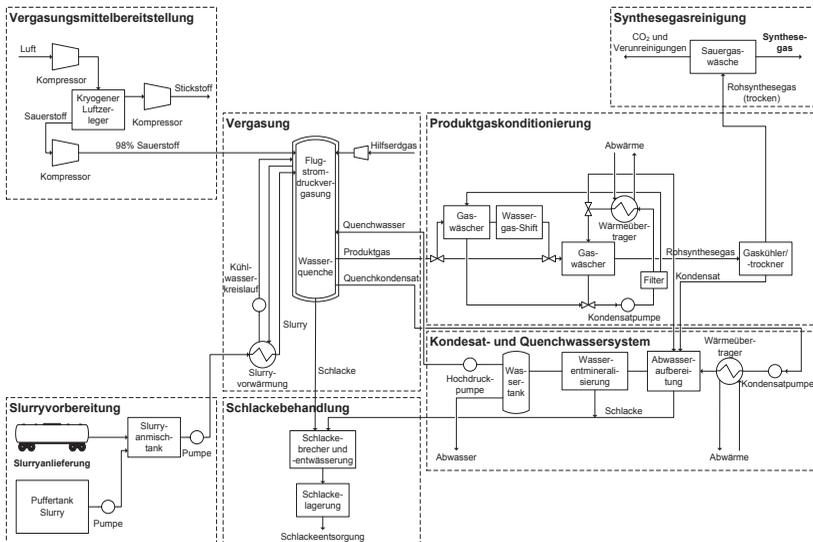


Abbildung 5-10: Grundfließschema der Synthesegaserzeugung (Basiskonfiguration)

Das mit dem oben genannten Verfahren erzeugte Synthesegas besteht ausschließlich aus H_2 und CO . Es wird angenommen, dass die betrachteten Reinigungsschritte CO_2 , die Partikelbeladung und sonstige Verunreinigungen bis auf ppm-Level entfernen und das Synthesegas direkt in Synthesereaktoren für die Herstellung von Kohlenwasserstoffen eingesetzt werden kann.

5.3.1.1 Slurryvorbereitung

Die Slurrybereitstellung ist dem Flugstromdruckvergaser vorgeschaltet und erfüllt die Aufgabe, die Versorgung des Vergasers mit einem homogenen,

pneumatisch förderbaren und zerstäubbaren Slurry sicherzustellen. Die Herstellung des Slurrys findet wie in Kapitel 5.2 beschrieben in dezentralen Pyrolyseanlagen statt. Durch den Transport per Bahn und eventuelle Lagerzeiten können im Slurry Sedimentationseffekte auftreten, die Probleme bei der Förderung und Eindüsung verursachen. Um Sedimentationseffekte im Slurry auf ein Minimum zu reduzieren, ist eine Just-In-Time-Belieferung der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage mit Slurry vorgesehen. Auf dem Gelände wird nur eine Reserve für fünf Betriebstage vorgehalten, um eventuelle Lieferverzögerungen ausgleichen zu können. Weiterhin entstehen durch die niedrigen Lagerbestände nur geringe Kosten durch Kapitalbindung. Die Reservetanks können sowohl mit Slurry als auch mit Öl befüllt sein, da der Flugstromdruckvergaser verschiedene Einsatzstoffe verarbeiten kann. Auf dem aktuellen Preisniveau von Rohöl im Vergleich zum Slurry kann damit ebenfalls die Kapitalbindung reduziert werden. Zudem kann Öl auch längere Zeit gelagert werden, ohne dass Sedimentationseffekte auftreten. Die Aufbereitung des per Bahn angelieferten bzw. aus den Reservetanks entnommenen Slurrys sieht folgende Prozessschritte vor: Zunächst wird der Slurry aus den Tankwagen abgelassen und in Mischbecken aufgerührt, um einen möglichst homogenen Einsatzstoff für die pneumatische Förderung in Richtung Vergaser herzustellen. Bevor der Slurry in den Flugstromdruckvergaser eingedüst wird, wird er mit Hilfe der Abwärme des Vergaserkühlschirms auf ca. 120°C vorgewärmt, wodurch der thermische Energiebedarf der Vergasung reduziert wird. Eine Vorwärmung auf höhere Temperaturen wäre mit der Abwärme des Kühlschirms zwar möglich, allerdings würden dann unerwünschte Zersetzungsreaktionen im Slurry einsetzen, die Probleme bei der pneumatischen Förderung verursachen könnten.

5.3.1.2 Vergasungsmittelbereitstellung

Kryogene Luftzerleger stellen nach aktuellem Stand der Technik den effizientesten und wirtschaftlichsten Weg dar, um Sauerstoff im großtechnischen Maßstab für den Einsatz in einer Flugstromdruckvergasung zu produzieren. Die kryogene Luftzerlegung ist die einzige ausgereifte Technologie, die Sauerstoff mit einer Reinheit von über 99% und einer Kapazität von ca. 3.000 t Sauerstoff pro Tag bietet. Im Folgenden werden die Grundprinzipien der kryogenen Luftzerlegung beschrieben und im Anschluss der Aufbau einer typischen Luftzerlegungsanlage dargestellt.

Bei der Verflüssigung von Luft wird die physikalische Eigenschaft ausgenutzt, dass sich Gase bei der Verdichtung erwärmen und bei der Entspannung abkühlen. Somit ist es möglich, dass verdichtete Luft, die zunächst wieder auf Umgebungstemperatur abgekühlt wird, nach der erneuten Entspannung unter die Umgebungstemperatur abgekühlt werden kann. Nach diesem Prinzip lässt sich trockene Luft in ihre Hauptbestandteile 78% Stickstoff, 21% Sauerstoff, 0,9% Argon sowie weitere Edelgase zerlegen. Den ersten Arbeitsschritt bei der Luftzerlegung stellt die Verdichtung der Luft dar. Hierbei wird gefilterte Luft aus der Umgebung mit Hilfe eines Kompressors auf einen Druck von rund 6 bar verdichtet. In einem zweiten Arbeitsschritt muss die verdichtete Luft mit Wasser vorgekühlt und in einem Adsorber von Verunreinigungen wie Staub, Kohlenstoffdioxid, Wasserdampf und Kohlenwasserstoffe befreit werden. Andernfalls würden Kohlenstoffdioxid und Wasserdampf im nachfolgenden Teil der Anlage gefrieren und diesen zusetzen. Die Wasserkühlung reicht allerdings nicht aus, um Temperaturen von -191 bis -193°C zu erreichen, bei denen die Luft in den flüssigen Aggregatzustand übergeht. Die vorgekühlte Luft, die den Adsorber verlässt, besitzt eine Temperatur von ca. 5°C . Die weitere Abkühlung findet in einem Wärmeübertrager statt. Bereits entspannte Produktgasströme mit tiefen Temperaturen werden genutzt, um die verdichtete Luft weiter abzukühlen. Im Wärmeübertrager wird die warme verdichtete Luft mit Hilfe der kalten entspannten Produktgasströme bis auf eine Temperatur von -180°C abgekühlt. Diese kalten Produktgasströme sind ein Teil des am Ende der Luftzerlegung gewonnenen Stickstoffs, der zum Wärmetauscher zurückgeführt wird. Durch die anschließende Expansion bzw. Entspannung in einem Ventil oder einer Turbine wird die verdichtete Luft weiter abgekühlt und verflüssigt sich teilweise. Im vierten Arbeitsschritt kann die verflüssigte Luft in Sauerstoff und Stickstoff zerlegt werden. Hierzu werden die unterschiedlichen Siedetemperaturen der einzelnen Bestandteile der verflüssigten Luft genutzt. Da die Siedetemperaturen von Sauerstoff und Stickstoff mit -183°C und -196°C in einem relativ schmalen Temperaturfenster liegen, muss deren Destillation in einem mehrstufigen Prozess in einer Rektifikationskolonne durchgeführt werden. In dieser Rektifikationskolonne rieselt die verflüssigte Luft durch eine bestimmte Anzahl von Siebböden im Gegenstrom zur nicht verflüssigten, aufsteigenden Luft nach unten. Auf den einzelnen Siebböden staut sich die verflüssigte Luft, so dass sich eine flüssige Schicht bildet, die von den aufsteigenden Gasblasen durchströmt wird. Dabei kondensiert ein Teil des Sauerstoffs in den Gasblasen auf Grund seiner

höheren Siedetemperatur im Vergleich zum Stickstoff. In den Flüssigkeitstropfen, die von einem Siebboden zum nächsten fallen, läuft der Vorgang umgekehrt ab. Hier verdampft ein Teil des flüssigen Stickstoffs auf Grund des tieferen Siedepunkts. Somit sammelt sich am oberen Ende der Rektifikationskolonne gasförmiger Stickstoff und am unteren Ende flüssiger Sauerstoff. Da nach einer Rektifikationsstufe die getrennten Gase noch nicht rein genug sind, wird der verflüssigte Sauerstoff unten aus der Rektifikations-säule abgezogen, verdampft und weiter oben erneut eingeführt. Der gasförmige Stickstoff wird am oberen Ende abgezogen, kondensiert und am unteren Ende wieder in die Rektifikationssäule eingespeist. Diese beiden Vorgänge werden solange wiederholt, bis die gewünschte Reinheit der Gase erreicht ist (Linde AG Engineering Division 2010).

Um die Wirtschaftlichkeit der kryogenen Luftzerlegung zu untersuchen, ist es wichtig zu erfassen, wie die Luftzerlegungsanlage in die Vergasungs- und Syntheseanlage integriert werden kann. Die Herstellkosten für den reinen Sauerstoff hängen maßgeblich davon ab, ob und in welchem Umfang die Nebenprodukte, vor allem Stickstoff, verwertet werden können. Teile des gewonnenen Stickstoffs werden innerhalb der Vergasungsanlage für Kühlzwecke genutzt. Für die in dieser Arbeit betrachtete Vergasungs- und Syntheseanlage ist keine weitere Verwendung des Stickstoffs außerhalb der Luftzerlegungsanlage vorgesehen. Daher kann der sich ergebende Sauerstoff-bereitstellungspreis als konservative Schätzung angesehen werden. Durch eine mögliche Vermarktung des Nebenprodukts Stickstoff könnten Kosten-einsparungen realisiert werden.

Die Funktionsweise der in dieser Arbeit betrachteten kryogenen Luftzerlegungsanlage ist in Abbildung 5-10 grob skizziert. Die angesaugte Luft wird zunächst gefiltert, bevor sie in einem mehrstufigen Kompressor mit Kühlung zwischen den einzelnen Kompressionsstufen verdichtet wird. Der mehrstufige Kompressor wird mit einem Elektromotor betrieben, dessen elektrischer Energiebedarf den Großteil des Energiebedarfs der Luftzerlegungsanlage verursacht. Die verdichtete Luft wird in der anschließenden Vorbehandlung zunächst vorgekühlt und in einem Adsorber von Wasserdampf, Kohlenstoffdioxid und weiteren Verunreinigungen befreit. Im nachfolgenden Wärmetauscher wird sie mit Hilfe der Hauptproduktströme abgekühlt. In der anschließenden kryogenen Separation findet die eigentliche Trennung in Sauerstoff und Stickstoff statt. Der gewonnene Sauerstoff wird der Kolonne am unteren Ende in flüssiger Form entnommen und daraufhin

auf über 40 bzw. 80 bar verdichtet, um später als Vergasungsmittel zusammen mit dem Slurry in den Flugstromdruckvergaser eingedüst zu werden. Der verdichtete flüssige Sauerstoff wird dann im Wärmetauscher verdampft und auf Umgebungstemperatur erwärmt. Gleichzeitig wird damit die verdichtete angesaugte Luft abgekühlt. Der gasförmige Stickstoff der in der Kolonne gewonnen wird, wird ebenfalls zur Abkühlung der verdichteten angesaugten Luft verwendet und weiterhin in den Zwischenkühlungsstufen des Kompressors als Kühlmittel eingesetzt (Smith & Klosek 2001).

Die größten Hersteller für kryogene Luftzerlegungsanlagen sind die Linde AG sowie die Air Liquide SA. Beide Hersteller haben bereits Luftzerlegungsanlagen mit Kapazitäten von über 4.000 t Sauerstoff pro Tag verkauft und in Betrieb genommen. Die Linde AG erhielt beispielsweise den Großauftrag, für die Qatar Shell GTL Ltd. acht Luftzerlegungsanlagen zu liefern. Die Luftzerlegungsanlagen werden Teil der Pearl Gas-To-Liquids (GTL)-Anlage in der Ras Laffan Industrial City in Katar sein und sind für eine Sauerstoffmenge von rund 30.000 t/d ausgelegt (Air Liquide Engineering & Construction Cryogenics Europe 2011; Linde AG Engineering Division 2010).

Neben der Vergasung mit reinem Sauerstoff als Vergasungsmittel wird in dieser Arbeit weiterhin eine Kombination der Vergasungsmittel Sauerstoff und Wasserdampf betrachtet. Für diese Konfigurationen der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage werden zusätzliche Maschinen und Apparate zur Dampferzeugung benötigt. Der für den Wasserdampf benötigte Massestrom an Wasser wird in einem Wärmeübertrager mit Hilfe der Abwärme aus der Kondensation des Quenchwassers aus dem Flugstromdruckvergaser verdampft. Da das Temperaturniveau der Abwärme zwischen 150 und 220°C liegt, muss die Verdampfung bei Drücken unterhalb des Betriebsdruckes des Flugstromdruckvergasers erfolgen. Dies hat wiederum zur Folge, dass der Wasserdampf für die Einspeisung in den Flugstromdruckvergaser verdichtet werden muss. Der verdichtete Wasserdampf wird anschließend auf ca. 800°C überhitzt und in den Vergaser eingespeist. Für die Überhitzung des Wasserdampfs wird ein Erdgasbrenner eingesetzt.

Zusätzlich zu den Anlagen der Slurry- und Vergasungsmittelbereitstellung werden noch weitere Hilfsaggregate wie beispielsweise eine Erdgasversorgung oder eine Inertgaspülung für den Flugstromdruckvergaser benötigt. Auf Grund der sehr geringen Masse- und Energieströme in diesen

Anlagenteilen werden diese nicht gesondert in der Investitionsschätzung betrachtet, sondern über differenzierte Zuschlagssätze, wie in Kapitel 4.2.1.4 erläutert, berücksichtigt.

5.3.1.3 Vergasung

Für eine großtechnische Umsetzung eines Verfahrens zur Herstellung von synthetischen Kraftstoffen und Chemikalien mit einer Brennstoffeingangsleistung von rund $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ eignet sich, wie in Kapitel 3.2.2 erläutert, insbesondere die Flugstromdruckvergasung. Vergaser mit Kapazitäten in dieser Größenordnung werden von verschiedenen Herstellern zur Kohlevergasung produziert. Der in dieser Arbeit betrachtete Flugstromdruckvergaser basiert auf dem von der Siemens Fuel Gasification Technology GmbH entwickelten Vergaser SFG-1200. Die neu gegründete Siemens Fuel Gasification Technology GmbH übernahm im Mai 2005 die Geschäftsanteile der Firma Sustec Holding AG an der Future Energy GmbH zu 100%. Die Future Energy GmbH ging aus dem Gaskombinat Schwarze Pumpe hervor. Damit verschaffte sich Siemens Zugang zu Patenten, Technologien und Testanlagen für das GSP-Verfahren (Gaskombinat Schwarze Pumpe). Das Siemens Gasification Test Center befindet sich am Stammsitz des Unternehmens in Freiberg. Diese Einrichtung verfügt über Testanlagen in denen mehr als 60 verschiedene Ausgangsstoffe, die von Kohle über Petrolkoks, Altöl, verschiedene flüssige Chemikalienrückstände, kommunale und industrielle Abwasserschlämme bis hin zu Biomasse mit hohem Ascheanteil und Wassergehalt reichen, vergast wurden. Der wesentliche Vorteil dieser Technologie besteht in der großen Einsatzstoffflexibilität. Mit dieser Übernahme wurde Siemens zum Anbieter im Bereich Detailplanung, Beschaffung und Baustellenmanagement für zukunftsfähige Vergasungstechnologie wie IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) und BtL Anlagen (Hannemann et al. 2008). Der Entwicklungsstand des Flugstromdruckvergasers von Siemens sowie anderer Hersteller werden in Kapitel 3.2.3 erläutert.

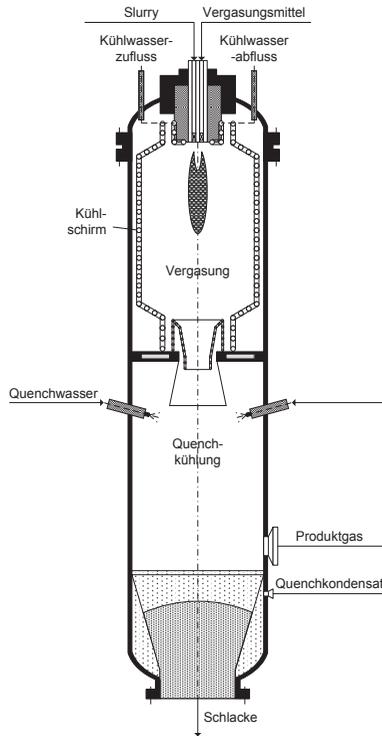


Abbildung 5-11: Flugstromdruckvergaser (Schingnitz 2002)

Abbildung 5-11 zeigt eine Skizze des Flugstromdruckvergasers, der sich aus der Vergasungszone im oberen Teil und dem Quenkbereich im unteren Teil des Druckbehälters zusammensetzt. Die Vergasungszone im oberen Teil des Druckbehälters ist von einem Kühlturm umgeben, dessen spiralförmige Röhren mit unter Druck stehendem Kühlwasser durchströmt werden. Die Röhren werden durch eine Schlackeschicht von den hohen Reaktionstemperaturen in der Vergasungszone geschützt, wie in Abbildung 5-12 dargestellt. Flüssige Schlacke kommt nur mit fester Schlacke in Berührung, die sich direkt auf den Röhren des Kühlturms bildet, daher ergeben sich nur geringfügige Probleme mit Korrosion und Erosion auf den Röhren. Dieses Kühlturmdesign erlaubt lange Betriebszyklen mit bis zu mehreren Jahren zwischen Reparatur- und Wartungsarbeiten. Im Vergleich zur herkömmlichen Feuerfestausmauerung ist der Kühlturm des Flugstromdruckvergasers unempfindlich gegenüber hohen Aschegehalten und schwankenden

Aschezusammensetzungen im Einsatzstoff. Die relativ geringe Wärmekapazität des Kühlschrims erlaubt kurze Anfahrzeiten sowie Schnellabschaltungen ohne Schädigung des Vergasers.

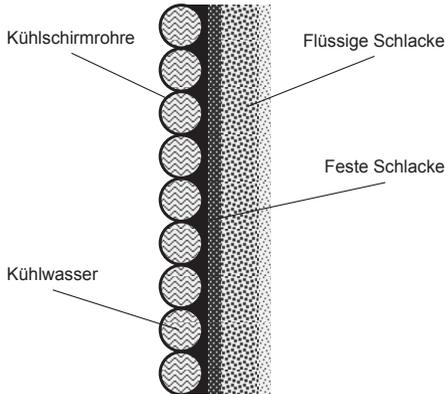


Abbildung 5-12: Kühlschild mit schützender Schlackeschicht (Schingnitz 2002)

Der aus verschiedenen Einsatzstoffen herzustellende pumpbare und pneumatisch zerstäubbare Slurry wird mit dem Vergasungsmedium Sauerstoff bei Drücken von 40 bis 80 bar im Flugstromdruckvergaser vollständig zu Produktgas umgesetzt. Die hohen Betriebsdrücke bei der Vergasung haben den Vorteil, dass eventuelle Zwischenkompressionsschritte des Synthesegases eingespart werden können, wenn der Vergaserdruck über dem Betriebsdruck der nachfolgenden Syntheseanwendung liegt. Ein weiterer Vorteil des hohen Drucks ist der schnelle Kohlenstoffumsatz, der schon bei relativ niedrigen Temperaturen nahezu vollständig abläuft und daher einen verhältnismäßig geringeren Sauerstoffeinsatz erfordert. Die Vergasungsreaktionen finden in einer zylindrischen Reaktionskammer oberhalb der Temperaturen für Teerbildung und der Schmelztemperatur der anorganischen Komponenten im zu vergasenden Slurry statt. Die Temperaturen von 1.200 bis 1.400°C im Flugstromdruckvergaser stellen sicher, dass der eingesetzte Slurry nahezu vollständig und schnell umgesetzt wird. Das bei der Vergasung entstehende Produktgas besteht hauptsächlich aus Kohlenstoffmonoxid, Wasserstoff sowie Kohlenstoffdioxid und ist nahezu frei von Methan und höheren Kohlenwasserstoffen. Typische Verunreinigungen, die im Produktgas auftreten, sind Blausäure (HCN), Ammoniak (NH₃), Schwefelwasserstoff (H₂S) und Carbonylsulfid (COS) (Leibold, Hornung & Seifert 2008). Diese werden im

Anschluss an den Flugstromdruckvergaser in der Gaskonditionierung und Gasreinigung bis in den ppb-Bereich aus dem Produktgas entfernt, um eine Vergiftung der hochselektiven Synthesekatalysatoren zu vermeiden. Die anorganischen Komponenten bzw. die im eingesetzten Slurry enthaltene Asche wird bei den hohen Temperaturen flüssig und erzeugt auf der Innenwand des Kühlschrims eine Schlackeschicht. Diese Schlackeschicht läuft langsam nach unten in Richtung Quenchbereich ab und schützt dabei gleichzeitig die Innenwand des Kühlschrims vor Korrosion. Durch diesen Korrosionsschutz mit Hilfe der Schlackeschicht und das einfache Abfließen der Schlacke nach unten bietet das Design des Flugstromdruckvergasers hohe Verfügbarkeit und niedrige Instandhaltungskosten. In der Quenche erstarrt die nach unten fallende Asche und bildet eine granuliert Schlacke, die sich am wassergefüllten Boden des Druckbehälters sammelt und über eine Schleuse aus dem Druckbehälter abgezogen wird. Je nach ihren Bestandteilen kann die granuliert Schlacke als Baumaterial oder sogar als Dünger im landwirtschaftlichen Bereich vermarktet werden (Siemens AG 2008).

Ein wichtiger Bestandteil des Flugstromdruckvergaserdesigns ist die Queneinheit, die sich im unteren Teil des Druckbehälters direkt an die Reaktionszone anschließt. Durch die Eindüsung von Wasser wird das erzeugte Produktgas in Abhängigkeit vom Betriebsdruck auf ungefähr 220 bis 250°C heruntergekühlt bevor es in die nachfolgende Gaskonditionierung und Gasreinigung weitergeleitet wird. Für die Herstellung von synthetischen Kraftstoffen und Chemikalien hat der Quenchvorgang einen positiven Nebeneffekt. Die Synthesereaktion erfordert ein festes Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid, welches mit einer Wassergas-Shiftreaktion eingestellt werden muss. Dafür wird Wasser hinzugefügt, um den Wasserstoffanteil im Synthesegas zu erhöhen. Da das Produktgas nach dem Quenchvorgang bereits mit Wasser gesättigt ist, muss kein oder nur wenig zusätzlicher Wasserdampf bereitgestellt werden, um die Wassergas-Shiftreaktion durchzuführen. Ein weiterer positiver Nebeneffekt des Quenchvorgangs ist die Reinigung von groben Verunreinigungen wie Aschepartikeln, Ruß und Salzen, die mit dem Quenchwasser in die nachgeschaltete Abwasserbehandlung gelangen und somit ein mögliches Zusetzen der Gaskonditionierungs- und Gasreinigungsapparaturen verhindert. Allerdings ist das starke Abkühlen auch mit Einbußen beim Wirkungsgrad der Anlage verbunden. Um diesen negativen Effekt möglichst gering zu halten, muss die Menge des Quenchwassers so eingestellt werden, dass gleichzeitig der notwendige Wassergehalt des Produktgases, die Temperatur für die Aschever-

festigung sowie die Reinigungsfunktion der Quenche sichergestellt werden. Es gilt, die Quenchwassermenge möglichst gering zu halten, um die Baugröße der anschließenden Wärmetauscher nach dem Flugstromdruckreaktor kompakt zu halten.

5.3.1.4 Produktgaskonditionierung

Für Konfigurationen der Synthesegaserzeugung, die ausschließlich das Vergasungsmittel Sauerstoff einsetzen, ist eine Anpassung des $H_2:CO$ Verhältnisses für die jeweilige Syntheseanwendung erforderlich. Das Verhältnis im Produktgas direkt nach dem Flugstromdruckversager liegt im Bereich zwischen 0,8:1 und 0,9:1. Für die Anwendung in einer DME bzw. Fischer-Tropsch Synthese sind jedoch Verhältnisse von 1:1 bzw. 2:1 erforderlich. In Abhängigkeit von der gewünschten Syntheseanwendung wird die Kapazität der Wassergas-Shiftreaktoren sowie der angrenzenden Anlagenteile angepasst werden. Um das $H_2:CO$ Verhältnis auf 1:1 einzustellen, müssen zwischen 10 und 12% des Produktgases im Wassergas-Shiftreaktor umgewandelt werden. 46 bis 50% des Produktgases müssen umgewandelt werden, um ein $H_2:CO$ Verhältnis von 2:1 zu erhalten. Der übrige Teil des Produktgases wird jeweils im Bypass um die Wassergas-Shiftreaktoren geführt. Bevor das Produktgas in die Wassergas-Shiftreaktoren eingeleitet wird, werden in einem Gaswäscher Partikelverunreinigungen entfernt, um eine Verschmutzung und Beschädigung der Eisenoxid-Katalysatoren zu verhindern. Eine Temperaturanpassung oder zusätzliche Dampferzeugung für das Produktgas ist nicht erforderlich, da das Produktgas des Flugstromdruckvergasers bereits mit Wasserdampf gesättigt ist und eine Temperatur zwischen 220 und 250°C besitzt. Die Reaktionsbedingungen für eine Niedertemperatur-Wassergas-Shiftreaktion sind damit erfüllt. Die Stöchiometrie dieser Reaktion ist in Formel 2-5 zusammengefasst und der CO-Umsatz im Wassergas-Shiftreaktor liegt je nach Verfahrenskonfiguration zwischen 82 und 87%. Das Produktgas des Wassergas-Shiftreaktors wird anschließend mit dem im Bypass geführten Gasstrom vermischt und das gewünschte $H_2:CO$ Verhältnis stellt sich im zusammengeführten Gasstrom ein.

Bevor das Produktgas in den Synthesegasreinigungsschritt weitergeleitet werden kann, erfolgen zunächst eine Trocknung des Produktgases und eine Abkühlung auf ca. 30°C. Nach der Wasserquenche im Flugstromdruckvergasers und der Einstellung des $H_2:CO$ Verhältnisses im Wassergas-

Shiftreaktor enthält das Produktgas große Mengen an Wasserdampf bei Temperaturen über 200°C. Die Enthalpie dieses Produktgasstromes entspricht mehr als 15% des Brennwertes des eingesetzten Slurrys. Ein Großteil des Wasserdampfs wird in einem Gaswäscher entfernt, der auf ca. 50°C gekühltes und gefiltertes Kondensat aus dem Produktgas als Waschflüssigkeit verwendet. Dabei wird das Produktgas auf 170 bis 185°C abgekühlt und besitzt noch einen Wassergehalt von ca. 15%. Nachfolgend wird das Produktgas in einem Gaskühler bis auf ca. 30°C abgekühlt um das restliche Wasser aus dem Produktgas zu entfernen. Die abzuführende Wärme aus dem Gaskühler sowie im Wärmeübertrager, der das Kondensat für die Wiedereinleitung in die Gaswäscher herunterkühlt, beträgt je nach Verfahrenskonfiguration zwischen 135 und 170 MW_{th}. Da die Temperatur dieser Abwärme bereits deutlich unter 200°C liegt, kann diese nicht zur Dampf- bzw. Stromerzeugung, sondern nur zu einem geringen Anteil zur Wärmeintegration der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage genutzt werden. Das überschüssige Kondensat, das nicht in den Gaswäschern benötigt wird sowie das Kondensat des Gaskühlers werden anschließend im Kondensat- und Quenchwassersystem behandelt. Das trockene Produktgas kann nun in den abschließenden Synthesegasreinigungsschritt weitergeleitet werden.

5.3.1.5 Synthesegasreinigung

Für die Synthesegasreinigung wird in der vorliegenden Arbeit eine physikalische Sauer gaswäsche ähnlich dem Rectisol Prozess ausgewählt, die derzeit in den meisten kommerziellen Kohlevergasungsanlagen bei der Herstellung von Ammoniak, Methanol, Wasserstoff oder Kohlenwasserstoffen eingesetzt wird. Diese physikalische Sauer gaswäsche ermöglicht es, unerwünschte oder schädliche Komponenten des konditionierten Produktgases bzw. Rohsynthesegases bis auf den Bereich von wenigen ppm zu entfernen. Die wesentlichen Komponenten, die im Rohsynthesegas enthalten sind und vor der jeweiligen Syntheseanwendung aus dem Gasstrom entfernt werden müssen, sind CO₂, Methan (CH₄), Wasserdampf, Stickstoff (N₂), Blausäure (HCN), Ammoniak (NH₃) und im Fall eines kohlebasier ten Slurrys weiterhin Schwefelwasserstoff (H₂S) und Carbonylsulfid (COS). Die physikalische Sauer gaswäsche bzw. der Rectisol Prozess wird von der Linde AG oder Lurgi GmbH kommerziell mit Synthesegasreinigungskapazitäten von bis zu 450.000 Nm³ pro Stunde angeboten (Prelicpeanu, Kabbalo & Kerestecioglu 2007).

Die physikalische Sauer gaswäsche nutzt stark gekühltes Methanol zur Absorption von unerwünschten Komponenten des Rohsynthesegases. Anschließend können die unerwünschten Komponenten durch Entspannung und Aufwärmen des Methanols wieder desorbiert werden. Auf Grund der unterschiedlichen Löslichkeit der einzelnen Komponenten können diese auch selektiv durch entsprechende Druck- und Temperaturanpassung aus dem Methanol gelöst werden. Die Absorptionskapazität von gekühltem Methanol ist insbesondere für hohe Partialdrücke von CO_2 im Rohsynthesegas sehr gut geeignet und die physikalische Sauer gaswäsche stellt daher eine effiziente Lösung für die CO_2 Entfernung dar. Das in dieser Arbeit betrachtete Rohsynthesegas besteht zu 17 bis 28% aus CO_2 in Abhängigkeit vom jeweiligen Umfang der Wassergas-Shiftreaktion bzw. gewünschten H_2 :CO Verhältnis. Schwefelverbindungen, die mit diesem Reinigungsverfahren ebenfalls aus dem Rohsynthesegas entfernt werden können, spielen bei Verfahrenskonfigurationen, die nur biomassebasierten Slurry einsetzen, keine Rolle. Für den Fall einer Co-Vergasung von Biomasse- und Kohleslurrys bestünde die Möglichkeit, Schwefel getrennt abzuscheiden, diese wird in der vorliegenden Arbeit jedoch nicht berücksichtigt.

Das Design der physikalischen Sauer gaswäsche ist in Abbildung 5-13 dargestellt. CO_2 kann bis zu einer verbleibenden Konzentration im gereinigten Synthesegas von 2 ppm und Schwefelverbindungen bis 0,1 ppm abgeschieden werden (Lurgi GmbH 2011). Auf Grund der Löslichkeit von H_2 und CO in Methanol können jedoch Verluste beim Synthesegas nicht vermieden werden. Die zu erwartenden Verluste an H_2 betragen ca. 0,3% und für CO ca. 1,5%. Für ein Prozessdesign mit zwei Absorptionskolonnen zur getrennten Abscheidung von CO_2 und Schwefelverbindungen würden die Verluste ca. 50% höher ausfallen (Larson, Haiming & Fuat 2005).

5 Bestimmung der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Verfahrens

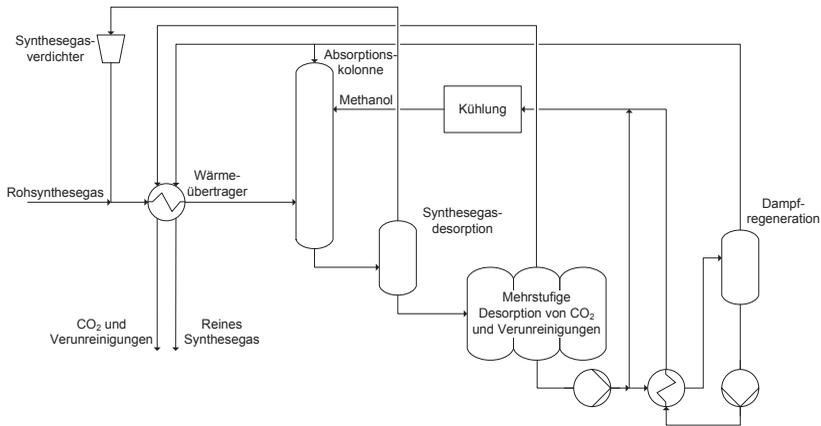


Abbildung 5-13: Grundfließschema der physikalischen Sauer gaswäsche

Die Rückgewinnung des Synthesegases aus dem Methanol erfolgt in einer Desorptionskolonne, die mit einem höheren Druck betrieben wird als die Desorptionskolonne zur Rückgewinnung des CO₂. Um das Methanol zu regenerieren müssen alle gelösten Komponenten wieder desorbiert werden. Dies erfolgt in mehrstufigen Desorptionskolonnen bei abnehmenden Drücken bis zu 1 bar und steigenden Temperaturen bis zur Siedetemperatur von Methanol von 65°C bei Umgebungsdruck. Die Löslichkeit saurer Gase in Methanol nimmt mit sinkender Temperatur zu. Auf Grund der hohen Anforderungen an die Qualität des Synthesegases für die beabsichtigten Syntheseanwendungen ist eine Methanoltemperatur von ca. -50°C in der Absorptionskolonne erforderlich. Neben dem Stromverbrauch der Kälteerzeugung, die den Großteil des Verbrauchs der Sauer gaswäsche verursacht, benötigen weiterhin das Pumpen des Lösungsmittels sowie das Verdichten des rückgeführten Anteils des Synthesegases elektrische Energie. Für Verfahrenskonfigurationen, die ausschließlich biomassebasierten Slurry einsetzen, wird davon ausgegangen, dass das zurückgewonnene CO₂ die Qualitätsanforderungen für eine Sequestrierung erfüllt. Auf Basis dieser Annahme werden in dieser Arbeit Untersuchungen durchgeführt, die Erlöse für die Sequestrierung von CO₂ aus Biomasse betrachten.

Wie die Flugstromdruckvergasung kann auch die Sauer gaswäsche bei verschiedenen Drücken durchgeführt werden. Die Betriebsdrücke werden zwischen 40 und 80 bar variiert. Durch höhere Drücke im Synthesegas wird

der Volumenstrom und damit die Kolonnendurchmesser und die Methanoldurchflussrate reduziert. Die niedrigere Durchflussrate des Methanols wiederum reduziert die elektrischen Energieverbräuche der Kälteerzeugung und Kreislaufpumpen. Durch die Erhöhung des Betriebsdruckes von 40 auf 80 bar können die verbrauchsabhängigen Kosten der physikalischen Sauer gaswäsche um über 25% reduziert werden (Prelipceanu, Kaballo & Kerestecioglu 2007).

5.3.1.6 Kondensat- und Quenchwassersystem

Zusätzlich zum Kondensat aus der Produktgaskonditionierung wird im Kondensat- und Quenchwassersystem der Kondensatstrom aus der Wasserquenche des Flugstromdruckvergasers behandelt. Die flüssige Phase, die den Flugstromdruckvergasers verlässt, wird auf ca. 50°C abgekühlt und zusammen mit den anderen Kondensatströmen in die Abwasseraufbereitung eingeleitet. In der Abwasseraufbereitung werden Partikel und andere Verunreinigungen aus dem Kondensat entfernt. Die festen Reststoffe werden anschließend in die Schlackebehandlung weitergeleitet. Das aufbereitete Wasser wird in einem zweiten Behandlungsschritt demineralisiert, um bei der Rückführung des Wassers in den Prozess keine Ablagerungen zu verursachen. Das demineralisierte Wasser wird in einem Tank zwischengespeichert bevor es erneut für den Quenchvorgang im Flugstromdruckvergasers mit Hilfe von Hochdruckpumpen eingedüst wird. Überschüssiges Wasser, das nicht für den Quenchvorgang benötigt wird, kann ohne weitere Aufbereitungsschritte abgeleitet werden. Durch die kontinuierliche Zuführung von Wasser über den eingesetzten Slurry und den daraus resultierenden Wasserüberschuss muss in den Prozessen der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage kein Frischwasser zugeführt werden.

5.3.1.7 Schlackebehandlung

Schließlich werden im Schlackebehandlungsschritt die anfallenden Feststoffe aus dem Flugstromdruckvergasers sowie dem Kondensat- und Quenchwassersystem für die Entsorgung vorbereitet. Die im Slurry enthaltene Asche fließt von der Vergasungszone über den Schlackefilm auf dem Kühlschild nach unten ab und erstarrt in der Wasserquenche. Die erstarrten Ascheteilchen bzw. Schlacke fallen in ein Wasserbad am unteren Ende des Druckbehälters. Von dort wird die Schlacke über eine Schleuse nach unten entfernt und die verklumpte Schlacke wird in einem Brecher zu einem Granulat zerkleinert. Dieses Granulat wird schließlich entwässert und bis zur Entsorgung

zwischenlagert. Die Entsorgung erfolgt in Intervallen per Bahn oder Lkw. Der Straßenbau wäre eine Möglichkeit für die weitere Verwendung der Schlacke. Unter Umständen ließe sich die Schlacke aus Verfahrenskonfigurationen, die ausschließlich Slurry aus Biomasse einsetzen, als Düngemittel verwenden (Siemens AG 2008). Für die Betrachtungen in der vorliegenden Arbeit werden keine Erlöse bzw. Kosten für die Entsorgung der Schlacke betrachtet.

5.3.2 Alternative Verfahrenskonfigurationen der Synthesegaserzeugung

Für die techno-ökonomischen Untersuchungen des Verfahrensschritts der Synthesegaserzeugung werden die Auswirkungen der Variation von vier Prozessparametern betrachtet. Zunächst wird der Betriebsdruck des Flugstromdruckvergasers variiert, um die Auswirkung auf Stoff- und Energiebilanzen sowie die Auslegungsgrößen und Materialanforderungen der Apparate und Maschinen zu untersuchen. Weiterhin wird die Wahl des Vergasungsmittels geprüft. Zum einen wird die Vergasung mit ausschließlich Sauerstoff sowie die Vergasung mit einer Kombination aus Sauerstoff und Wasserdampf betrachtet. Die Zusammensetzung des erzeugten Synthesegases in Bezug auf das Verhältnis von H_2 zu CO wird ebenfalls variiert. An dieser Stelle werden die Auswirkungen einer Anpassung des H_2 :CO Verhältnisses auf 1:1 und 2:1 untersucht. Und schließlich wird die Zusammensetzung des Einsatzstoffes für die Flugstromdruckvergasung variiert. Einerseits wird Slurry aus 100% Biomasse eingesetzt und andererseits eine Mischung aus 10% biomassebasiertem Slurry und 90% kohlebasiertem Slurry auf Basis des Brennwertes. Durch die Variation dieser vier Parameter, die in Abbildung 5-9 dargestellt sind, ergeben sich für den Verfahrensschritt der Synthesegaserzeugung 12 technisch mögliche Konfigurationen. Im Folgenden werden die Auswirkungen der Variation der einzelnen Parameter qualitativ beschrieben. Die quantitativen Ergebnisse und Gegenüberstellung der einzelnen Konfigurationen wird in Kapitel 7 vorgestellt.

5.3.2.1 Variation des Betriebsdrucks

Der Betriebsdruck des betrachteten Flugstromdruckvergasers wird zwischen 40 und 80 bar variiert, um über dem Betriebsdruck der Syntheseanwendungen bei ca. 35 bar zu liegen. Einerseits kann durch den im Vergleich zu den nachgeschalteten Anlagenteilen höheren Betriebsdruck im Vergaser eine energieintensive Zwischenverdichtung vermieden werden. Andererseits wird durch den höheren Betriebsdruck die Baugröße der Apparate und Maschinen

reduziert bzw. die Kapazität bei gegebener Baugröße erhöht. In der folgenden Abbildung wird der Effekt der Steigerung des Betriebsdrucks auf die Baugröße des Flugstromdruckvergasers demonstriert. Dabei werden die Dimensionen der Reaktionszone näher betrachtet. Ein gegenläufiger Effekt bei der Erhöhung des Betriebsdrucks kann durch steigende Materialanforderungen entstehen, der ebenfalls bei der Auslegung von Apparaten und Maschinen berücksichtigt werden muss.

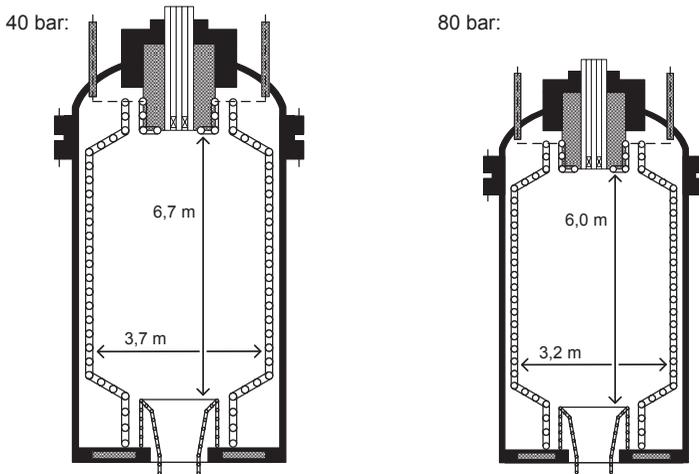


Abbildung 5-14: Dimensionen der Vergasungszone bei unterschiedlichen Betriebsdrücken

Abbildung 5-14 stellt die Reaktionszone des Flugstromdruckvergasers im Detail dar. Die abgebildeten Dimensionen basieren auf dem Siemens Vergaser SFG-500 (Schingnitz 2010) und wurden für eine Kapazität von $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ bei unterschiedlichen Betriebsdrücken angepasst. Aus den Dimensionen für 40 bar Betriebsdruck im Flugstromdruckvergasers ergibt sich für die Reaktionszone ein Volumen von ca. 70 m^3 . Durch die Erhöhung des Betriebsdrucks auf 80 bar kann das Volumen der Reaktionszone auf ca. 50 m^3 reduziert werden. Für die benötigten Materialien, um den Flugstromdruckvergasers herzustellen, ist die Oberfläche entscheidend, die die Reaktionszone umgibt. Die umgebende Oberfläche der Reaktionszone kann durch die Erhöhung des Betriebsdrucks um ca. 25% reduziert werden und in gleichem Umfang kann bei der Konstruktion des Apparates Material eingespart werden. Die Einsparungen beim Kapitalbedarf für die Anschaffung

des Flugstromdruckvergaser entsprechen jedoch nicht dem gesamten Umfang, da der Kapitalbedarf beispielsweise für Verbindungsstücke, Anschlüsse oder Mess- und Regelungstechnik konstant bleibt. Die oben angesprochenen erhöhten Materialanforderungen durch den erhöhten Betriebsdruck spielen beim Flugstromdruckvergaser nur eine untergeordnete Rolle. Bei anderen Apparaten und Maschinen, beispielsweise Kolonnen, können die höheren Materialanforderungen die Einsparungen bei der Baugröße sogar überlagern.

Neben der Baugröße des Flugstromdruckvergaser wird durch die Erhöhung des Betriebsdrucks auch der thermische Wirkungsgrad des Vergasungsprozesses beeinflusst. Da die thermischen Verluste in der Vergasungszone des Flugstromdruckvergaser proportional zur Oberfläche des Kühlschirms bzw. der Reaktionszone steigen, kann der Verlust an thermischer Energie über den Kühlschirm durch die Erhöhung des Betriebsdrucks ebenfalls um 25% reduziert werden (Hannemann 2009). Dieser Zusammenhang zwischen Kapazität des Flugstromdruckvergaser und der spezifischen Oberfläche des Kühlschirms bzw. der darüber abgeführten Wärme ist ein Hauptargument für die Auslegung der Flugstromdruckvergasung für möglichst große Kapazitäten. Dies wird am Beispiel des in der Pilotanlage am KIT verbauten Flugstromdruckvergaser deutlich. Bei einer Kapazität des Vergaser von 5 MW_{th} beträgt der Verlust an thermischer Energie über den Kühlschirm ca. 15% des Brennwertes des eingesetzten Slurrys. Für die Vergaserkapazität $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ können die thermischen Verluste über den Kühlschirm auf 1,7 bzw. 1,3% reduziert werden in Abhängigkeit vom Betriebsdruck von 40 bzw. 80 bar.

5.3.2.2 Variation des Vergasungsmittels

Die in der vorliegenden Arbeit untersuchten Vergasungsmittel für den Einsatz in einem Flugstromdruckvergaser sind Sauerstoff und Wasserdampf. Die grundsätzliche Eignung und Eigenschaften dieser Vergasungsmittel zur Herstellung von hochwertigem Synthesegas wurden bereits in Kapitel 3.2.1.2 erläutert. Die erste Variante verwendet ausschließlich Sauerstoff als Vergasungsmittel, welcher mit einer Reinheit von 98% in einer kryogenen Luftzerlegung erzeugt wird. Durch die Einleitung von Sauerstoff in die Vergasungszone findet eine partielle Oxidation des Slurrys statt. Durch die Verbrennung eines Teils des Slurrys wird ausreichend thermische Energie für die endothermen Zersetzungsreaktionen, die in Kapitel 3.2.1.1 beschrieben

werden, bereitgestellt. Wenn ausschließlich Sauerstoff als Vergasungsmittel im Flugstromdruckvergaser eingesetzt wird, ist CO die resultierende Hauptkomponente des Produktgases. Die Anteile an H₂ im Produktgas sind abhängig vom Wasseranteil in der Reaktionszone des Vergasers und damit vom Wassergehalt des eingesetzten Slurrys. Bei einem Wassergehalt von ca. 30% und Sauerstoff als Vergasungsmittel kann maximal ein H₂:CO Verhältnis von 0,8:1 im Produktgas erzielt werden. Da die in dieser Arbeit betrachteten Syntheseanwendungen jedoch ein H₂:CO Verhältnis von 1:1 bzw. 2:1 erfordern, muss der Flugstromdruckvergasung mit ausschließlich Sauerstoff ein entsprechender Wassergas-Shiftreaktor nachgeschaltet werden, um das Produktgas zu konditionieren.

Die zweite Variante für die Wahl des Vergasungsmittels stellt eine Kombination aus Sauerstoff und Wasserdampf dar. Die Menge des eingesetzten Wasserdampfs entspricht 20% der Masse des eingesetzten Slurrys. Der Wasserdampf wird entsprechend dem Betriebsdruck im Vergaser verdichtet und bei einer Temperatur von 800°C in die Vergasungszone eingebracht. Durch diesen zusätzlichen Wasserdampf in der Vergasungszone wird das H₂:CO Verhältnis im Produktgas auf ca. 1:1 erhöht und für die Anwendung in der DME Synthese ist keine anschließende Konditionierung des Produktgases notwendig. Um das H₂:CO Verhältnis im Produktgas durch zusätzlichen Wasserdampf als Vergasungsmittel auf einen Wert von 2:1 für die Fischer-Tropsch Syntheseanwendung anzupassen, muss erheblich mehr Wasserdampf bereitgestellt werden. Die erweiterte Dampferzeugung würde in diesem Fall den energetischen Wirkungsgrad der Flugstromdruckvergasung deutlich verschlechtern und wird in der vorliegenden Arbeit daher nicht weiter betrachtet (Kiso & Matsuo 2011). Bereits der zusätzliche Wasserdampf für die Anpassung des H₂:CO Verhältnisses auf einen Wert von 1:1 hat negative Auswirkungen auf den Wirkungsgrad sowie die Kapazitäten der angrenzenden Apparate und Maschinen. Der Wirkungsgrad der Synthesegaserzeugung wird zum einen durch die Dampfbereitstellung negativ beeinflusst, da die Dampferzeugung zwar durch Integration der Abwärme erfolgt, die Verdichtung und Überhitzung des Dampfs aber zusätzliche Energie benötigt. Diese zusätzliche Energie kann durch Verbrennung von Erdgas oder Biomasse bereitgestellt werden und entspricht ca. 1,5% des Brennwertes des eingesetzten Slurrys. Zum anderen muss das bei 800°C in die Vergasungszone eingebrachte Wasser bis auf die Vergasungstemperatur von 1.200°C erhitzt werden. Die thermische Energie dafür wird durch die

Oxidation von zusätzlichem Slurry erzeugt, wodurch ein zusätzlicher Sauerstoffbedarf und ein Verlust an Synthesegas entstehen.

5.3.2.3 Variation der Synthesegaszusammensetzung

Für die Synthesegaszusammensetzung werden in Bezug auf das $H_2:CO$ Verhältnis zwei Varianten betrachtet: Zum einen ein $H_2:CO$ Verhältnis von 1:1 für eine nachfolgende Anwendung in der DME Synthese und zum anderen ein Verhältnis von 2:1 für eine anschließende Anwendung in der Fischer-Tropsch Synthese. Die Konditionierung des Produktgases erfolgt mit Hilfe von Wassergas-Shiftreaktoren für alle Verfahrenskonfigurationen, die ausschließlich Sauerstoff als Vergasungsmittel einsetzen. Um das Produktgas des Flugstromdruckvergasers mit einem maximalen $H_2:CO$ Verhältnis von 0,8 auf Werte von 1:1 bzw. 2:1 zu konditionieren, werden Wassergas-Shiftreaktoren mit unterschiedlichen Kapazitäten benötigt. Die Kapazität für eine Anpassung des Verhältnisses auf einen Wert von 2:1 wird im Vergleich zu derjenigen auf einen Wert von 1:1 ungefähr vervierfacht. Durch die umfangreichere Shiftreaktion entsteht mehr CO_2 , das in der Synthesegasreinigung entfernt werden muss. Nach der Konditionierung beträgt der Stoffmengenanteil von CO_2 im Rohsynthesegas ca. 17 bzw. 27% bei einem $H_2:CO$ Verhältnis von 1:1 bzw. 2:1.

5.3.2.4 Variation des Einsatzstoffes

In der Basiskonfiguration wird angenommen, dass der Flugstromdruckvergasers zu 100% mit einem aus Biomasse hergestellten Slurry versorgt wird. Um die Versorgung einer Vergasungs- und Syntheseanlage mit einer Kapazität von $1.000 MW_{th}$ mit biomassebasiertem Slurry zu versorgen, ist eine effiziente und zuverlässige Infrastruktur für die Bereitstellung und Vorbereitung der Biomasse erforderlich, die derzeit in Deutschland nicht existiert. Die Variation des Einsatzstoffes mit einer Mischung aus 10% Biomassenslurry und 90% Kohleslurry wird daher als mittelfristiges Umsetzungsszenario für eine kommerzielle Umsetzung der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage betrachtet. Es wird davon ausgegangen, dass $100 MW_{th}$ aus Biomassenslurry und $900 MW_{th}$ aus Kohleslurry im Flugstromdruckvergasers umgesetzt werden. Eine Co-Vergasung von Biomasse und Kohle wird derzeit in mehreren IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) Kraftwerken betrachtet (Damen et al. 2011), vgl. auch Kapitel 2.3.5. Die Anlagentechnik des Flugstromdruckvergasers muss für die Co-Vergasung nicht angepasst werden. Durch abweichende Zusammen-

setzung der in der Kohle enthaltenen Asche muss jedoch die Vergasungstemperatur um 200 auf 1.400°C erhöht werden, um sicherzustellen, dass die Schmelztemperatur der Asche überschritten wird. Diese Erhöhung der Vergasungstemperatur hat negative Auswirkungen auf den Wirkungsgrad, die in Kapitel 7.1.2 ausgeführt werden.

Für die Co-Vergasung von 10% Biomasse und 90% Kohle werden weitere Anlagenteile zur Herstellung eines Kohleslurrys benötigt, der vor Ort in der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage angemischt wird. Es werden zusätzliche Entladestationen für die Kohlelieferungen sowie ein Fördersystem zum Kohlelager benötigt. Die Kohle wird aus dem Lager in eine Trommelmühle gefördert, in der die Kohle zerkleinert und mit Wasser vermengt wird. Dazu sind weiterhin Wassertanks, Pumpen und ein Leitungssystem erforderlich. Der auf diese Weise angemischte Kohleslurry wird in Puffertanks mit Rührvorrichtung gefördert, die die Sedimentation der Kohlepartikel verhindern bis der Kohleslurry in den Flugstromdruckvergaser eingedüst wird. Der Feststoffanteil im Kohleslurry beträgt ca. 63% (McDaniel & Hornick 2002). Der Kohleslurry wird ebenfalls mit Hilfe der Abwärme des Vergaserkühlschirms auf ca. 120°C vorgewärmt.

5.4 Synthese

Die Synthese stellt das dritte betrachtete Teilsystem dar und beschreibt die Kohlenwasserstoff Synthese aus dem in der Flugstromdruckvergasung erzeugten und anschließend konditionierten und gereinigten Synthesegas. Die Systemgrenze des dritten Teilsystems sowie die betrachteten Verfahrenskonfigurationen der Synthese sind in Abbildung 5-15 dargestellt.

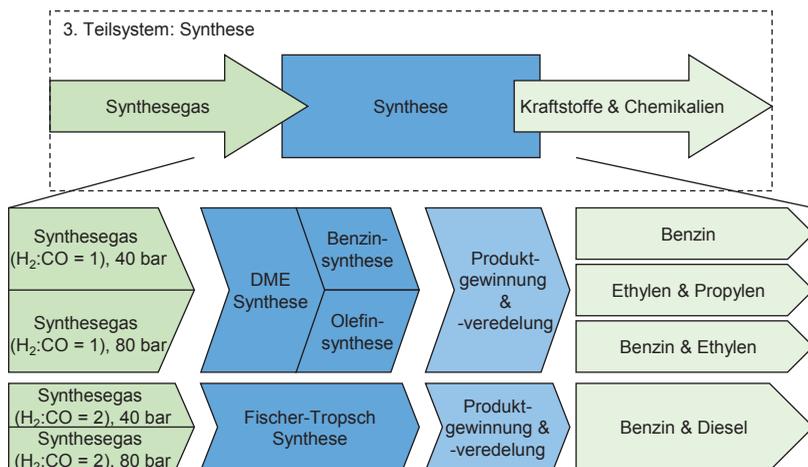


Abbildung 5-15: Verfahrenskonfigurationen der Synthese

Die DME und die Fischer-Tropsch Synthese stellen jeweils eine übergeordnete Syntheseroute dar. Für beide Syntheserouten gibt es jeweils zwei Alternativen des bereitgestellten Synthesegases, die sich im Druck unterscheiden. Der DME Synthese lassen sich mehrere Kombinationsmöglichkeiten der Benzin und/oder Olefin Synthese nachschalten. Dadurch ergeben sich für die Hauptprodukte der DME Syntheseroute drei Varianten. Für die Fischer-Tropsch Synthese wird in der vorliegenden Arbeit nur eine Variante für die Hauptprodukte betrachtet. Diese soll auf Grund der vergleichsweise ausgereiften Technologie der Fischer-Tropsch Synthese als Referenz für die Hauptprodukte der DME Syntheserouten dienen. Insgesamt werden für die Synthese acht unterschiedliche Verfahrenskonfigurationen betrachtet. Im Folgenden werden zunächst die Basiskonfigurationen der verschiedenen Syntheserouten erläutert und anschließend wird auf die alternativen Verfahrenskonfigurationen eingegangen.

5.4.1 DME Synthese

Für die DME Synthese werden drei unterschiedliche Routen betrachtet. Die erste Route beschreibt die Herstellung von Benzin via DME Synthese. Die zweite Route stellt die Herstellung von Olefinen, d.h. Ethylen und Propylen, dar. Die dritte Route ist eine Kombination der vorangegangenen und führt zu den Endprodukten Benzin und Ethylen. Für alle Routen werden zwei Varianten des bereitgestellten Synthesegases mit ca. 40 bzw. 80 bar Druck untersucht. Es entsteht jeweils ein Brenngas als Nebenprodukt, das zu Strom umgewandelt wird. Die Prozessbeschreibung für die Stromerzeugung erfolgt am Ende dieses Kapitels. Zunächst werden die drei Routen der DME Synthese und die Route der Fischer-Tropsch Synthese erläutert.

5.4.1.1 Benzin via DME Synthese

Das Fließschema für die Herstellung von Benzin aus Synthesegas ist in Abbildung 5-16 dargestellt. Synthesegas, das mit einem Druck von ca. 80 bar in die Synthese eingeleitet wird, wird zunächst vorgewärmt und in einer Turbine entspannt, um den Druck an den der DME Synthese bei 35 bar anzupassen. Durch die Entspannung des Synthesegases kann zusätzlich Strom erzeugt werden. Für Konfigurationen der Synthese bei denen das Synthesegas nur einen Druck von ca. 40 bar besitzt, ist dies nicht möglich. Der Wärmeübertrager und die Turbine, die im Fließschema abgebildet sind, werden nur in Konfigurationen mit 80 bar Druck des Synthesegases benötigt. Alle nachfolgenden Schritte der Benzinherstellung via DME Synthese sind unabhängig vom Druck des bereitgestellten Synthesegases. Das Synthesegas wird mit einer Temperatur von ca. 200°C in den DME Synthesereaktor eingeleitet. Die Betriebstemperatur des DME Synthesereaktors beträgt ca. 250°C und wird zum Teil durch die niedrigere Temperatur im Synthesegas sowie eine Wasserkühlung mit Dampferzeugung konstant gehalten. Der Produktstrom des DME Synthesereaktors wird auf ca. 340°C aufgeheizt und in den Benzin Synthesereaktor eingeleitet. Auch dort wird die Betriebstemperatur von ca. 380°C durch die niedrigere Temperatur der Edukte sowie eine Kühlung mit Dampferzeugung konstant gehalten. Bevor die einzelnen Produktfraktionen der Benzin Synthese gewonnen werden können, muss der Produktstrom auf 30°C abgekühlt werden.

5 Bestimmung der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Verfahrens

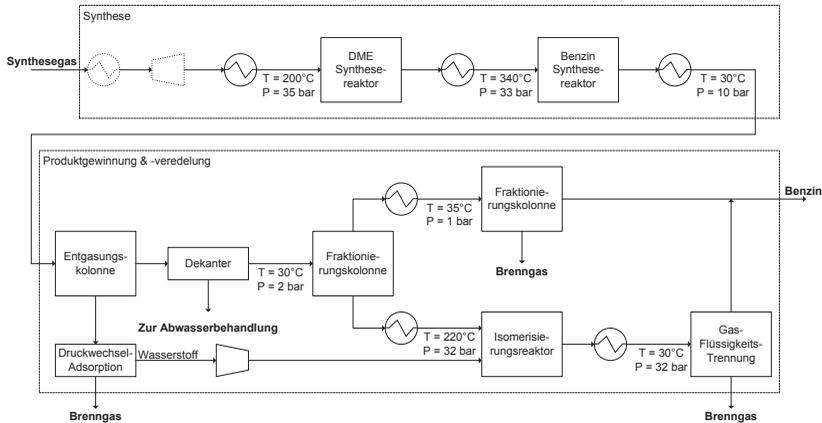


Abbildung 5-16: Grundfließschema der Herstellung von Benzin via DME Synthese

In einer Entgasungskolonie werden zunächst CO_2 und nicht umgesetztes Synthesegas aus dem Produktstrom abgeschieden. Der Stoffmengenanteil dieser gasförmigen Komponenten im Produktstrom beträgt ca. 60%. Bevor CO_2 und nicht umgesetztes Synthesegas in Richtung Stromerzeugung weitergeleitet werden, wird ein Teil des Wasserstoffs mit Hilfe einer Druckwechseladsorption aus dem Gasstrom entfernt. Der Wasserstoff wird in einem Isomerisierungsreaktor zur Veredelung der Benzinfraktion benötigt. Die flüssige Fraktion aus der Entgasungskolonie wird in einen Dekanter weitergeleitet, um dort die flüssigen Kohlenwasserstoffe von Wasser zu trennen. Das Wasser wird in die Abwasseraufbereitung der Synthesegas-erzeugung geleitet. In einer Fraktionierungskolonie werden die Kohlenwasserstoffe bei niedrigerem Druck von ca. 2 bar in eine leichte und eine schwere Fraktion getrennt. Nach einer Entspannung auf 1 bar werden in einer weiteren Fraktionierungskolonie gelöste Gase aus der flüssigen Leichtbenzinfraktion entfernt. Diese gasförmigen leichten Kohlenwasserstoffe werden ebenfalls zur Stromerzeugung genutzt. Die schwere Benzinfraktion aus der ersten Fraktionierungskolonie muss in einem Isomerisierungsreaktor aufgearbeitet werden. In diesem wird das in Kapitel 3.4.1.2 erwähnte Durol in einer Wasserstoffatmosphäre zu einer Komponente mit niedrigerem Schmelzpunkt umgewandelt. Die aufgearbeitete Schwerbenzinfraktion wird anschließend gekühlt und in einer Gas-Flüssigkeits-Trennung werden Wasserstoff und leichte Kohlenwasserstoffe entfernt, die für die Stromerzeugung genutzt werden. Die leichte und schwere Benzinfraktion können schließlich gemischt werden und erfüllen die Anforderungen von

kommerziellem Benzinkraftstoff. Alle abgebildeten Brenngasströme werden in einem Gas- und Dampf-Kraftwerk (GuD), das in Kapitel 5.4.3 näher erläutert wird, für die Stromerzeugung genutzt. Der im DME Synthesereaktor erzeugte Dampf wird zur Wärmeintegration der Fraktionierungskolonnen genutzt. Der Dampf aus dem Benzin Synthesereaktor kann auf Grund des höheren Temperaturniveaus auch zur Wärmebereitstellung im Dampfprozess des GuD-Kraftwerks eingesetzt werden. Den Hauptverbraucher für Strom bei der Herstellung von Benzin aus Synthesegas stellt die Kälteerzeugung für die kryogenen Kolonnen dar.

5.4.1.2 Olefine via DME Synthese

Das Fließschema für die Herstellung von Olefinen bzw. Ethylen und Propylen ist in Abbildung 5-17 abgebildet. In Analogie zur Benzinherstellung via DME Synthese unterscheiden sich die 40 und 80 bar Varianten der Olefinherstellung nur durch die zusätzliche Möglichkeit zur Stromerzeugung durch Entspannung des Synthesegases mit ca. 80 bar. Der DME Synthesereaktor wird wiederum bei den gleichen Prozessbedingungen betrieben. Der Produktstrom des DME Synthesereaktors wird auf ca. 35°C gekühlt, um anschließend in einer kryogenen Destillationskolonne nicht umgesetztes Synthesegas abzutrennen, das als Brenngas für die Stromerzeugung eingesetzt wird. Die Trennung des nicht umgesetzten Synthesegases von den in der Olefin Synthese hergestellten Kohlenwasserstoffen wäre auf Grund der ähnlichen Gaseigenschaften aufwändiger. Der verbleibende Produktstrom wird vor dem Olefin Synthesereaktor auf 4 bar entspannt. Die Reaktionswärme der Olefin Synthese wird genutzt, um die Edukte vor dem Reaktoreintritt auf 450°C zu erhitzen. Zusätzlich wird Dampf erzeugt, der im GuD-Kraftwerk genutzt wird.

5 Bestimmung der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Verfahrens

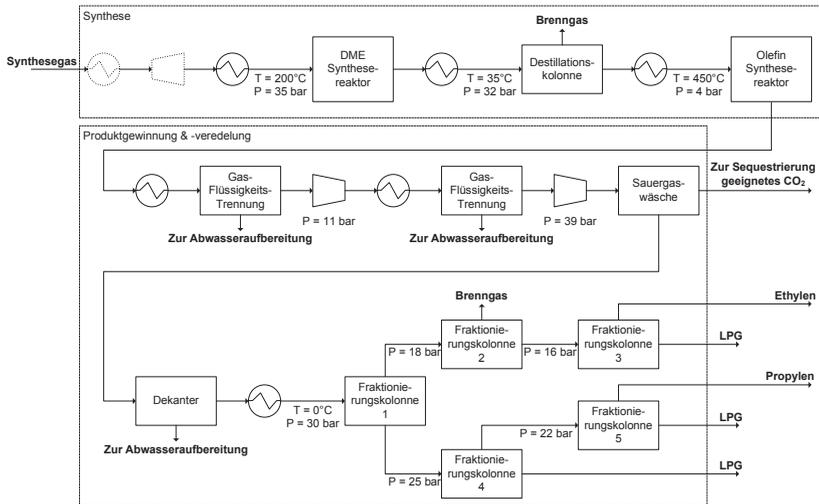


Abbildung 5-17: Grundfließschema der Herstellung von Olefinen via DME Synthese

Aus dem Produktstrom des Olefin Synthesereaktors werden zunächst Wasser und CO_2 in einer zweistufigen Gas-Flüssigkeits-Trennung mit Zwischenkompression und anschließender physikalischer Sauer gaswäsche, wie in Kapitel 5.3.1.5 beschrieben, entfernt. Das in der Sauer gaswäsche abgeschiedene CO_2 erfüllt die Anforderungen für die Sequestrierung und wird bei der Berechnung der Erlöse für negative CO_2 Emissionen berücksichtigt. Im Anschluss werden in einem Dekanter letzte Wasserreste aus dem Produktstrom entfernt bevor die einzelnen Kohlenwasserstofffraktionen gewonnen werden. In der ersten kryogenen Fraktionierungskolonne werden Kohlenwasserstoffe mit 2 und weniger (C_2) sowie 3 und mehr (C_3+) Kohlenwasserstoffatomen pro Molekül getrennt. Aus der leichten Fraktion werden in einer nachgeschalteten kryogenen De-Methanisierungskolonne Methan sowie Spuren von nicht umgesetztem Synthesegas entfernt, die wiederum als Brenngas für die Stromerzeugung genutzt werden. In einer dritten kryogenen Fraktionierungskolonne wird Ethylen als leichte Fraktion und LPG (Liquefied Petroleum Gas) als schwere Fraktion getrennt. Die C_3+ Kohlenwasserstoffe aus der ersten Kolonne werden zunächst in einer De-Butanisierungskolonne von einer weiteren LPG Fraktion befreit. In der abschließenden De-Propanisierungskolonne wird das zweite Hauptprodukt Propylen von LPG getrennt. Das in verschiedenen Kolonnen abgeschiedene LPG wird zusammengeführt und als Nebenprodukt zu Marktpreisen

abgesetzt. Das auf diese Weise entstehende LPG besteht nach Masseanteilen zu ca. 60% aus Butenen, 20% Propan sowie 20% Ethan. Durch das Nebenprodukt LPG steht weniger Brenngas zur Stromerzeugung zur Verfügung, das GuD-Kraftwerk besitzt daher eine vergleichsweise kleine Kapazität. Der im Olefin Synthesereaktor erzeugte Dampf wird zur Wärmebereitstellung im Dampfprozess genutzt. Der Dampf aus dem DME Synthesereaktor wird zur Wärmeintegration der Kolonnen genutzt. Den Hauptverbraucher für Strom bei der Herstellung von Olefinen aus Synthesegas stellt wiederum die Kälteerzeugung für die kryogenen Kolonnen dar.

5.4.1.3 Benzin und Ethylen via DME Synthese

Wie in Abbildung 5-18 dargestellt sind die Verfahrenskonfigurationen zur Olefinherstellung sowie zur Herstellung von Benzin und Ethylen bis auf die Produktgewinnung der C_3+ Kohlenwasserstoffe identisch. Ein weiterer Unterschied zwischen den Verfahrenskonfigurationen besteht darin, dass im Falle der Herstellung von Benzin und Ethylen kein LPG als Nebenprodukt anfällt. Die leichte LPG Fraktion wird in diesem Fall ebenfalls als Brenngas zur Stromerzeugung genutzt, deren Kapazität dadurch erhöht wird.

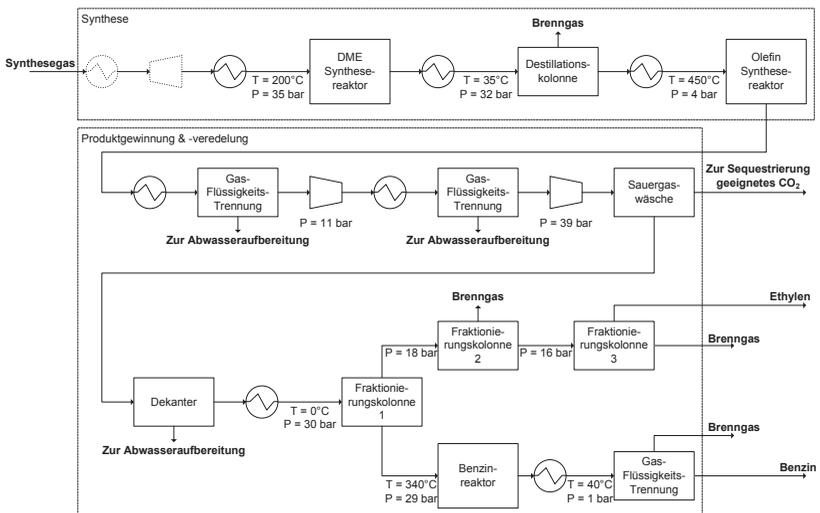


Abbildung 5-18: Grundfließschema der Herstellung von Benzin und Ethylen via DME Synthese

Der C_{3+} Kohlenwasserstoffproduktstrom wird in einem Reaktor mit Hilfe eines im Vergleich zum Olefin Synthesereaktor leicht angepassten Zeolithkatalysator zu Benzin umgesetzt (Avidan 1988). Bei diesen Reaktionen entsteht kein Wasser und es werden in einer nachfolgenden Gas-Flüssigkeits-Trennung nur leichte Kohlenwasserstoffe aus der Benzinfraktion entfernt, die als Brenngas genutzt werden.

5.4.2 Fischer-Tropsch Synthese

Als Alternative und Referenz zur DME Synthese wird die bereits kommerziell zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien eingesetzte Fischer-Tropsch Synthese betrachtet. Das Fließschema für die Verfahrenskonfigurationen zur Herstellung von Benzin und Diesel mit Hilfe der Fischer-Tropsch Synthese wird in Abbildung 5-19 dargestellt. In Analogie zu den DME Synthesevarianten unterscheiden sich auch bei der Fischer-Tropsch Route die Konfigurationen mit 40 bzw. 80 bar Druck im eingesetzten Synthesegas nur durch die zusätzliche Entspannung in einer Turbine zur Stromerzeugung. Bevor das Synthesegas in den Fischer-Tropsch Synthesereaktor eingeleitet wird, wird es auf 35 bar entspannt und auf 220°C erwärmt. Der Fischer-Tropsch Synthesereaktor wandelt das Synthesegas, wie in Kapitel 3.4.2 erläutert, in ein Produktspektrum an Kohlenwasserstoffen und Wasserdampf um. Im Vergleich zur DME Synthese entsteht kein CO_2 bei der Umwandlung des Synthesegases in Kohlenwasserstoffe, so dass nachfolgend keine Sauergaswäsche erfolgt.

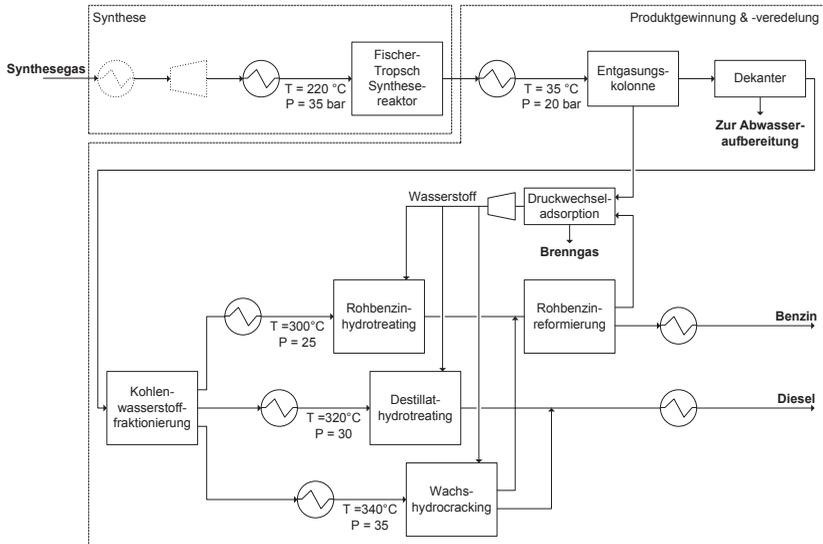


Abbildung 5-19: Grundfließschema der Herstellung von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese

Der Fischer-Tropsch Produktstrom wird anschließend auf $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ gekühlt, um Wasser und langkettige Kohlenwasserstoffe zu kondensieren. In einer Entgasungskolonnen werden die gasförmigen Komponenten des Produktstroms abgetrennt und anschließend wird in einem Dekanter das Wasser von den Kohlenwasserstoffen getrennt. Die Kohlenwasserstoffe werden danach in eine Rohbenzin-, eine Destillat- und eine Wachsfraktion aufgeteilt. Die jeweiligen Kettenlängen werden in Kapitel 3.4.2.2 erläutert. In den Prozessen zum Hydrotreating werden die Olefine in der Rohbenzin- und Destillatfraktion durch Hinzufügen von Wasserstoffatomen gesättigt. Die langkettigen Kohlenwasserstoffe der Wachsfraktion werden in einem Hydrocracking-Prozess in einer Wasserstoffatmosphäre in eine Rohbenzin- und eine Dieselfraktion umgewandelt. Diese Dieselfraktion sowie die wasserstoff-behandelte Destillatfraktion ergeben das Endprodukt Diesel, das die Anforderungen an kommerziellen Dieselmotorkraftstoff erfüllt. Die Rohbenzinfraktionen aus den Hydrocracking- und Hydrotreating-Prozessen müssen in einem katalytischen Reformierungsschritt nochmals bearbeitet werden, um die Anforderung von kommerziellem Benzinmotorkraftstoff zu erfüllen. Der Wasserstoff, der für die Hydrotreating- und Hydrocracking-Prozesse benötigt

wird, wird mit Hilfe einer Druckwechseladsorption aus dem Gasstrom der Entgasungskolonnen gewonnen. Dieser Gasstrom besteht hauptsächlich aus nicht umgesetztem Synthesegas sowie leichten Kohlenwasserstoffen. Zusätzlich wird in der Druckwechseladsorption Wasserstoff aus einem wasserstoffreichen Nebenproduktstrom aus der katalytischen Rohbenzinreformierung gewonnen. Das Gas, das neben dem Wasserstoffstrom die Druckwechseladsorption verlässt, wird als Brenngas im GuD-Kraftwerk zur Stromerzeugung genutzt. Auf Grund der niedrigen Temperatur im Fischer-Tropsch Synthesereaktor kann der dort erzeugte Dampf nur zur Wärmeintegration der Vergasungs- und Syntheseanlage eingesetzt werden. Ein weiterer Unterschied zwischen den DME und Fischer-Tropsch Syntheserouten ist, dass für die Gewinnung der Fischer-Tropsch Produkte keine kryogenen Kolonnen benötigt werden und daher keine Kälteerzeugung benötigt wird.

5.4.3 Stromerzeugung

Zum in dieser Arbeit betrachteten dritten Teilsystem der Synthese gehört neben der eigentlichen Synthese sowie der Produktgewinnung & -veredelung weiterhin die Stromerzeugung. Diese erfolgt mit Hilfe der in den Fließschemata der jeweiligen Syntheseroute abgebildeten Brenngasströme, die hauptsächlich aus nicht umgesetztem Synthesegas, leichten Kohlenwasserstoffen sowie CO_2 bestehen. Weiterhin wird in diesem GuD-Kraftwerk Dampf eingesetzt, der zum Teil in den Synthesereaktoren zur Temperaturregulierung erzeugt wird. Das GuD-Kraftwerk ist für alle Synthesekonfigurationen gleich aufgebaut, lediglich die Kapazitäten ändern sich für die jeweilige Konfiguration. In der folgenden Abbildung wird das Fließschema des GuD-Kraftwerks dargestellt.

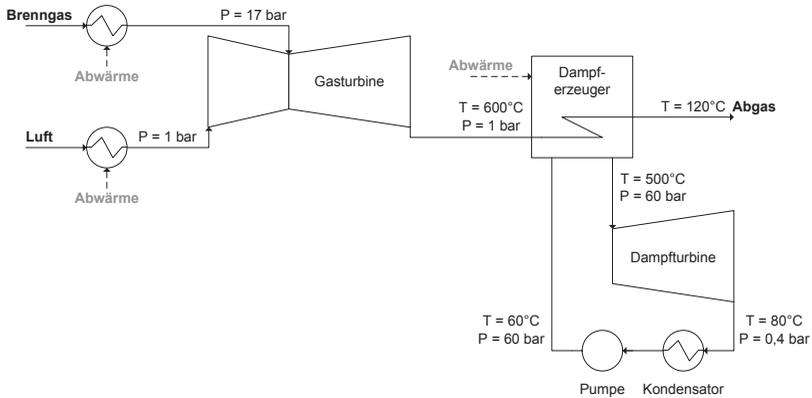


Abbildung 5-20: Grundfließschema des GuD-Kraftwerks

Das Brenngas wird zusammen mit Luft in einer Gasturbine zur Stromerzeugung verbrannt. Das Verdichtungsverhältnis der Gasturbine beträgt 17:1 und entspricht dem Durchschnitt kommerziell angebotener Gasturbinen im relevanten Kapazitätsbereich. Der erzielte elektrische Wirkungsgrad der Gasturbine liegt bei ca. 35% (Siemens AG 2011). Das Abgas der Gasturbine wird bei 1 bar und 600°C in einen Dampferzeuger geleitet, in dem die Abgastemperatur auf 120°C gesenkt wird. Die Restwärme des Abgases wird zur Vorwärmung des Brenngases und der Verbrennungsluft genutzt. Im Dampferzeuger werden die Abwärme des Gasturbinenabgases sowie die Abwärme der jeweiligen Synthesereaktoren in den DME Syntheserouten genutzt. Der Frischdampf besitzt eine Temperatur von ca. 500°C und einen Druck von 60 bar. Der Dampf wird in der Dampfturbine bis auf 0,4 bar entspannt. Die Auslegungsdaten der Dampfturbine entsprechen ebenfalls kommerziell verfügbaren Dampfturbinen der entsprechenden Kapazität. Der elektrische Wirkungsgrad der Dampfturbine liegt bei ca. 27% (Siemens AG 2012). Da die Abwärme der jeweiligen Synthesereaktoren von der Konfiguration des Syntheseverfahrens abhängt, lässt sich kein einheitlicher Gesamtwirkungsgrad des GuD-Kraftwerks bestimmen. Die mit der jeweiligen Synthesekonfiguration erzeugte elektrische Leistung wird in Kapitel 7 erläutert. Nach der Entspannung des Dampfes in der Turbine wird der Dampf kondensiert. Das Wasser wird anschließend mit Hilfe einer Pumpe auf den Frischdampfdruck verdichtet bevor es wieder in den Dampferzeuger eingeleitet wird.

5 Bestimmung der zu untersuchenden Konfigurationen des BtL Verfahrens

In diesem Kapitel wurden für die einzelnen Teilsysteme des BtL Gesamtsystems Basiskonfigurationen und verfahrenstechnische Alternativen erarbeitet, die mit Hilfe des im folgenden Kapitel beschriebenen techno-ökonomischen Bewertungsmodells untersucht werden.

6 Entwicklung eines techno-ökonomischen Bewertungsmodells

Durch die im vorangegangenen Kapitel beschriebenen, jeweils betrachteten Verfahrenskonfigurationen der einzelnen Teilsysteme ergeben sich für die gesamte Prozesskette von Biomassebereitstellung bis hin zu den verschiedenen Endprodukten insgesamt 176 technisch mögliche Konfigurationen. Die Bestimmung der in der techno-ökonomischen Betrachtung vielversprechendsten Konfiguration des BtL Gesamtsystems anhand der gesamten Prozesskette wäre auf Grund des geforderten Detaillierungsgrads zur Abbildung der einzelnen verfahrenstechnischen Alternativen zu umfangreich. Durch die definierten Zwischenprodukte Pyrolyseslurry und Synthesegas kann das BtL Gesamtsystem in Teilsysteme gegliedert werden, dadurch reduziert sich die Anzahl der zu untersuchenden Einzelsysteme auf 30. Acht Einzelsysteme bzw. Konfigurationen entfallen dabei auf das Teilsystem Pyrolyse, zehn auf das Teilsystem Synthesegaserzeugung und zwölf auf das Teilsystem Synthese. Um eine geeignete Verfahrenskonfiguration des BtL Gesamtsystems zu bestimmen, werden die Teilsysteme zunächst getrennt voneinander untersucht und jeweils geeignete Konfiguration des Teilsystems bestimmt. Im Anschluss werden diese Konfigurationen der Teilsysteme zu einer geeigneten Konfiguration des BtL Gesamtsystems verknüpft.

6.1 Aufbau des verfahrenstechnischen Modells

Im Folgenden werden die für die verfahrenstechnische Modellierung der drei Teilsysteme (vgl. Abbildung 5-1) getroffenen Annahmen erläutert. Für das erste Teilsystem Pyrolyse, d.h. die Herstellung von Slurry aus Biomasse, beruhen diese Annahmen vollständig auf experimentellen Daten, wodurch eine direkte Erstellung der Stoff- und Energiebilanzen möglich ist. Da alle für die Pyrolyse benötigten Apparate und Maschinen bereits im Labor- oder Pilotmaßstab am KIT getestet wurden, können für jedes Bauteil die Stoff- und Energiebilanzen für dessen Auslegung angepasst werden. Für das zweite Teilsystem Synthesegaserzeugung existieren am KIT bislang nur experimentelle Daten für den Flugstromdruckvergaser selbst, für die nachfolgende Gaskonditionierung und Gasreinigung wird auf Literaturdaten und Erfahrungen aus vergleichbaren Anlagen zurückgegriffen. Um einheitliche Stoff- und Energiebilanzen für die anschließende Auslegung der Apparate und Maschinen zu erhalten, wird auf Flowsheeting Software

zurückgegriffen und es werden alle Prozesse zur Herstellung von Synthesegas aus Slurry in Aspen Plus abgebildet. Eine gesonderte Prozesssimulation wird für den Lösungsmittelkreislauf der physikalischen Sauer gaswäsche in Aspen Plus erstellt. Für das dritte Teilsystem Synthese, das die Herstellung der Endprodukte umfasst, werden am KIT momentan ebenfalls Versuche im Labormaßstab durchgeführt, deren Ergebnisse die Grundlage für die Prozesssimulation bilden. Die Separation der einzelnen Produkte und die Erzeugung von elektrischem Strom aus den brennbaren Nebenprodukten in einem GuD-Kraftwerk werden ebenfalls in der Aspen Plus Prozesssimulation des dritten Teilsystems abgebildet. Hauptaufgabe der Simulationsmodelle ist die Erstellung der Stoff- und Energiebilanzen zur Auslegung der jeweiligen Apparate und Maschinen. Weiterhin bieten die Simulationsmodelle eine übersichtliche Möglichkeit, die Integration elektrischer und thermischer Energie in der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage durchzuführen. Die für die Anlagenintegration getroffenen Annahmen werden nachfolgend ebenfalls erläutert.

6.1.1 Pyrolyse

Um die Stoff- und Energiebilanzen für die Pyrolyseanlage zu erstellen, müssen zunächst die Kenngrößen der eingesetzten Biomasse untersucht werden. Dies erfolgt auf Basis der elementaren Zusammensetzung der Biomasse bzw. des Stroh s. Um Fehler und Inkonsistenzen bei der energetischen Bilanzierung zu vermeiden wird durchgängig mit dem Brennwert gerechnet (vgl. Kapitel 4.1.3.1). Anschließend werden der thermische Energiebedarf der Umwandlungsprozesse, die Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte, die Bereitstellung thermischer Energie sowie die thermischen Verluste in der Pyrolyseanlage erläutert.

6.1.1.1 Zusammensetzung der Biomasse

In dieser Arbeit wird ausschließlich Weizenstroh als eingesetzte Biomasse betrachtet. Stroh wird als Lignocellulosepflanze bezeichnet, da es aus den Bestandteilen Cellulose, Lignin und Hemicellulose zusammengesetzt ist. Typische Lignocellulosepflanzen enthalten neben der eigentlichen Lignocellulose nach Masseanteilen ca. 1% volatile Heteroatome, vorrangig Stickstoff und in sehr geringen Mengen Schwefel, weiterhin enthalten sie ungefähr 4% Asche und in Abhängigkeit von der Lagerungsweise zwischen 10 und 20% Wasser. Alle Werte in der nachfolgenden Brennwertberechnung sind auf die Trockenmasse, d.h. 0% Wassergehalt, bezogen. Die Elementar-

zusammensetzung einer typischen Lignocellulosepflanze wird hinreichend genau durch die Näherungsformel $C_{12}H_{17}O_8$ beschrieben. Diese Näherungsformel lässt sich grob auf die Formel $C_3(H_2O)_2$ vereinfachen, welche einem Masseverhältnis von Kohlenstoff zu Wasser von ungefähr 1:1 entspricht. Durch die Abweichungen von dieser Formel in den realen chemischen Verbindungen ist der Brennwert von Lignocellulosepflanzen allerdings um ca. 20% höher. In der folgenden Tabelle ist eine typische Elementarzusammensetzung des trockenen Weizenstrohs zusammengefasst (Kornmayer 2009).

Tabelle 6-1: Elementarzusammensetzung von trockenem Weizenstroh (Kornmayer 2009)

Elementare Zusammensetzung	C	H	O	Asche & Heteroatome
	in Masseanteilen (%)			
Weizenstroh (0% Wassergehalt)	43,8	5,9	44,3	6,0

Aufbauend auf diese elementare Zusammensetzung und mit Hilfe der in Kapitel 4.1.3.1 beschriebenen Gleichung von Channiwala & Parikh wird der Brennwert des Weizenstrohs bestimmt. Die sehr geringen Anteile an Stickstoff und Schwefel werden dabei vernachlässigt. Somit ergibt sich ein Brennwert von 17,55 MJ/kg trockene Biomasse. Wird nun zusätzlich der Wassergehalt von 15% des in der Pyrolyseanlage angelieferten Strohs berücksichtigt, ergibt sich ein geringerer Brennwert von 14,92 MJ/kg.

Für den Stoffstrom an Biomasse, der pro Stunde in einer Pyrolyseanlage angeliefert und verarbeitet wird, wird in der vorliegenden Arbeit von genau 25 t ausgegangen. Mit dem oben genannten Brennwert und dem Wassergehalt von 15% der betrachteten Biomasse ergibt sich eine Brennstoffeingangsleistung der Pyrolyseanlage von 103,6 MW_{th}. Die Annahme für diesen Stoffstrom an Biomasse entspricht den Ergebnissen der in Kapitel 2.4.2 genannten Forschungsarbeiten am KIT zur Verfügbarkeit der Biomasse in Deutschland und der entsprechenden Wahl der optimalen Anlagenkapazität (Kerdoncuff 2008; Leible et al. 2007; Leible, Kälber & Kappler 2011).

6.1.1.2 Thermischer Energiebedarf der Pyrolyseanlage

In diesem Abschnitt wird dargelegt, welche Kenngrößen zur Berechnung der Stoff- und Energiebilanzen für die Umwandlung der Biomasse von Bedeutung sind.

Thermischer Energiebedarf Trocknung

Wie bereits in Kapitel 5.2 erwähnt, stellt die Trocknung einen wichtigen Verfahrensschritt innerhalb der Pyrolyseanlage dar. Einerseits wird der angelieferte Massestrom an Biomasse durch das Entfernen des Wassers verringert und zum anderen wird die Qualität der Biomasse durch eine Erhöhung des spezifischen Brennwertes verbessert. Im Anlieferungszustand besitzt die Biomasse bzw. das Weizenstroh einen Wassergehalt von ca. 15%. Bei einer Anlieferung von 25 t/h Biomasse, entspricht dies 3,75 t Wasser pro Stunde. Da sich dieses Wasser stofflich und energetisch nicht verwerten lässt, ist eine Trocknung und damit das Abtrennen des Wassers aus dem Produktstrom durch die Schnellpyrolyseanlage sowie die nachfolgende zentrale Vergasungs- und Syntheseanlage des betrachteten BtL Konzepts sinnvoll. Neben den positiven Auswirkungen auf die Auslegungsgröße der nachfolgenden Anlagenteile ist die Trocknung zum einen sehr energieintensiv und hat zum anderen einen großen Einfluss auf den Kapitalbedarf der Pyrolyseanlage. Ziel ist es daher, die Trocknungsalternativen unter technischen und ökonomischen Gesichtspunkten gegenüberzustellen. Zunächst wird eine Trocknung auf einen Wassergehalt von ca. 8% betrachtet, dies entspricht einer zu entfernenden Wassermenge von 2 t/h aus den angelieferten 25 t/h Biomasse. Weiterhin wird die Trocknung auf nahezu 0% Wassergehalt untersucht, wofür eine Wassermenge von 3,75 t/h entfernt werden muss. In der nachfolgenden Tabelle sind die charakteristischen Kennzahlen für die beiden Trocknungsalternativen zusammengefasst.

Tabelle 6-2: Kennzahlen zur Trocknung der Biomasse

Trocknungsvariante	8% Wassergehalt	0% Wassergehalt
Temperatur bei Anlieferung ^a	20°C	20°C
Trocknungsendtemperatur ^a	60°C	100°C
Wärmekapazität Biomasse ^b	1,67 kJ/kg·K	1,67 kJ/kg·K
Wärmekapazität Wasser ^c	4,20 kJ/kg·K	4,20 kJ/kg·K
Verdampfungsenthalpie ^c	2,36 MJ/kg (bei 60°C)	2,25 MJ/kg (bei 100°C)
Wirkungsgrad Trockner ^d	0,85	0,85
Spez. Energiebedarf Trocknung	0,32 MJ/kg	0,59 MJ/kg

^a eigene Annahme, ^b Lange (2008), ^c Lucas (2006), ^d Firmenangabe Schenkman-Piel-Engineering GmbH

Der Hauptunterschied zwischen den beiden Trocknungsvarianten liegt zum einen in den verschieden großen thermischen Energiebedarfen, die aus der unterschiedlich großen Menge an zu entfernendem Wasser resultiert, und zum anderen in der Trocknungsendtemperatur. Einerseits bestimmt diese die Geschwindigkeit des Trocknungsprozesses, andererseits beeinflusst sie aber auch die nachfolgenden Prozessschritte. Durch die während der Trocknung zugeführte thermische Energie bleibt diese zum Großteil in der Biomasse erhalten und reduziert somit den Energiebedarf in der Pyrolyseeinheit, da die Biomasse schon vorgewärmt wird. Trotz der an die Trocknung angeschlossenen Zwischenspeicherung in einem isolierten Silo, bei der Wärmeverluste nicht zu verhindern sind, lässt sich der Energiebedarf in der Pyrolyseeinheit je nach Trocknungsvariante um 3,5 bzw. 7,5% senken. Die Temperatur der Biomasse beim Eintritt in den Doppelschneckenreaktor beträgt je nach Trocknungsalternative noch 50 bzw. 80°C.

Thermischer Energiebedarf Pyrolyse

Der spezifische thermische Energiebedarf der Schnellpyrolyse wird als diejenige Wärmemenge definiert, welche benötigt wird, um ein Kilogramm Biomasse zu pyrolysieren und die dabei entstehenden Produkte von 20 auf 500°C aufzuheizen. In der Realität setzt sich der Wärmebedarf der Pyrolyse aus vielen unbekanntem exo- und endothermen Einzelreaktionen zusammen, die in dieser Arbeit nicht näher betrachtet werden. Um den Wärmebedarf korrekt berechnen zu können, müssten die Reaktionsenthalpien aller Zersetzungs-, Isomerisierungs- und Polymerisierungsreaktionen, die Verdampfungsenthalpien der entstehenden Teere und Öle sowie die

Wärmekapazitäten der Öldämpfe, Gase und Kokspartikel bekannt sein (Kornmayer 2009). Da die notwendigen Daten zur Berechnung aber nicht zur Verfügung stehen, wird der spezifische thermische Energiebedarf aus Versuchsdaten der Schnellpyrolysereaktoren am KIT verwendet. Mit Kenntnis des spezifischen Energiebedarfs lassen sich die Komponenten für den Wärmeträgerkreislauf dimensionieren. In der nachfolgenden Tabelle ist der spezifische Energiebedarf der Schnellpyrolyse für beide Trocknungsvarianten aufgeführt (Kornmayer 2009).

Tabelle 6-3: Thermischer Energiebedarf der Schnellpyrolyse von Weizenstroh (Kornmayer 2009)

Strohpartikel mit	8% Wassergehalt	0% Wassergehalt
Spezifischer thermischer Energiebedarf	1,35 MJ/kg	1,11 MJ/kg

Aus Tabelle 6-3 wird deutlich, dass der spezifische Energiebedarf der Pyrolyse bei vollständiger Trocknung 18% geringer ausfällt im Vergleich zur Trocknung auf ca. 8% Wassergehalt. Da die Daten aus experimentellen Messungen stammen, sind diese mit Unsicherheiten behaftet. Der Messfehler bzw. die Schwankungen zwischen einzelnen Messungen mit dem Einsatzstoff Weizenstroh liegen bei $\pm 10\%$. Ziel der Prozessführung in beiden Fällen wird es sein, den Wärmebedarf der Pyrolyse durch die Verbrennung des Pyrolysegases vollständig zu decken. Neben dem spezifischen Energiebedarf unterscheidet sich der Energiebedarf der Pyrolyse weiterhin durch den verwendeten Wärmeträgerkreislauf. Durch die indirekte bzw. direkte Aufheizung sowie die mehr- bzw. einstufige Verbrennung der beiden alternativen Wärmeträgerkreislaufkonfigurationen ergeben sich unterschiedliche Wirkungsgrade, die den gesamten Energiebedarf beeinflussen. Im Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln kann durch die mehrstufige Verbrennung in Kombination mit der indirekten Wärmeübertragung ein Wirkungsgrad vom Brenner zur Biomasse von ca. 81% erreicht werden (Henrich 2009). Im Wärmeträgerkreislauf mit Sand dagegen kann durch die einfachere einstufige Verbrennung und den direkten Wärmeübergang im pneumatischen Lift ein Wirkungsgrad von ca. 85% vom Brenner zur Biomasse erreicht werden (Henrich 2009). Somit ergibt sich für die beiden alternativen Wärmeträgerkreislaufkonfigurationen in Kombination mit dem jeweiligen Trocknungsverfahren der in folgender Tabelle zusammengefasste thermische Energiebedarf.

Tabelle 6-4: Thermischer Energiebedarf des Schnellpyrolysereaktors für verschiedene Verfahrenskonfigurationen (Kornmayer 2009)

Trocknungsvariante	8% Wassergehalt	0% Wassergehalt
Wärmeträgerkreislauf mit Sand ($\eta = 0,85$)	1,59 MJ/kg	1,31 MJ/kg
Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln ($\eta = 0,81$)	1,67 MJ/kg	1,37 MJ/kg

6.1.1.3 Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte

Zentrale Kenngröße für die Stoff- und Energiebilanzierung sowie die Auslegung der Schnellpyrolyseanlage ist die Produktausbeute. Diese gibt an, welche Mengen der einzelnen Pyrolyseprodukte Koks, Kondensat, Gas sowie Reaktionswasser bei der Schnellpyrolyse entstehen. Für die Produktausbeute werden experimentelle Ergebnisse von Kornmayer (2009) verwendet. In der nachstehenden Abbildung werden die Produktausbeuten, entsprechend der in Kapitel 3.1 ausgeführten Trocknungsalternativen, für Weizenstroh angegeben (Kornmayer 2009). Der Wassergehalt von 8% entspricht der ersten Trocknungsvariante, für die zweite wird von einem Wassergehalt von nahezu 0% ausgegangen. In den Pyrolyseprodukten des trockenen Weizenstrohs findet sich dennoch Wasser, dieses ist Reaktionswasser, das während der Pyrolyse entsteht. Der unterschiedliche Wassergehalt beeinflusst nur die Stoffbilanz. Da der Brennwert von Wasser gleich null ist, ergibt sich in der Energiebilanz kein Unterschied bei der energetischen Produktausbeute.

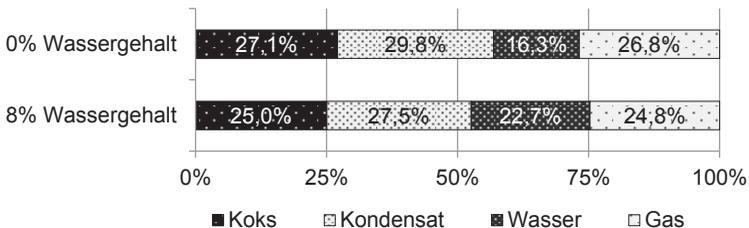


Abbildung 6-1: Produktverteilung der Pyrolyse von Weizenstroh in Masseanteilen (Kornmayer 2009)

Unabhängig vom Umfang des Trocknungsprozesses werden im letzten Verfahrensschritt der Pyrolyseanlage der Koks zusammen mit dem Kondensat

und dem darin enthaltenen Wasser zu einem Slurry gemischt. Für die Anmischung eines fließfähigen und pumpbaren Slurrys gilt ein Verhältnis von Flüssigkeit zu Feststoff von 2:1 als untere Grenze. Im Falle der Trocknung der eingesetzten Biomasse auf 0% Wassergehalt wird diese Grenze unterschritten, wodurch Probleme bezüglich der Stabilität des Slurrys auftreten können, die bisher noch nicht ausreichend untersucht werden konnten (Kornmayer 2009). Die Trocknung der Biomasse auf 8% Wassergehalt liefert einen Slurry mit einem Verhältnis von genau 2:1.

Da sich die beiden alternativen Trocknungsverfahren nur durch den Wassergehalt der Biomasse unterscheiden, ergibt sich in der Energiebilanz kein Unterschied bei der Produktausbeute. Die vereinfachte Elementarzusammensetzung sowie der Brennwert der einzelnen Pyrolyseprodukte können der folgenden Tabelle entnommen werden. Die Werte sind auf Weizenstroh mit einem Wassergehalt von 0% bezogen, das Wasser in nachstehender Tabelle entspricht also Reaktionswasser. Die Brennwerte für Koks, Kondensat und Gas können wiederum über Formel 3-8 berechnet werden.

Tabelle 6-5: Elementarzusammensetzung und Brennwert der Pyrolyseprodukte (Kornmayer 2009)

Elementare Zusammen- setzung	C	H	O	Asche	Brennwert t (MJ/kg)
	in Masseanteilen (%)				
Koks (inkl. Asche)	63,7	3,2	10,9	22,2	24,4
Kondensat	57,6	9,5	32,9	-	27,9
Wasser	-	11,1	88,9	-	-
Gas	34,9	1,5	63,6	-	8,6

Mit Hilfe der Masseausbeute, der Elementarzusammensetzung der einzelnen Pyrolyseprodukte sowie deren Brennwert kann die Energieausbeute berechnet werden und ist in der nachfolgenden Tabelle zusammengefasst. Die Summe der spezifischen Energieausbeute der einzelnen Pyrolyseprodukte ergibt unter Berücksichtigung der Reaktionsverluste den spezifischen Brennwert des trockenen Weizenstrohs (Kornmayer 2009).

Tabelle 6-6: Energieinhalt der Pyrolyseprodukte (Kornmayer 2009)

	Koks	Kondensat	Gas	Reaktionsverluste
absolut in MJ/kg Weizenstroh	6,62	8,31	2,31	0,31
relativ	37,7%	47,4%	13,1%	1,8%

Wie in Kapitel 5.2.5 beschrieben werden im letzten Verfahrensschritt der Pyrolyseanlage der Koks zusammen mit den auf unterschiedliche Weise gewonnenen Kondensaten, die weiterhin das in Abbildung 6-1 und Tabelle 6-5 ausgewiesene Wasser enthalten, zu einem Slurry verarbeitet. Die Eigenschaften des Slurrys bzw. der spezifische Brennwert ergibt sich in Abhängigkeit von der gewählten Trocknungsvariante. Bei einer Trocknung der eingesetzten Biomasse auf ca. 8% Wassergehalt besitzt der Slurry einen spezifischen Brennwert von 18,75 MJ/kg. Durch eine umfangreichere Trocknung auf nahezu 0% Wassergehalt kann der Brennwert auf 20,38 MJ/kg erhöht werden. Die Dichte des Slurrys beträgt ca. 1250 kg/m³. Die Elementarzusammensetzung des Slurrys wird in Kapitel 6.1.2.1 näher erläutert.

6.1.1.4 Bereitstellung thermischer Energie für die Pyrolyseanlage

Wärmebereitstellung durch Verbrennung des Pyrolysegases

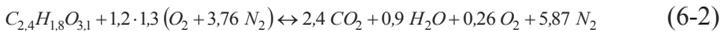
Pro kg der im Pyrolysereaktor aufgegebenen Biomasse stehen bei der Trocknung auf 8% Wassergehalt 2,13 MJ Brennwert des Pyrolysegases zur Deckung des thermischen Energiebedarfs zur Verfügung. Bei der Trocknung auf 0% Wassergehalt stehen pro kg der aufgegebenen Biomasse 2,31 MJ Brennwert des Pyrolysegases bereit. Der thermische Energiebedarf für die Pyrolyse entspricht somit zwischen 57 und 78% des im Pyrolysegas enthaltenen Brennwertes. Da die Pyrolyse mit einer Temperatur von ca. 500 °C abläuft, kann nur der Teil der thermischen Energie genutzt werden, der oberhalb dieses Temperaturniveaus liegt. Die thermische Energie für die Temperaturspanne von 25 bis 500°C entspricht bei einer mittleren Wärmekapazität des Rauchgases von 1,15 kJ/kg K (Lange 2008) ca. 20% des im Pyrolysegas enthaltenen Brennwertes. Es wird daher davon ausgegangen, dass der Bedarf an thermischer Energie für die Pyrolyse durch die Verbrennung des Pyrolysegases gedeckt werden kann. Der thermische Energiebedarf in der Pyrolyse für Biomasse mit einem Wassergehalt von 8% ist deutlich höher im Vergleich zur trockenen Biomasse, allerdings wird im Falle des Wasser-

gehalts von 8% weniger thermische Energie zur Trocknung benötigt, so dass die durch die Verbrennung des Pyrolysegases bereitgestellte thermische Energie in allen Verfahrenskonfigurationen für Trocknung und Pyrolyse der aufgegebenen Biomasse ausreicht.

Neben der bereitgestellten thermischen Energie sind weiterhin die Menge der benötigten Verbrennungsluft sowie die zu reinigende Menge an Verbrennungsabluft für die techno-ökonomische Untersuchung der Pyrolyseanlage von Bedeutung. Entsprechend der Elementarzusammensetzung des Pyrolysegases aus Tabelle 6-5 ergibt sich die Näherungsformel $C_{2,4}H_{1,8}O_{3,1}$ für das Pyrolysegas. Ein Mol des Pyrolysegases in der Näherungsformel entspricht tatsächlich 2,4 Mol Gas mit den folgenden Komponenten (Kornmayer 2009).



Um ein Mol des Pyrolysegases vollständig zu verbrennen, werden 1,3 Mol Sauerstoff benötigt. Es wird außerdem angenommen, dass die Verbrennung mit Sauerstoffüberschuss bei $\lambda = 1,2$ gefahren wird. Somit ergibt sich folgende Reaktionsgleichung:



Aus dieser Reaktionsgleichung ergibt sich das Stoffmengenverhältnis bzw. Volumenverhältnis von Pyrolysegas zu Verbrennungsluft zu Abgas mit 2,4:7,4:9,4. Aus der Reaktionsgleichung lässt sich weiterhin das Masseverhältnis von Pyrolysegas zu Verbrennungsluft zu Abgas berechnen, dieses beträgt 1:2,7:3,7.

Möglichkeiten zur Wärmerückgewinnung

Um den Schnellpyrolyseprozess bzw. den Trocknungsvorgang sowie die Aufheizung des Wärmeträgers vollständig durch die Verbrennung des entstehenden Pyrolysegases mit thermischer Energie zu versorgen, ist eine fehlerfreie Prozessführung erforderlich. Um eventuelle Engpässe bei der Wärmeversorgung der Anlage zu verhindern, besteht die Möglichkeit aus den Pyrolyseprodukten thermische Energie zurückzugewinnen.

Allerdings ist die Rückgewinnung thermischer Energie nur möglich, wenn das Temperaturniveau ausreichend hoch ist. Bei der zweistufigen Produktgewinnung werden die Pyrolyseprodukte mit einer maximalen Temperatur

von ca. 110°C aus dem Prozess gewonnen. Da selbst für die Trocknung im kleineren Umfang eine Rauchgastemperatur im Faser Trockner von mindestens 60°C benötigt wird, ist eine Wärmerückgewinnung für diese Konfiguration der Pyrolyseanlage nicht sinnvoll. Anders stellt sich diese Situation bei der dreistufigen Produktgewinnung dar, dort wird der Koks mit einer Temperatur von knapp 500°C abgeschieden. Der abgeschiedene Koks wird anschließend in einem Kühler auf ca. 100°C abgekühlt. Dieser Kühler wird mit dem Rauchgas durchströmt, das anschließend im Faser Trockner verwendet wird. Durch die Temperaturdifferenz von ca. 400 K entspricht die zurückgewonnene thermische Energie ungefähr 7% des im Pyrolysegas enthaltenen Brennwertes.

6.1.1.5 Thermische Verluste

Thermische Verluste werden in dieser Arbeit pauschal erfasst, da von einer Isolierung ausgegangen wird, die alle heißen Anlagenteile umschließt. Da die Verbrennungsluft für den Pyrolysegasbrenner durch diese Box geleitet wird und die Abwärme der einzelnen Anlagenkomponenten so zur Luftvorwärmung genutzt wird, werden die Verluste der einzelnen Anlagenkomponenten nicht speziell betrachtet. Die thermischen Verluste ergeben sich durch das Temperaturgefälle zwischen der Temperatur der Außenwand der isolierenden Umbauung und der Umgebungstemperatur. Die Abmessungen entsprechen ca. 16x16x14 m, somit ergibt sich eine Oberfläche von knapp 1,200 m². Die Temperaturdifferenz zur Umgebung wird auf 80°C geschätzt. Mit einem spezifischen Wärmeverlust von 16 W/m²·K (Lucas 2006) ergibt sich ein Wärmeverlust für die gesamte Schnellpyrolyseanlage, der ungefähr 1,6% des in der Biomasse enthaltenen Brennwertes entspricht.

6.1.2 Synthesegaserzeugung

Da experimentelle Daten für die Synthesegaserzeugung im Vergleich zur Herstellung von Slurry mit Hilfe der Pyrolyse nicht in der gleichen Detailtiefe verfügbar sind, werden die für die techno-ökonomische Untersuchung relevanten Daten mit Hilfe einer Simulation erzeugt. Dazu wird die in Kapitel 4.1.4 vorgestellte Flowsheeting Software Aspen Plus verwendet. Zunächst wird die Zusammensetzung des in der Flugstromdruckvergasung eingesetzten Slurrys erläutert und anschließend die zur Erstellung der Stoff- und Energiebilanzen verwendeten Einstellungen der Flowsheeting Software zusammengefasst. Weiterhin werden Aspekte der Bauteilauslegung mit Hilfe

von Aspen Plus erläutert, die für das Prozessdesign der jeweiligen Konfiguration der Synthesegaserzeugung angepasst werden.

6.1.2.1 Slurryzusammensetzung

In Kapitel 6.1.1.3 wurde bereits die Zusammensetzung der einzelnen Pyrolyseprodukte Koks, Kondensat und Gas erläutert. Im Folgenden werden nun die Eigenschaften des Slurrys dargelegt, der sich aus Pyrolysekoks, -kondensat sowie dem in der Produktgewinnung der Pyrolyseanlage anfallenden Wasser zusammensetzt.

Tabelle 6-7: Elementarzusammensetzung und Brennwert der betrachteten Slurrys

Masseanteile in %	Slurry aus Weizenstroh mit 0% Wassergehalt	Slurry aus Weizenstroh mit 8% Wassergehalt	Slurry aus Kohle
C	47,0	43,3	45,2
H	5,1	4,6	3,2
O	17,5	16,1	4,9
Asche	8,2	7,5	6,9
Heteroatome (N, S)	-	-	2,8
Wasser	22,2	28,5	37,0
Brennwert in MJ/kg	20,38	18,75	19,22

Tabelle 6-7 fasst die Elementarzusammensetzung sowie den Brennwert der in der Flugstromdruckvergasung betrachteten Slurrys zusammen. Die beiden aus Biomasse hergestellten Slurrys entsprechen den Endprodukten der Pyrolyseanlage in Abhängigkeit von der verwendeten Trocknungsvariante. Der Slurry aus Kohle wird in der Synthesegaserzeugung als Alternative zum biomassebasierten Slurry betrachtet und entspricht in seiner Zusammensetzung Steinkohle vom Typ Illinois No. 6, die in Flugstromdruckvergasern von IGCC Kraftwerken eingesetzt wird (Woods et al. 2007). Im Simulationsmodell wird der Stoffstrom an Slurry so angepasst, dass sein Brennwert bzw. die Brennstoffeingangsleistung immer $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ entspricht.

6.1.2.2 Voreinstellungen in Aspen Plus zur Simulation mit Feststoffen

Um die Vergasung von Slurry in Aspen Plus zu modellieren, müssen einige Besonderheiten berücksichtigt werden, da der Slurry eine Suspension aus flüssigen und festen Bestandteilen ist. Durch die Einführung von Feststoffen werden in einer Aspen Plus Simulation die Stoff- und Energiebilanzen beeinflusst, selbst wenn die Feststoffe nur als inerte Komponenten durch die Prozesse geführt werden. Um die Stoff- und Energieströme abbilden zu können, sind Modelle erforderlich, die die physikalischen Eigenschaften der Feststoffe möglichst korrekt nachbilden. Neben den physikalischen Eigenschaften ist für den Vergasungsprozess weiterhin von Bedeutung, wie sich die Korngrößenverteilung der Feststoffe darstellt.

Um die Vergasung des Slurrys mit seinen festen Bestandteilen in Aspen Plus abbilden zu können, müssen in der Simulation spezielle Stoffstromklassen verwendet werden. Um Feststoffe zu simulieren, werden zwei Stoffstromklassen angeboten: CISOLID und NC. Die Klasse CISOLID (Conventional Inert Solid) wird verwendet, um homogene Feststoffe mit einer definierten Molekülmasse abzubilden. Diese Klasse ist allerdings ungeeignet, um den Slurry abzubilden, da dieser durch die variierende Zusammensetzung der Asche nicht eindeutig zu bestimmen ist. In diesem Fall wird die Stoffstromklasse NC (Nonconventional) herangezogen, um den heterogenen Feststoffanteil abbilden zu können. In beiden Klassen besteht die Möglichkeit die Korngrößenverteilung der Feststoffe zu hinterlegen, um genauere Simulationsergebnisse zu erhalten. Die Daten bezüglich der Korngrößenverteilung wurden während der Entwicklungen am KIT experimentell erhoben und werden in der Simulation verwendet (Kornmayer 2009).

Nachdem die Stoffstromklassen für die Simulation festgelegt wurden, können die einzelnen Komponenten, die in der Simulation berücksichtigt werden sollen, spezifiziert werden. An dieser Stelle werden alle Stoffe, die als Edukte, Zwischen- oder Endprodukte in der Vergasung auftreten, definiert. Die Standardannahme „Conventional“ kann für fast alle Komponenten übernommen werden und bedeutet, dass die auf diese Art ausgewiesenen Komponenten für die Berechnung des Phasengleichgewichts in den einzelnen Simulationsschritten herangezogen werden. Für die Simulation des Vergasungsprozesses muss der Slurry als „Nonconventional“ ausgewiesen werden, da er sich aus Asche, ebenfalls als „Nonconventional“ ausgewiesen, Koks und flüssigen Bestandteilen zusammensetzt.

Da die als “Nonconventional” ausgewiesenen Komponenten nicht direkt in die Berechnung des chemischen bzw. des Phasengleichgewichts einbezogen werden, müssen ihre physikalischen Eigenschaften, wie Enthalpie und Dichte, gesondert bereitgestellt werden. Hierzu stehen in Aspen Plus verschiedene Methoden zur Verfügung. Um die Enthalpie des Slurrys zu berechnen, wird die Methode HCOALGEN verwendet. Diese beruht auf den Angaben bezüglich der Zusammensetzung des Slurrys aus volatilen Bestandteilen, gebundenem Kohlenstoff und Asche sowie der Elementarzusammensetzung. Um die Dichte des Slurrys zu berechnen, wird die Methode DCOALIGT genutzt, die keine zusätzlichen Informationen benötigt.

6.1.2.3 Simulationsaufbau in Aspen Plus

Der reale Vergasungsprozess im Flugstromdruckvergaser findet in einer Apparatur statt. Um diesen Prozess im Modell nachzubilden, müssen mehrere Grundoperationen zusammenschaltet werden. Das Modell des Flugstromdruckvergasers setzt sich zusammen aus den Teilschritten Zersetzung der Feststoffe und flüssigen Bestandteile des Slurrys, Vergasung bzw. partielle Oxidation, Kohlenstoffaustrag über die Schlacke, Quenchvorgang sowie Trennung von Produktgas, Quenchkondensat und Schlacke. Abbildung 6-2 zeigt das Aspen Plus Modell des Teilsystems Synthesegaserzeugung.

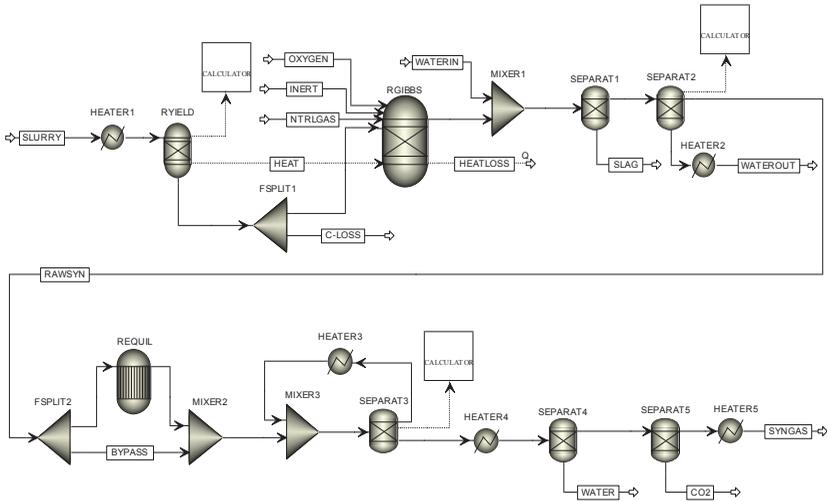


Abbildung 6-2: Aspen Plus Modell für das Teilsystem Synthesegaserzeugung

Der erste Schritt der Simulation ist die Zersetzung der Feststoffe und flüssigen Bestandteile. Dieser Vorgang läuft beim realen Prozess in der Vergasungszone des Flugstromdruckvergasers ab. Das Aspen Plus Modell berechnet auf Basis der Slurryzusammensetzung aus flüssigen und festen Bestandteilen sowie der dazugehörigen Elementaranalyse die thermische Energie, die zur Überführung in den gasförmigen Zustand erforderlich ist. Hier wird in der Simulation ein Reaktor vom Typ RYIELD verwendet, um den Stoffstrom des Slurrys, der als „Nonconventional“ definiert wurde, in Stoffströme vom Typ „Conventional“ umzuwandeln. Diese Stoffströme an Kohlenstoff, Wasserstoff, Sauerstoff, Stickstoff und Asche werden im Reaktor entsprechend der Mengenverhältnisse der Elementaranalyse umgesetzt. Um verschiedene Zusammensetzungen des Slurrys zu untersuchen, muss ein Berechnungsblock für die Umsätze der einzelnen Bestandteile mit dem Reaktor verknüpft werden. Der Berechnungsblock nutzt einen FORTRAN Code, dem als Input die Elementaranalyse der „Nonconventional“ Stoffströme als Vektor übergeben wird. Als weitere Inputvariable wird der Wassergehalt des Slurrys übergeben. Anschließend müssen für jedes Element, das im Slurry enthalten ist sowie für Asche und Wasser Outputvariablen definiert werden, die mit Hilfe des FORTRAN Blocks mit Daten belegt werden. Der FORTRAN Code besteht aus zwei

verschiedenen Gleichungstypen. Da sich die Elementaranalyse auf Trockensubstanz bezieht, muss zunächst eine Hilfsvariable berechnet werden, die den Anteil Trockensubstanz im Slurry angibt. Anschließend kann der Umsatz eines jeden Elements in der Elementaranalyse mit dieser Hilfsvariablen berechnet werden.

Nachdem der Slurry im ersten Schritt der Simulation in gasförmige Komponenten überführt wurde, muss im zweiten Schritt ein Teil des Kohlenstoffs aus dem Stoffstrom entfernt werden bevor er in den Vergasungsschritt geleitet wird. Im realen Vergasungsprozess erfolgt dieser Kohlenstoffaustrag über die Schlacke, die ca. 1% des im Slurry enthaltenen Kohlenstoffs enthält. Da sich dieser Kohlenstoff im realen Vergasungsprozess auf den geschmolzenen Aschepartikeln ablagert und nicht an der eigentlichen Vergasungsreaktion teilnimmt, wird er im Modell vor der Vergasungsreaktion abgetrennt. Die Abtrennung erfolgt über einen Splitter vom Typ FSPLIT, der dem gasförmigen Stoffstrom ein Prozent des darin enthaltenen Kohlenstoffs entzieht. Der gasförmige Slurry wird zusammen mit dem thermischen Energiebedarf, der für die Überführung in den gasförmigen Zustand notwendig ist, an die nächste Grundoperation in der Simulation übergeben.

Die nächste Grundoperation im Modell stellt ein Reaktor vom Typ RGIBBS dar, der die partielle Oxidation des im Modell gasförmig übergebenen Slurrys abbildet. Dieser Reaktortyp wurde gewählt, da im Modell an dieser Stelle eine einphasige Reaktion abläuft. Mit Hilfe dieses Reaktors erfolgt die Bestimmung der Gleichgewichtskonzentrationen auf Basis der Minimierung der freien Enthalpie und daher ist keine genaue Kenntnis aller im Vergasungsprozess ablaufenden Einzelreaktionen erforderlich. Die Zusammensetzung des Produktgases wird durch die Parameter Druck, Temperatur und die elementare Zusammensetzung des Reaktionsgemisches bestimmt. Als Input für die Abbildung des partiellen Oxidationsvorgangs muss dem Reaktor im Modell zunächst der Druckparameter übergeben werden. Der Druck wird in dieser Arbeit zwischen 40 und 80 bar variiert und kann dem Reaktor direkt übergeben werden. Für die Temperatur ist dies nicht möglich, diese wird indirekt über die verschiedenen Brennwerte der eingehenden Stoffströme und die Menge an Sauerstoff sowie die Wärmeströme, die in den Reaktor ein- und ausgehen, bestimmt. Die Wärmeströme kommen zum einen aus dem vorgeschalteten Reaktor, der den Abbau der festen und flüssigen Bestandteile des Slurrys abbildet und zum anderen wird ein Wärmestrom für die Wärmeverluste über die Reaktorwand

als Input übergeben. Die Berechnung des Wärmeverlusts über die Reaktorwand wird in Kapitel 5.3.2 erklärt und beträgt je nach Reaktordimensionierung zwischen 2 und 15% der Brennstoffeingangsleistung für die kommerzielle Anlage bzw. die Pilotanlage. Der Wärmebedarf für die Zersetzung des Slurrys wird im vorgeschalteten Reaktor berechnet und geht mit negativem Vorzeichen in den Reaktor zur partiellen Oxidation ein, da die Energie durch die Verbrennung von Teilen des Einsatzstoffs bereitgestellt werden muss. Über die Wärmeströme hinaus sind für die Bestimmung der Temperatur des Vergasungsprozesses weiterhin die verschiedenen Stoffströme, die in den Reaktor eingehen, relevant. Den wichtigsten Stoffstrom stellt der gasförmige Slurry dar. Der zweite Stoffstrom, dessen Brennwert größer null ist, ist ein Erdgasstrom. Dieser wird im Flugstromdruckvergaser eingesetzt, um den Hilfsbrenner zu betreiben. Für die Bilanzierung spielt er allerdings eine untergeordnete Rolle, da sich sein Beitrag zur Brennstoffeingangsleistung im Promillebereich bewegt. Zusätzlich geht ein Stoffstrom an Inertgas in den Reaktor ein, der aus Stickstoff und Kohlenstoffdioxid besteht. Das Inertgas wird als Spülgas zwischen Reaktorwand und Kühlschild eingesetzt. Für die Bilanzierung spielt dieser Stoffstrom ebenfalls eine untergeordnete Rolle, mengenmäßig bewegt er sich in derselben Größenordnung wie der Erdgasstoffstrom. An dieser Stelle sind bis auf den Sauerstoffinput alle eingehenden Stoff- und Energieströme identifiziert. In den experimentellen Versuchen war die Menge des eingesetzten Sauerstoffs bekannt, für die Skalierung des Modells auf eine größere Kapazität muss diese nun so angepasst werden, dass sich die geforderte Temperatur des Vergasungsprozesses von ca. 1.200°C einstellt. Zusätzlich zum Sauerstoff gelangt über diesen Stoffstrom auch Stickstoff in den Reaktor. Dies beruht auf der Annahme, dass der im Luftzerleger produzierte Sauerstoff nur eine Reinheit von 98% besitzt. Auf Basis der Elementarzusammensetzung der Inputstoffströme, der Wärmeströme sowie des Drucks berechnet der Reaktor anschließend die Zusammensetzung des Produktgases. Das Produktgas kann sich nur aus den Spezies zusammensetzen, die zu Beginn als Komponenten des Modells definiert wurden.

Die nächste Grundoperation im Modell simuliert den Quenchvorgang. Im Flugstromdruckvergaser erfüllt der Quenchvorgang zwei Aufgaben. Zum einen wird das Produktgas abgekühlt und zum anderen wird durch die Eindüsung von Wasser ein Großteil der Verunreinigungen aus dem Produktgas entfernt. Im Modell kann nur die Abkühlung simuliert werden, da hier alle an der Reaktion beteiligten Stoffe gasförmig vorliegen und keine

festen Partikel abgebildet werden. Ein Verfahrensvorteil des Quenchvorgangs ist die sehr schnelle Abkühlung des Produktgases auf Temperaturen zwischen 200 und 250°C, wodurch Folgereaktionen des Produktgases, beispielsweise die Teerbildung, größtenteils unterbunden werden. Aus diesem Grund kann in der Simulation auf einen Reaktor verzichtet werden und stattdessen eine einfachere Grundoperation vom Typ MIXER verwendet werden, die zwei Stoffströme zusammenführt. Für diese Grundoperation muss als Input wiederum der Druck übergeben werden, zusätzlich muss definiert werden, welche Phasen für die Simulation des Prozessschritts betrachtet werden sollen. Um den Quenchvorgang korrekt abzubilden, müssen eine Flüssigkeits- und eine Gasphase betrachtet werden, da das Produktgas zusammen mit flüssigem Wasser, das eine Temperatur von ca. 50°C besitzt, in die Grundoperation eingeführt wird. In Abhängigkeit von der Menge des eingeleiteten Wassers verändern sich das Verhältnis von Wasserdampf und flüssigem Wasser sowie die Temperatur. Das flüssige sowie das gasförmige Wasser verlassen zusammen mit dem Produktgas die Grundoperation. Auf die Bestimmung der Quenchwassermenge und die dadurch variierenden Zusammensetzungen des Produktgases in Bezug auf den Wasserdampfanteil wird in Kapitel 6.1.2.5 genauer eingegangen.

Um den realen Flugstromdruckvergaser im Modell abzubilden muss weiterhin die Abtrennung der Schlacke simuliert werden. Dazu wird der Stoffstrom, der den vorgeschalteten Quenchvorgang verlässt und das gesamte für den Quenchvorgang benötigte Wasser sowie das Produktgas der Vergasung inklusive Schlacke enthält, in eine Grundoperation vom Typ SEPARATOR geführt. In dieser wird der Ascheanteil aus dem Produktgasstrom entfernt. Das Wasser bleibt zunächst noch im Produktgasstrom enthalten. Im realen Flugstromdruckvergaser wird ein Teil der Schlacke direkt entnommen, ein weiterer Teil wird zusammen mit dem flüssigen Quenchwasser aus dem Reaktor geleitet und in einer Abwasseraufbereitung abgeschieden.

Um das flüssige Wasser im Modell abzuschneiden, wird wiederum eine Grundoperation vom Typ SEPARATOR eingesetzt. Da wie im realen Flugstromdruckvergaser nur der gasförmige Teil des im Eingangsstrom enthaltenen Wassers zusammen mit dem Produktgas in Richtung Konditionierung weitergeleitet werden soll, muss der flüssige Teil mit Hilfe eines FORTRAN Blocks abgeschieden werden. Hierzu gehen in den Berechnungsblock der Stoffmengenanteil der Gasphase sowie die Gesamtstoffmenge des Eingangsstoffstromes als Input ein. Damit lässt sich

die Stoffmenge des flüssigen Wassers berechnen, das vom Produktgas abgetrennt wird. Als Hauptprodukt verlässt schließlich das Produktgas mit einem in Abhängigkeit von den Quenchbedingungen variierenden Wasserdampfanteil die Grundoperation. Somit ist die Abbildung des Flugstromdruckvergasers im Aspen Plus Modell vollständig.

Im Anschluss wird das mit Wasserdampf gesättigte Produktgas zum Teil durch einen Wassergas-Shiftreaktor geleitet, der mit Hilfe eines Reaktors vom Typ REQUIL abgebildet wird. Der übrige Teil des Produktgases wird im Bypass um den Reaktor geführt. Durch die Einstellung des Gleichgewichts im Wassergas-Shiftreaktor ergibt sich im zusammengeführten Produktgasstrom das für die jeweilige Syntheseanwendung geforderte $H_2:CO$ Verhältnis. Mit Hilfe weiterer Grundoperationen vom Typ HEATER und SEPARATOR wird das Produktgas auf die für die physikalische Sauer gaswäsche erforderliche Temperatur von ca. $30^\circ C$ abgekühlt und vollständig von Wasser befreit.

Da die Verunreinigungen des Produktgases im Simulationsmodell nicht als einzelne Komponenten abgebildet werden, wird die Gasreinigung in der physikalischen Sauer gaswäsche im Modell nur durch eine Grundoperation vom Typ SEPARATOR abgebildet, der alle Bestandteile des Produktgases außer Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid entfernt und die in Kapitel 5.3.1.5 genannten Verluste an Synthesegas berücksichtigt. Um den Bedarf an elektrischer Energie zur Kälteerzeugung und für die Pumparbeit des Methanolkreislaufs zu bestimmen, wird ein separates Simulationsmodell für die Sauer gaswäsche in Aspen Plus verwendet. Mit Hilfe dieses Modells können die Stoffströme an Methanol und das Druckniveau schnell angepasst werden und die entsprechenden Verbräuche an elektrischer Energie berechnet werden. Das Modell bildet die einstufige Absorption sowie die fünfstufige Desorption des Produktgases bzw. des CO_2 und der Verunreinigungen in sechs Grundoperationen vom Typ FLASH2 ab. Der Bedarf an Kälteerzeugung wird mit Hilfe der Grundoperationen vom Typ HEATER ermittelt. Um aus dem thermischen Energiebedarf auf den elektrischen Energiebedarf zur Kälteerzeugung zu schließen, wird eine Leistungszahl von 1,11 verwendet (Chauvel 2003). Der elektrische Energiebedarf in den Pumpen des Methanolkreislaufs wird direkt in den Grundoperationen vom Typ PUMP ausgelesen.

Die Synthesegaserzeugung ist somit vollständig im Simulationsmodell abgebildet und die für die Auslegung der Apparate und Maschinen benötigten

Stoff- und Energiebilanzen können ausgelesen werden. Das erzeugte Synthesegas setzt sich nach der Gasreinigung nur noch aus Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid zusammen und kann ohne weitere Zwischenschritte direkt in der jeweiligen Syntheseanwendung zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien eingesetzt werden.

6.1.2.4 Kalibrierung des Simulationsmodells

Um das Simulationsmodell zu kalibrieren wurde zunächst der Versuchsablauf der Testanlage in Freiberg der Siemens Fuel Gasification Technology GmbH simuliert. Der Flugstromdruckvergaser in der Testanlage wurde mit einer Brennstoffeingangsleistung von $2,2 \text{ MW}_{\text{th}}$ betrieben. Der Slurry wurde mit einer Temperatur von 35°C in den Vergaser eingedüst. Die Vergasungstemperatur wurde mit Hilfe einer Sauerstoffzahl λ von knapp 0,5 auf ca. 1.150°C eingestellt, so dass einerseits die Bildung von Methan verhindert wird und andererseits die Schmelztemperatur der Asche überschritten wird. Im Versuch wurde ein für die späteren Synthesereaktionen relevantes Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid von ca. 0,6 erzielt. Der im Versuch gemessene Kaltgaswirkungsgrad betrug ca. 63%, jeweils ca. 12% des im Slurry enthaltenen Brennwertes sind nach dem Vergaser als fühlbare Wärme im Quenchwasser sowie im Kühlwasser des Reaktormantels. Weitere ca. 2% sind fühlbare Wärme und mechanische Energie des Produktgases. Unter Verlusten sind Brennwertverluste durch den Kohlenstoffauftrag mit der Schlacke sowie die fühlbare Wärme der Schlacke berücksichtigt. Diese Energie kann im weiteren Prozess nicht mehr genutzt werden. Der Versuchsaufbau konnte durch das Simulationsmodell sehr gut abgebildet werden. Reaktionstemperatur sowie die Temperatur des Quenchwassers, die sich in der Simulation einstellen, weichen weniger als 2% von den Versuchsdaten ab. Bei der Produktgaszusammensetzung ergaben sich die größten Abweichungen für Wasserstoff. Der simulierte Wert lag an dieser Stelle 2,3% über dem gemessenen Versuchswert. Die Genauigkeit der Simulation liegt damit innerhalb der Schwankungsbreite der Ergebnisse zwischen einzelnen Versuchsläufen und das Simulationsmodell kann somit als validiert angesehen werden.

Um die Skalierung von der Versuchskapazität auf die in dieser Arbeit betrachtete Kapazität des kommerziellen Flugstromdruckvergasers durchzuführen, wurde die Vergasungstemperatur als zentraler Parameter mit 1.200°C vorgegeben. Auf Grund von Änderungen beispielsweise der über den

Kühlschirm abgeführten Wärme durch das veränderte Verhältnis von Reaktionsvolumen zu Reaktionszonenoberfläche muss die Sauerstoffzahl λ angepasst werden, um die Vergasungstemperatur einzustellen. Die Bestimmung des Kühlschirmverlusts bei einer Brennstoffeingangsleistung von $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ stellt einen wichtigen Schritt der Kapazitätsanpassung dar. Aus den Versuchsläufen ist der spezifische Wärmedurchgangskoeffizient des Kühlschirms bekannt und beträgt ca. $150 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$. Weiterhin ist zu berücksichtigen, dass die Reaktionszone nach unten offen ist, wodurch ein Wärmestrahlungsverlust entsteht, der flächenspezifisch ca. 50% über den Verlusten des Kühlschirms liegt. Da die Öffnung nach unten jedoch relativ klein ist, trägt der Strahlungsverlust nur ca. 2% zum gesamten Wärmeverlust im Reaktor bei. Für die Berechnung der Verluste werden die in Abbildung 5-14 dargestellten Dimensionen verwendet.

6.1.2.5 Ermittlung von Prozessparametern mit Hilfe des Simulationsmodells

Ein wichtiger Parameter im Prozessdesign des Flugstromdruckvergasers neben der Vergasungstemperatur ist die Festlegung der Quenchttemperatur. Die Einstellung der Quenchttemperatur hängt zunächst von der Siedetemperatur des als Quenchmittel eingesetzten Wassers beim jeweiligen Betriebsdruck ab. Bei einem Betriebsdruck von 40 bar beträgt die Siedetemperatur von Wasser ca. 250°C , bei Verdopplung des Betriebsdruckes auf 80 bar liegt die Siedetemperatur deutlich höher, bei ca. 295°C . Die Quenchttemperatur wird über die eingedüste Menge an Quenchwasser reguliert. Um die Wäscherfunktion der Quenche zu gewährleisten, muss sichergestellt werden, dass ein ausreichender Teil des eingedüsten Quenchwassers nach der Quenche in flüssiger Form vorliegt. Die erforderliche Abwasserreinigungsanlage muss jedoch umso größer ausgelegt werden, je mehr Quenchwasser eingesetzt wird.

In der Versuchsanlage in Freiberg wurde die Quenchttemperatur im Flugstromdruckvergaser auf ca. 150°C eingestellt. Der Betriebsdruck in der Versuchsanlage betrug 26 bar, die Quenchttemperatur lag damit ca. 80°C unter der Siedetemperatur des Wassers. Bei dieser Prozessführung lagen nach der Quenche rund 80% des eingedüsten Quenchwassers, des im Slurry enthaltenen Wassers sowie des bei der Vergasung gebildeten Reaktionswassers in flüssiger Form vor. Um diesen hohen Anteil an flüssigem Wasser zu erhalten wurden allerdings ca. 3 t Wasser pro Stunde für die Quenche verwendet. Bei einem Slurryinput von ca. 350 kg/h beträgt das Masse-

verhältnis von Slurry zu Quenchwasser ca. 1:8,5. Für die Großtechnische Lösung mit $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ Brennstoffeingangsleistung und einem Slurryinput von ca. 190 t/h ist dieses Verhältnis von Slurry zu Quenchwasser nicht sinnvoll.

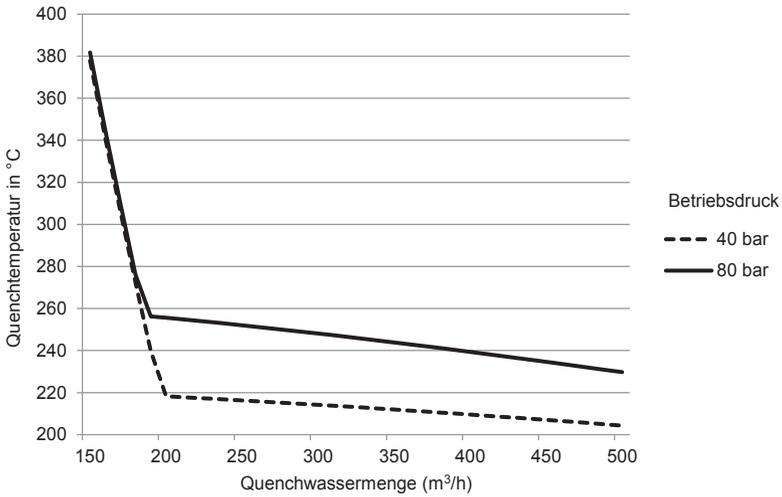


Abbildung 6-3: Quenchtemperatur in Abhängigkeit von der Quenchwassermenge

In Abbildung 6-3 und Abbildung 6-4 sind die Quenchtemperatur und der Anteil des flüssigen Wassers in Abhängigkeit von der Quenchwassermenge für die beiden untersuchten Betriebsdrücke des Flugstromdruckvergasers dargestellt.

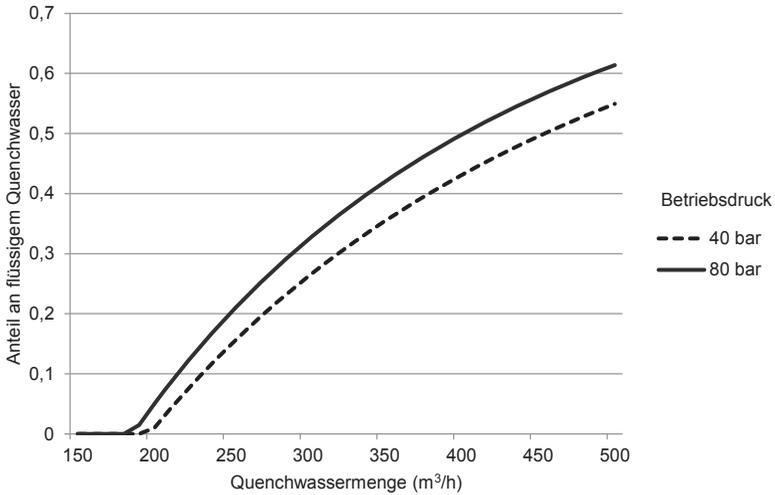


Abbildung 6-4: Anteil an flüssigem Wasser in Abhängigkeit von der Quenchwassermenge

In Abbildung 6-3 wird deutlich, dass die Quenchtemperatur zunächst stark abfällt bis auf ca. 220 bzw. 260°C. Bei diesem Temperaturniveau liegt, wie in Abbildung 6-4 dargestellt, nahezu das gesamte Wasser im Vergaser gasförmig vor. Durch eine Erhöhung der Quenchwassermenge ändert sich die Temperatur nur relativ langsam, und der Anteil des kondensierten Wassers steigt an. Das Ziel im Betrieb der kommerziellen Anlage muss sein, die Quenchwassermenge möglichst gering zu halten, ohne die Wäscherfunktion der Quenche durch einen zu geringen Anteil an flüssigem Wasser zu verlieren. Für die weiteren Betrachtungen in dieser Arbeit wird angenommen, dass ein Massestrom von 50 bis 60 t/h an flüssig vorliegendem Wasser ausreichend ist, um die Wäscherfunktion zu gewährleisten. Bei einem Betriebsdruck von 40 bar beträgt die Quenchwassermenge ca. 250 m³/h, das Masseverhältnis von Slurry zu Quenchwasser beträgt damit ca. 1:1,25 und die Temperatur am Ausgang des Flugstromdruckvergasers beträgt ca. 215°C. Im Falle des Betriebsdrucks von 80 bar muss die Temperatur nach der Quenche weniger stark reduziert werden, um den erforderlichen Anteil an flüssigem Wasser zu erreichen und es genügt eine um 10% geringere Menge an Quenchwasser von 225 m³/h. Dadurch verringert sich das Masseverhältnis von Slurry zu Quenchwasser auf ca. 1:1,15 und die Ausgangstemperatur des Produktgases liegt über 250°C. Das Produktgas, das den Vergaser verlässt, besteht ungefähr zur Hälfte aus Wasserdampf.

6.1.3 Synthese

Im verfahrenstechnischen Simulationsmodell zur Abbildung der Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Synthesegas werden nur noch Komponenten vom Typ „Conventional“ betrachtet. Der Synthesegasinput besteht aus Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid. Wasser, Kohlenstoffdioxid und sämtliche Verunreinigungen wurden im vorangegangenen Teil des verfahrenstechnischen Simulationsmodells bereits aus dem Produktgas entfernt. Um die Umwandlungsprozesse des Synthesegases bei hohen Betriebsdrücken abzubilden, wird das thermodynamische Modell von Soave-Redlich-Kwong (SRK) verwendet. Um Prozesse mit niedrigen Betriebsdrücken abzubilden wird das thermodynamische Modell von Redlich-Kwong-Soave mit Erweiterungen von Boston-Mathias (RKS-BM) angewendet. Diese thermodynamischen Modelle liefern die besten Ergebnisse für die Simulation von Syntheseanwendungen zur Herstellung von Kohlenwasserstoffen und leichten Gasen (Aspen Technology 2007). Das $H_2:CO$ Verhältnis des Synthesegasinputs ist auf die jeweilige Syntheseanwendung angepasst. Für die Herstellung von Benzin und Olefinen via DME Synthese beträgt es 1:1. Für die Herstellung von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese beträgt es 2:1. Diese Konditionierung des Synthesegases wurde bereits im Simulationsmodell zur Synthesegaserzeugung abgebildet. Im Folgenden werden die alternativen Simulationsmodelle für die DME Synthese und die Fischer-Tropsch Synthese und die jeweiligen Reaktormodelle zur Abbildung der Umwandlungsprozesse erläutert.

Um die DME Synthese im Modell abzubilden wird ein Gleichgewichtsreaktor vom Typ REQUIL verwendet. Dieser wird entsprechend der experimentellen Ergebnisse zur DME Synthese eingestellt (Garcia-Trenco & Martinez 2012; Stiefel et al. 2011). Die experimentellen Ergebnisse belegen, dass der Gleichgewichtszustand im realen Prozess nicht vollständig erreicht wird. Um dies im Modell abzubilden, wird ein „Temperatur Approach“ von 10°C gewählt. Auf diese Weise gibt der REQUIL Reaktor die Stoffmengenverhältnisse der Edukte und Produkte als Ergebnis aus, die dem Gleichgewicht einer um 10°C niedrigeren Reaktionstemperatur entsprechen. Die Umwandlung der Produkte des DME Synthesereaktors in einem zweiten Synthesereaktor zu Kohlenwasserstoffen wird mit Hilfe eines Reaktors vom Typ RYIELD abgebildet. Die Ausbeuten der jeweiligen Kohlenwasserstoffkomponenten werden mit Hilfe der in Tabelle 3-4 dargestellten Werte in Excel berechnet und an den RYIELD Reaktor im Simulationsmodell

übergeben. Eine weitere Aufgabe der Excel Kalkulation ist es, die Elementarbilanzen der einzelnen Atome auszugleichen, um Simulationsfehler in Aspen Plus zu vermeiden. Der dritte und letzte Umwandlungsschritt bei der Herstellung von Benzin und Olefinen via DME Synthese ist die Isomerisierung der schweren Benzinfraktion. Um die Umwandlung von Dural in 1,2,3,4-Tetramethylbenzol abzubilden, wird ein stöchiometrischer Reaktor vom Typ RSTOIC verwendet (Jones & Zhu 2009). Die folgende Abbildung zeigt das Aspen Plus Modell des Teilsystems DME Synthese.

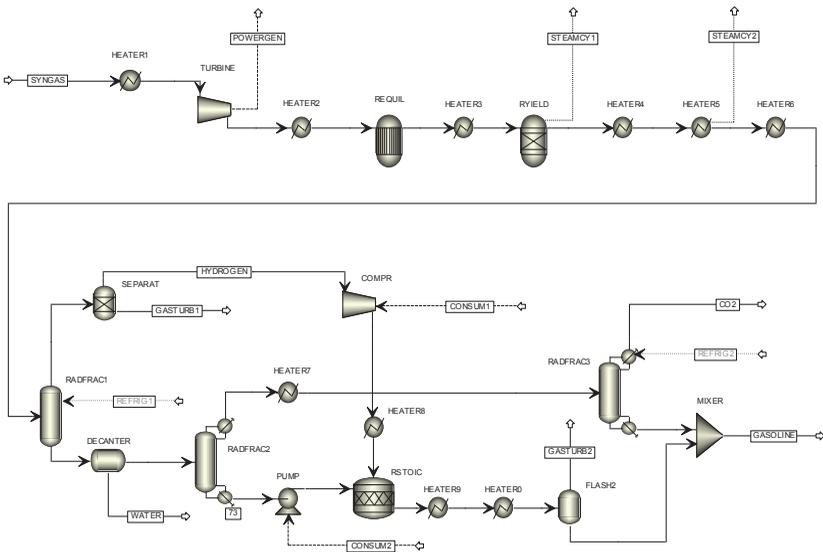


Abbildung 6-5: Aspen Plus Modell für das Teilsystem DME Synthese

Um die Umwandlung von Synthesegas zu Kohlenwasserstoffen via Fischer-Tropsch Synthese abzubilden, wird ein stöchiometrischer Reaktor vom Typ RSTOIC verwendet. Dieser wandelt das Synthesegas entsprechend der stöchiometrischen Reaktionsgleichungen zu Kohlenwasserstoffen mit den verschiedenen Kettenlängen der Rohbenzin-, Destillat- und Wachsfraktion um. Die Umsätze von Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid in den einzelnen Reaktionsgleichungen zu Kohlenwasserstoffen werden mit Hilfe einer Excel Kalkulation entsprechend der Anderson-Schulz-Flory Verteilung berechnet und an den Reaktor im Simulationsmodell übergeben. Der gesamte Umsatz an Kohlenstoffmonoxid im Fischer-Tropsch Reaktor wird auf 80% festgelegt (Larson, Haiming & Fuat 2009). Das Hydrocracking der Wachsfraktion in

eine Benzin- und eine Dieselfraktion wird ebenfalls mit Hilfe eines Reaktors vom Typ RSTOIC abgebildet. Der Umsatz der Kohlenwasserstoffe mit einer Kettenlänge von größer 20 im stöchiometrischen Reaktor beträgt eins. Die Ausbeute der Benzin- bzw. Dieselfraktion beträgt dabei 25 bzw. 75%.

Um die Gewinnung der Syntheseprodukte der DME und der Fischer-Tropsch Routen zu simulieren, werden Kolonnen vom Typ RADFRAC eingesetzt. Die Auslegung der Kolonnen in Bezug auf Anzahl der Böden, Rücklaufverhältnis sowie Entnahme an Destillat wird an die Eigenschaften der jeweils zu trennenden Komponenten angepasst. Die Auslegung wird zum Teil durch eine automatische Auslegung in Aspen Plus unterstützt und wird anschließend entsprechend der Auslegungsvorschriften von Smith angepasst (Smith 2005).

6.1.4 Anlagenintegration

Auf Grund der räumlichen Trennung der dezentralen Pyrolyseanlagen und der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage kann die Integration von thermischer und elektrischer Energie nur innerhalb der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage erfolgen. Der thermische Energiebedarf der Pyrolyseanlagen wird außerdem durch die Verbrennung des Pyrolysegases vollständig gedeckt, so dass eine Wärmeintegration der Pyrolyseanlage mit der Vergasungs- und Syntheseanlage nicht notwendig ist. Im Folgenden wird die Integration von elektrischer und thermischer Energie in der Vergasungs- und Syntheseanlage erläutert.

6.1.4.1 Integration elektrischer Energie

Die Erzeugung von elektrischem Strom in der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage des BtL Konzept in einer Prozessturbine sowie einem GuD-Kraftwerk wird im Simulationsmodell der Synthese abgebildet, da sämtliche Brenngasstoffströme in diesem Teil des Simulationsmodells anfallen. Alle Turbinen, Verdichter sowie die Gas- und Dampfturbine des GuD-Kraftwerk werden entsprechend aktueller in Kapitel 5.4.3 ausgeführten Spezifikationen im Simulationsmodell abgebildet. Sämtliche Verbraucher und Erzeuger von elektrischem Strom werden im Simulationsmodell in einem Knoten zusammengeführt, so dass die Netto-Stromerzeugung in der Vergasungs- und Syntheseanlage ausgegeben werden kann.

6.1.4.2 Integration thermischer Energie

Für die Quellen und Senken thermischer Energie wird zunächst ein Inventar erstellt, um anschließend eine optimale Gestaltung der thermischen Integration der Vergasungs- und Syntheseanlage zu ermitteln. Das Inventar an thermischen Energieströmen wird in drei Klassen unterteilt: Kühlungsbedarf mit Temperaturen $<30^{\circ}\text{C}$, Wärmebereitstellung mit Temperaturen $>300^{\circ}\text{C}$ und die dazwischen liegenden Quellen und Senken thermischer Energie. Die Kühlungsbedarfe beispielsweise in Rektifikationskolonnen oder der physikalischen Sauer gaswäsche mit Temperaturen von bis zu -50°C erfordern eine Kälteerzeugung, die wiederum einen elektrischen Energiebedarf generiert. Die thermischen Energieströme, die durch die Kälteerzeugung bedient werden, werden in einem Knoten zusammengeführt und mit Hilfe einer Leistungszahl in einen elektrischen Energiebedarf umgewandelt, welcher wiederum in den Knoten zur Integration der elektrischen Energie geführt wird. Quellen zur Wärmebereitstellung bei Temperaturen über 300°C sind beispielsweise die Benzin und Olefin Synthesereaktoren der DME Syntheseroute oder die Abwärme der Gastrubine im GuD-Kraftwerk. Diese thermischen Energieströme werden im Dampfprozess des GuD-Kraftwerks eingesetzt und erhöhen somit die Stromproduktion der Dampfturbine. Die Quellen und Senken thermischer Energie der letzten Klasse werden untereinander integriert, um die insgesamt abzuführende Wärme in der Vergasungs- und Syntheseanlage zu minimieren. Für die Aufwärmung mit Dampf und die Kühlung mit Wasser wird dabei von einer minimalen Temperaturdifferenz von 20°C ausgegangen. Für die Wärmeübertragung von Gas zu Gas wird eine minimale Temperaturdifferenz von 40°C angenommen (Villanueva Perales et al. 2011). Im Folgenden wird die Integration thermischer Energie im Temperaturfenster von 30 bis 300°C an Beispielen näher erläutert.

Slurryvorwärmung

Um den Kaltgaswirkungsgrad des Flugstromdruckergasers zu steigern bietet sich eine Vorwärmung des Slurrys auf ca. 120°C an. Durch den damit verbundenen geringeren Einsatz an Sauerstoff reduziert sich die Sauerstoffzahl und der Kaltgaswirkungsgrad wird um gut 1% erhöht. Ein weiterer positiver Effekt des geringeren Sauerstoffesatzes ist ein geringerer CO_2 Gehalt im Produktgas. Die Vorwärmung des Slurrys auf 120°C benötigt maximal $10,4 \text{ MW}_{\text{th}}$. Die thermische Energie im flüssigen Quenchwasser

beträgt mindestens $12,2 \text{ MW}_{\text{th}}$ bei einer Temperatur von ca. 215°C und kann daher für diesen Zweck genutzt werden.

Abwärmenutzung

Analog zur Slurryvorwärmung wird an verschiedenen Stellen in den Verfahrenskonfigurationen der Vergasungs- und Syntheseanlage Abwärme genutzt, um Zwischenprodukte aufzuwärmen. Insgesamt besteht aber ein Überschuss an thermischer Energie im Temperaturbereich unter 200°C . Dieser Überschuss beträgt zwischen 27 und 32% des Brennwertes des eingesetzten Slurrys. Eine Verwertung innerhalb der Vergasungs- und Syntheseanlage ist nicht möglich. Eine Nutzung in Verfahren zur Stromerzeugung bei relativ niedrigen Temperaturen wie beispielsweise ORC (Organic Rankine Cycle) oder Kalina Prozesse werden bislang nicht für entsprechende Kapazitäten eingesetzt und werden in der vorliegenden Arbeit daher nicht betrachtet (Chen, Goswami & Stefanakos 2010; Schuster et al. 2009). Die Nutzung von Kraftwerksabwärme in Gewächshäusern wird beispielsweise in England umgesetzt (Ammar et al. 2012), diese Möglichkeit zur Vermarktung der Abwärme wird jedoch ebenfalls nicht berücksichtigt.

6.2 Ökonomische Datengrundlage des Bewertungsmodells

Nachfolgend werden die für die ökonomische Bewertung der Teilsysteme Pyrolyseanlage, Synthesegaserzeugung und Synthese getroffenen Annahmen, die über die für alle Teilsysteme gleichermaßen getroffenen ökonomischen Parameter in Kapitel 4.2 hinausgehen, dargelegt. Für die jeweiligen Teilsysteme werden jeweils die Investitionsdaten der benötigten Apparate und Maschinen sowie der in den jeweiligen Anlagen notwendige Personalbedarf erläutert. Weiterhin wird in diesem Abschnitt die betrachtete Anlagenverfügbarkeit erläutert, die einen großen Einfluss auf die ökonomische Bewertung besitzt. Zur Abbildung der Herstellkosten von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse sind außerdem die Kosten für die Biomassebereitstellung sowie den Transport des Slurrys von den dezentralen Pyrolyseanlagen zur zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage relevant. Einen weiteren für die ökonomische Bewertung relevanten Parameter stellt der elektrische Energiebedarf in den einzelnen Teilsystemen dar. Dieser wird im Anhang A ausführlich beschrieben.

6.2.1 Anlagenverfügbarkeit

Für die ökonomische Bewertung der Pyrolyseanlagen sowie der Vergasungs- und Syntheseanlage wird entsprechend der Erfahrung aus vergleichbaren verfahrenstechnischen Anlagen eine Verfügbarkeit von 80% angenommen (Gray et al. 2008). Die Anlagenverfügbarkeit bzw. die jährlichen Betriebsstunden spielen einerseits bei der Ermittlung der verbrauchsabhängigen Kosten eine wesentliche Rolle, da der Verbrauch an Biomasse und weiteren Einsatzstoffen direkt von ihr abhängt. Andererseits wird durch die Anzahl der Betriebsstunden die Menge der hergestellten Haupt- und Nebenprodukte bestimmt, auf die die jährlichen Gesamtkosten der betrachteten Anlagen umgelegt werden. Die Anlagenverfügbarkeit hat daher einen wesentlichen Einfluss auf die Herstellkosten, der in einer Sensitivitätsanalyse in Kapitel 7.4 näher untersucht wird. Die Verfügbarkeit von 80% entspricht jährlich 7008 Betriebsstunden.

6.2.2 Biomassebereitstellung

In dieser Arbeit wird für das verfügbare Biomassepotential und die Bereitstellungskosten für Biomasse auf die Arbeiten des Instituts für Technologiefolgenabschätzung (ITAS) des KIT zurückgegriffen. Die Studien aus den Jahren 2007 und 2011 ermitteln ein Potential von jährlich ca. 70 Millionen t biogenen Rest- und Abfallstoffen in Deutschland, die für eine stoffliche und/oder energetische Nutzung in Frage kommen. Diese Reststoffe umfassen Waldrestholz, überschüssiges Stroh, das nicht zum Erhalt der Bodenqualität benötigt wird, Gülle, Klärschlamm, Hausmüll, Bio- und Grünabfall, Altholz und Industrierestholz. In diesem Potential sind die Rest- bzw. Abfallstoffe von Landschaftspflegeflächen sowie stillgelegten und brach liegenden Flächen der Landwirtschaft nicht berücksichtigt. Weiterhin nicht berücksichtigt ist Festmist aus der Landwirtschaft. Würden diese Reststoffe zusätzlich in das verfügbare Potential eingerechnet, so beliefen sich dieses auf 75 bis 85 Millionen t biogene Rest- und Abfallstoffe pro Jahr (Leible et al. 2007; Leible, Kälber & Kappler 2011).

Für das in dieser Arbeit betrachtete BtL Konzept sind vor allem Waldrestholz und Stroh interessante Einsatzstoffe. Diese machen gemeinsam ca. 43% der verfügbaren Reststoffe aus. Stroh erfordert im Vergleich zu Waldrestholz auf Grund des höheren Aschegehalts die verfahrenstechnisch komplexeren Umwandlungsprozesse. Die in dieser Arbeit betrachteten Verfahrensschritte

werden daher für die Umwandlung von Stroh ausgelegt. Im Folgenden wird das Potential für Reststroh näher betrachtet.

Das Potential an überschüssigem, bisher nicht genutztem Stroh beträgt in Deutschland jährlich ca. 15 Millionen t (Leible, Kälber & Kappler 2011). Für die in dieser Arbeit betrachtete Anlage zur Herstellung von BtL Kraftstoffen und Chemikalien mit einer Brennstoffeingangsleistung des Flugstromdruckvergasers in Höhe von $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ werden jährlich ca. 1,7 Millionen t Stroh als Einsatzstoff benötigt. Dies entspricht knapp 12% des in Deutschland verfügbaren Reststrohs und dieses stellt somit keinen limitierenden Faktor für die Umsetzung des betrachteten BtL Konzepts dar.

Zur Ermittlung der Biomassebereitstellungskosten frei Anlage wurden am ITAS ebenfalls umfangreiche Arbeiten durchgeführt, deren Ergebnisse als Eingangsgröße in die Berechnungen der vorliegenden Arbeit eingehen (Kappler 2008; Leible et al. 2007; Leible et al. 2012; Leible, Kälber & Kappler 2011). Die Kosten der Biomassebereitstellung setzen sich grob aus der Erfassung der Biomasse und dem Transport der Biomasse zur weiterverarbeitenden Anlage zusammen. Die Erfassung der Biomasse besteht im Fall von Stroh aus den beiden Einzelschritten Ballen pressen nach der Getreideernte und Zwischenlagerung am Feldrand mit einer Folienabdeckung. Die Kosten für die Erfassung von Reststroh betragen pro t Trockenmasse 60 € (Leible, Kälber & Kappler 2011). Die Transportkosten sind abhängig von der Wahl des Transportmittels und der Transportentfernung. Für den Transport stehen Schlepper, Lkw und Bahn zur Verfügung, der Bahntransport ist allerdings nur bei sehr großen Entfernungen sinnvoll und für den Transport des Reststrohs von den Feldern zu den weiterverarbeitenden Pyrolyseanlagen nicht geeignet. Der Transport des Reststrohs erfolgt daher mit Schlepper oder Lkw. Die Transportentfernung resultiert wiederum aus der Kapazität der Pyrolyseanlage und dem Biomasseaufkommen in der Umgebung der Pyrolyseanlage.

Die in dieser Arbeit betrachteten Pyrolyseanlagen besitzen eine Kapazität von ca. $100 \text{ MW}_{\text{th}}$ Brennstoffeingangsleistung. Dies entspricht einem jährlichen Bedarf von ca. 150.000 t Reststroh (Trockenmasse). Um diese Menge an Reststroh zur Verfügung zu stellen wird ein Einzugsgebiet mit einem Radius von 30 bis 40 km benötigt (Leible et al. 2007; Leible et al. 2012). Die Transportkosten inkl. Be- und Entladung des Schleppers bzw. Lkws mit einem Frontlader betragen pro t Reststroh (Trockenmasse) ca. 25 € (Leible,

Kälber & Kappler 2011). Somit ergeben sich die Biomassebereitstellungskosten für das in dieser Arbeit betrachtete Reststroh in Höhe von 85 €/t Trockenmasse.

6.2.3 Weitere Einsatzstoffe

Für weitere Einsatzstoffe wie Strom, Erdgas oder Kühlwasser werden in den Berechnungen der vorliegenden Arbeit, wie in der folgenden Tabelle dargestellt, Durchschnittspreise des betrachteten Basisjahres 2011 verwendet. Als Strompreis wird der von Eurostat gelistete Preis für Industrieabnehmer in Deutschland angenommen (Eurostat 2012). Die Preise für Erdgas, das u.a. im Hilfsbrenner des Flugstromdruckvergaser benötigt wird sowie für Kohle, die als alternativer Einsatzstoff zum biomassebasierten Slurry im Flugstromdruckvergaser betrachtet wird, entsprechen ebenfalls den deutschen Jahresdurchschnitten von 2011 (Destatis 2012a). Die Preise für Importkohle berücksichtigen dabei den Transport frei Anlage mit einem Transportkostenzuschlag in Höhe von 12 €/t.

Tabelle 6-8: Preise für Einsatzstoffe

Einsatzstoff		
Elektrischer Strom ¹	€/MWh	89,95
Erdgas ²	€/MWh	26,01
Kohle ^{2, 3}	€/MWh	14,61
Kühlwasser ⁴	€/m ³	0,26
Katalysator Wassergas-Shiftreaktion ⁵	€/kg	48
Katalysator DME Synthese ⁵	€/kg	22
Katalysator Benzin und Olefin Synthese ⁵	€/kg	113
Katalysator Fischer-Tropsch Synthese ⁴	€/kg	24

¹ (Eurostat 2012), ² (Destatis 2012a), ³ (Reich & Benesch 2007), ⁴ (Phillips et al. 2011), ⁵ (Jones & Zhu 2009)

Weiterhin enthält Tabelle 6-8 die angenommenen Preise für die Katalysatoren der Wassergas-Shiftreaktoren sowie der DME, Benzin, Olefin und Fischer-Tropsch Synthesereaktoren.

Im Teilsystem Synthese ist für die Produktgewinnung der DME Syntheserouten ein kryogenes Kältesystem erforderlich. Für die ökonomische Bewertung wird der Kältebedarf mit Hilfe einer Leistungszahl in einen elektrischen Energiebedarf umgewandelt. Die verwendeten Leistungszahlen wurden je nach Temperaturniveau mit 1,11 bei ca. -50°C und mit 1,28 bei ca.

-40°C angenommen (Chauvel 2003). Die Leistungszahl gibt an, dass mit einer 1 kWh_e beispielsweise auf einem Temperaturniveau von -40°C 1,28 kWh_{th} erzeugt werden können. Die Leistungszahl kann größer 1 sein, da es sich um eine Verschiebung der thermischen Energie auf ein anderes Temperaturniveau handelt.

6.2.4 Pyrolyse

Für die betrachtete Pyrolyseanlage wird von einer Kapazität von 25 t Stroh pro Stunde ausgegangen. Aus Erfahrungen mit Strohheizkraftwerken sind Lagerreichweiten von ca. fünf Tagen bzw. 120 Stunden üblich (Nikolaisen et al. 1998). Übertragen auf die betrachtete Pyrolyseanlage ergibt sich eine zu lagernde Strohmenge von rund 3.000 t. Kennzahlen und Annahmen für die Anlieferung der Biomasse werden in der folgenden Tabelle zusammengefasst (Lange 2008).

Tabelle 6-9: Kennzahlen der Biomasseanlieferung (Lange 2008; Nikolaisen et al. 1998)

Auslegungsdaten zur Lagerung	
Benötigte Biomasse für 100 MW _{th} Anlage	25 t/h
Anzahl Betriebsstunden pro Jahr	7.008 h
Angelieferte Biomasse pro Lkw bzw. Schlepper	12 t
Anlieferungszeitraum (300 d/a und 8 h/d)	2.400 h/a
Durchschnittliche Anzahl Lkw bzw. Schlepper	6 h ⁻¹
Entladezeit pro Lkw bzw. Schlepper	6 min

Wie aus Tabelle 6-9 ersichtlich ist, müssen pro Stunde durchschnittlich sechs Lkw entladen werden, selbst wenn die Anzahl der Betriebsstunden auf 8.000 Stunden pro Jahr ansteige, müssten nur sieben Lkw pro Stunde entladen werden. Sofern die Lkw bzw. Schlepper über acht Stunden pro Tag verteilt ankommen, werden keine besonderen Ansprüche an die Verkehrsanbindung gestellt. Die Entladung eines Lkws dauert mit dem vorgeschlagenen Kransystem ungefähr sechs Minuten, das bedeutet, dass das System bei sechs Lkw pro Stunde nur zu 60% ausgelastet ist und ein Entladeplatz ausreichend ist.

Untersuchungen am Strohheizkraftwerk Jena (Reinhold 2001) kamen zu dem Ergebnis, dass Strohquaderballen mit einer Pressdichte von ca. 130 kg/m³ im Ballenstapel nur noch eine Lagerungsdichte von ca. 100 kg/m³ erreichen. Darüber hinaus ergaben die Untersuchungen eine Raumausnutzung in

Lagerhallen zwischen 75 und 85%. Der Hauptgrund für die nicht vollständige Ausnutzung des Lagerraums besteht aus dem Platzbedarf für den Kran, der unter der Lagerhallendecke fährt und die Strohballen ein- und auslagert (Soerensen 2001) und für die Strohanlieferstelle, die sich ebenfalls in der Halle befinden muss, damit der Kran die Lastzüge entladen kann. Um die angelieferte Strohmenge zu messen, befindet sich vor der Lagerhalle eine Lastzugwaage. Für die Kalkulation des Lagers wird eine Raumausnutzung von 80% zu Grunde gelegt. Daraus resultiert eine Lagerungsdichte von 80 kg/m^3 Lagerraum.

6.2.4.1 Kapitalbedarf einer Pyrolyseanlage

Für die in dieser Arbeit betrachtete Anlage wird von der Errichtung in Deutschland ausgegangen. Die Vorschriften bezüglich des Brandschutzes sehen einen Sicherheitsabstand des Strohlagers von 50 m zu benachbarten Gebäuden vor (VdS 1999). Die Grundstücksfläche der Pyrolyseanlage wird daher mit ca. 100 mal 250 m angenommen. Die in Tabelle 6-10 angegebenen Kapitalbedarfe für Grundstück und Lagerung sind unabhängig von der gewählten Konfiguration der Pyrolyseanlage. Es werden daher keine Größendegressionsexponenten angegeben. Für die übrigen Verfahrensschritte der Pyrolyseanlage – die Konditionierung der Biomasse, den Pyrolysereaktor und Wärmeträgerkreislauf mit Sand bzw. mit Stahlkugeln, die drei- bzw. zweistufige Produktgewinnung und die Slurryherstellung – ergeben sich durch die Konfigurationsalternativen unterschiedliche Investitionen für die jeweiligen Bauteile. In der folgenden Tabelle werden für die in den Grundfließschemata in Kapitel 5.2 dargestellten Apparate und Maschinen, jeweils die Basiskapazität, die dazugehörige Investition und der für eine Kapazitätsanpassung verwendete Größendegressionsexponent zusammengefasst. Die angegebenen Investitionen beziehen sich auf installierte Apparate und Maschinen, die, um den gesamten Kapitalbedarf zu erhalten, mit den differenzierten Zuschlagssätzen, die in Kapitel 4.2.1 erläutert wurden, multipliziert werden.

Tabelle 6-10: Investitionsdaten des Teilsystems Pyrolyse

Beschreibung	Basis- kapazität	Einheit	Degressions- exponent	k€ 2011
Grundstück	100x250	m	-	667 ^a
Lagerung				
Lagerhalle	37.500	m ³	-	1.093 ^b
Deckenlaufkransystem	2	Stück	-	194 ^c
Förderbänder	100	m	-	294 ^b
Lastzugwaage	<50	t	-	13 ^d
Konditionierung				
Ballenauflöser	25	t/h	0,9	230 ^e
Metallabscheider	25	t/h	0,9	99 ^f
Schlagzerspaner	25	t/h	0,9	546 ^e
Fasertrockner	2	t H ₂ O/h	0,85	816 ^g
Silo mit Förderschnecke	115	m ³	0,9	233 ^b
Wärmeträgerkreislauf mit Sand				
Doppelschneckenreaktor	173	m ³ /h	0,8	1.693 ^b
Sand Vibrationssieb	230	t/h	0,95	202 ^b
Pneumatischer Lift	230	t/h	0,6	2.610 ^b
Sand Sammelbunker	2,9	m ³	0,8	93 ^b
Schneckenförderer	230	t/h	0,8	168 ^b
Pyrolysegasbrenner	10	MW _{th}	0,6	311 ^b
Verbrennungsluftgebläse	3,3	m ³ /s	0,6	51 ^b
Wärmeübertrager	1.200	m ²	0,44	522 ^b
Luftvorwärmung				
Isolierungsumbauung	1.184	m ²	1	50 ^b
Liftgaszyklon	4,3	m ³ /s	0,8	31 ^b
Liftgasfilter	4,3	m ³ /s	0,95	674 ^b
Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln				
Doppelschneckenreaktor	153	m ³ /h	0,8	1.561 ^b
Filtersieb	690	t/h	1	210 ^b
Becherwerk	690	t/h	0,8	1.328 ^b
Stahlkugelinventar	69	t	1	603 ^b
Pufferbehälter Stahlkugel	2,9	m ³	0,8	101 ^b
Wärmeübertrager	2.400	m ²	0,44	783 ^b
Schneckenförderer	690	t/h	0,8	168 ^b
Mehrstufiger	10	MW _{th}	0,6	435 ^b
Pyrolysegasbrenner				

Verbrennungsluftgebläse	4,2	m ³ /s	0,6	62 ^b
Wärmeübertrager	1.200	m ²	0,44	522 ^b
Luftvorwärmung				
Isolierungsumbauung	1.184	m ²	1	50 ^b
Dreistufige Produktgewinnung				
Multiheizzyklon	5,5	m ³ /s	0,8	39 ^b
Kokskühler	200	m ²	0,44	163 ^b
Quenchkondensator	11,5	t/h	0,7	318 ^b
Kreislaufpumpe	11,5	t/h	0,34	31 ^b
Kondensatkühler	3.350	m ²	0,44	621 ^b
Kühlwasserpumpe	0,5	t/h	0,34	14 ^b
Gaskühler	120	m ²	0,44	131 ^b
Pyrolysegasfilter	1,1	m ³ /s	0,95	169 ^b
Pyrolysegasgebläse	1,1	m ³ /s	0,6	28 ^b
Silo Koks	20	m ³	0,8	124 ^b
Tank organisches Kondensat	10	m ³	0,8	40 ^b
Tank wässriges Kondensat	10	m ³	0,8	40 ^b
Zweistufige Produktgewinnung				
Quenchkondensator	12,1	t/h	0,7	497 ^b
Gaskühler	135	m ²	0,44	140 ^b
Kreislaufpumpe	6,0	t/h	0,34	25 ^b
Kondensatkühler	1.750	m ²	0,44	466 ^b
Kühlwasserpumpe	0,3	t/h	0,34	12 ^b
Pyrolysegasfilter	1,1	m ³ /s	0,95	169 ^b
Pyrolysegasgebläse	1,1	m ³ /s	0,6	28 ^b
Tank Krümelkoks	40	m ³	0,8	109 ^b
Tank wässriges Kondensat	6	m ³	0,8	31 ^b
Slurryherstellung				
Kolloidmischer	16,7	t/h	0,6	566 ^h
Förderschnecke	16,7	t/h	0,8	47 ^b
Kolloidmühle	16,7	t/h	0,6	178 ⁱ
Pumpe	16,7	t/h	0,34	39 ^b
Tank Slurry	35	m ³	0,8	93 ^b

^a (Destatis 2012b), ^b (Peters, Timmerhaus & West 2003), ^c (Merle 2008), ^d (Kuhlmann 2008), ^e (Wolff 2005), ^f (Arlt 2003), ^g (Lange 2008), ^h (Aydingsakir 2009), ⁱ (Falk 2008)

Der in der Pyrolyseanlage hergestellte Slurry wird direkt in Silowagons geladen und per Bahn abtransportiert. Durch diese direkte Weiterleitung der

Produkte lässt sich die Lagerung des Slurrys in der Pyrolyseanlage vermeiden.

6.2.4.2 Personalbedarf einer Pyrolyseanlage

Der zur Bestimmung der Personalkosten angenommene Personalbedarf wird in der folgenden Tabelle dargestellt. Die Annahmen zur Schätzung des Personalbedarfs stammen aus vorausgegangenen Studien am KIT von Henrich (2003) sowie Lange (2008). Der Personalbedarf für Ersatzmannschaften, der sich durch den Schichtbetrieb ergibt, wird bereits im Personalbedarf je Schicht berücksichtigt.

Tabelle 6-11: Personalbedarf einer Pyrolyseanlage (Henrich 2003; Lange 2008)

	Personal je Schicht	Schichten pro Tag	Personalbedarf
Ingenieure	1	3	3
Produktionsplanung	3	3	9
Verwaltung	1	1	1
Bedienpersonal	5	3	15
Mechaniker	3	3	9
Summe			37

6.2.5 Slurrytransport

Wie in Kapitel 5.2 erläutert, ist ein Bahnanschluss ein wichtiges Kriterium für die Auswahl des Standortes einer Pyrolyseanlage. Der Slurry wird in den dezentralen Pyrolyseanlagen direkt auf Tankwagons verladen und per Bahn zur zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage transportiert. Um die zentrale Vergasungs- und Syntheseanlage mit einer Brennstoffeingangsleistung von 1.000 MW_{th} mit Slurry aus 10 bis 12 dezentralen Pyrolyseanlagen zu versorgen, ist eine durchschnittliche Transportentfernung von ca. 250 km per Bahn zurückzulegen (Kappler 2008; Leible, Kälber & Kappler 2011). Die Studien von Kappler (2008) sowie Leible, Kälber & Kappler (2011) zeigen, dass die Transportentfernung nur eine untergeordnete Rolle für die Transportkosten des Slurrys spielt. Die Be- und Entladung der Tankwagons verursachen den größten Teil der Transportkosten. In der vorliegenden Arbeit werden für den Transport der Slurrys von den dezentralen Pyrolyseanlagen

zur zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage Kosten in Höhe von 17 € pro t angenommen (Kappler 2008).

Für die Synthesegaserzeugung werden in dieser Arbeit neben den Konfigurationen mit 100% biomassebasiertem Slurry auch Konfigurationen mit 10% biomassebasiertem und 90% kohlebasiertem Slurry betrachtet. Der Kohleslurry wird in der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage hergestellt und muss daher nicht transportiert werden.

6.2.6 Synthesegaserzeugung

Die Anlage zur Synthesegaserzeugung setzt sich aus den folgenden Anlagenteilen zusammen (vgl. Abbildung 5-10): Zunächst wird der per Bahn angelieferte bzw. vor Ort hergestellte Slurry für die Beschickung des Flugstromdruckvergasers vorbereitet. In der kryogenen Luftzerlegung wird das Vergasungsmittel für die Flugstromdruckvergasung bereitgestellt. Im Anlagenteil Kondensat- und Quenchwassersystem findet die Aufbereitung des Wassers für den Quenchvorgang im Flugstromdruckvergasers bzw. des Abwassers statt. Optional kann für einige Konfigurationen der Anlage die Vergasung zusätzlich mit Wasserdampf erfolgen. Nach der Flugstromdruckvergasung folgen die Produktgaskonditionierung sowie die Synthesegaserreinigung. Schließlich bildet die Behandlung der Schlacke den letzten Anlagenteil der Synthesegaserzeugung. In der folgenden Tabelle werden für die in Abbildung 5-10 dargestellten Apparate und Maschinen, jeweils die Basiskapazität, die dazugehörige Investition und der für eine Kapazitätsanpassung verwendete Größendegressionsexponent zusammengefasst. Die angegebenen Investitionen beziehen sich auf installierte Apparate und Maschinen, die, um den gesamten Kapitalbedarf zu erhalten, mit den differenzierten Zuschlagssätzen, die in Kapitel 4.2.1 erläutert wurden, multipliziert werden.

Tabelle 6-12: Investitionsdaten des Teilsystems Synthesegaserzeugung

Beschreibung	Basis- kapazität	Einheit	Degressions- exponent	k€ 2011
Slurryvorbereitung				
Slurry Entladung	1.250	t/h	0,69	1.797 ^a
Slurry Tanks	5.040	m ³	0,57	1.232 ^b
Slurry Förderer	504	m ³ /h	0,33	44 ^b
Slurry Homogenisierungstank	672	m ³	0,57	300 ^b
Slurry Homogenisierungstank	3.600	m ³ /h	0,49	219 ^b
Slurry Beschickung	42	m ³ /h	0,33	47 ^b
Optionale Kohleslurryvorbereitung				
Kohleentladung	625	t/h	0,69	1.802 ^a
Kohle Lager	625	t/h	0,69	2.329 ^a
Kohle Förderer	200	t/h	0,69	2.165 ^a
Kohleslurry Anmischung	200	t/h	0,69	567 ^a
Kohleslurry Lager	200	t/h	0,69	3.768 ^a
Kohleslurry Beschickung	200	t/h	0,69	10.551 ^a
Vergasungsmittelbereitstellung				
Luft Kompressor	342.000	m ³ /h	0,69	10.454 ^a
Rektifikationskolonne	2.500	t O ₂ /d	0,80	3.236 ^a
Sauerstoff Kompressor	67.980	m ³ /h	0,69	3.045 ^a
Stickstoff Kompressor	222.600	m ³ /h	0,69	7.468 ^a
Kondensat- und Quenchwassersystem				
Kondensat Pumpe	150	m ³ /h	0,33	121 ^b
Kondensat Wärmeübertrager	250	m ²	0,60	318 ^b
Abwasserbehandlung	127	m ³ /h	0,70	488 ^a
Demineralisierung Abwasser	64	m ³ /h	0,70	180 ^a
Tank für aufbereitetes Wasser	500	m ³	0,57	252 ^b
Hochdruckpumpe für Quenche	140	m ³ /h	0,33	157 ^b
Optionale Wasserdampfbereitstellung				
Dampferzeuger	10	kg/s	0,60	1.317 ^b
Verdichter	3.500	kW _e	0,69	1.699 ^b
Überhitzer	10	MW _{th}	0,60	1.274 ^b
Vergasung und Nebenaggregate				
Kühlschirm Pumpe	150	m ³ /h	0,33	58 ^b
Kühlschirm Wärmeübertrager	600	m ²	0,60	415 ^b
Erdgas/Inertgas Versorgung	1500	m ³ /h	0,70	401 ^a
Flugstromdruckvergaser	808	MW _{th}	0,80	27.849 ^a

Produktgaskonditionierung				
Gaswäscher Teilstrom	200	m ³ /h	0,60	444 ^b
Wassergas-Shiftreaktor	210	t/h	0,80	1.237 ^a
Gaswäscher	800	m ³ /h	0,60	1.220 ^b
Kondensat Pumpe	400	m ³ /h	0,33	113 ^b
Filter	400	m ³ /h	0,70	241 ^b
Wärmeübertrager	3.500	m ²	0,60	2.082 ^b
Gaskühler	6.700	m ²	0,60	3.985 ^b
Synthesegasreinigung				
Sauergaswäsche	55.000	Nm ³ /h	0,65	11.958 ^c
Wärmeübertrager	351	m ²	0,60	416 ^b
Schlackebehandlung				
Schlacke Entwässerung	13	t/h	0,70	3.709 ^a
Schlacke Filtersieb	13	t/h	0,70	212 ^b
Schlacke Förderung	13	t/h	0,70	170 ^b
Schlacke Lager	650	m ³	0,57	407 ^b
Schlacke Verladung	50	t/h	0,69	241 ^a
Grundstück Vergasungs- und Syntheseanlage	300 x 400	m	-	3.763 ^d

^a (Woods et al. 2007), ^b (Peters, Timmerhaus & West 2003), ^c (Clausen, Elmegaard & Houbak 2010), ^d (Destatis 2012b)

Um die Investitionsdaten für die Apparate und Maschinen der Synthesegaserzeugung zu ermitteln wurden Studien zu IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) Kraftwerken (Dutta & Phillips 2009; Gray et al. 2008; Lumma, Kaufmann & Errington 2010; McDaniel & Hornick 2002; Woods et al. 2007), die vergleichbare Vergasungstechnologien verwenden sowie Veröffentlichungen der Hersteller der kapitalintensiven Anlagenteile Flugstromdruckvergaser und kryogene Luftzerlegung (Hannemann 2009; Linde AG Engineering Division 2010; Schingnitz 2002) ausgewertet. Unter Berücksichtigung der Datenqualität und Ähnlichkeit der jeweils betrachteten Technologie zur in dieser Arbeit untersuchten Anlagenkonfiguration wurde die jeweils zu verwendende Quelle ausgewählt. Für die in Tabelle 6-12 angegebene Fläche des Grundstücks wird angenommen, dass diese für die Anlagen der beiden Teilsysteme Synthesegaserzeugung und Synthese ausreichend ist.

6.2.6.1 Personalbedarf der Synthesegaserzeugung

Der zur Bestimmung der Personalkosten angenommene Personalbedarf wird in der folgenden Tabelle dargestellt. Die Schätzung des Personalbedarfs wurde in Anlehnung an die Studie zum Personalbedarf eines IGCC Kraftwerks von Siemens durchgeführt (Lumma, Kaufmann & Errington 2010). Der Personalbedarf für Ersatzmannschaften, der sich durch den Schichtbetrieb ergibt, wird bereits im Personalbedarf je Schicht berücksichtigt.

Tabelle 6-13: Personalbedarf der Synthesegaserzeugung (Lumma, Kaufmann & Errington 2010)

	Personal je Schicht	Schichten pro Tag	Personalbedarf
Ingenieure	5	1	5
Produktionsplanung	5	3	15
Verwaltung	3	1	3
Bedienpersonal	12	3	36
Mechaniker	6	2	12
Summe			71

6.2.7 Synthese

Im Folgenden werden die Investitionsdaten und Personalbedarfe der DME und Fischer-Tropsch Syntheserouten erläutert.

6.2.7.1 DME Synthese

Die Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien über die DME Syntheseroute wird in die drei verfahrenstechnischen Anlagenteile DME Synthese, Kohlenwasserstoff Synthese und Produktgewinnung untergliedert. In der vorliegenden Arbeit werden drei Konfigurationen zur Herstellung von Benzin, Olefinen sowie Benzin und Ethylen via DME Synthese untersucht. In den folgenden Tabellen werden für die in Abbildung 5-16, Abbildung 5-17 und Abbildung 5-18 dargestellten Apparate und Maschinen, jeweils die Basiskapazität, die dazugehörige Investition und der für eine Kapazitätsanpassung verwendete Größendegressionsexponent zusammengefasst. In Kapitel 6.2.7.5 werden die Investitionsdaten für das in allen drei Konfigurationen benötigte GuD-Kraftwerk zur Stromerzeugung zusammen-

gefasst. Die angegebenen Investitionen beziehen sich auf installierte Apparate und Maschinen, die, um den gesamten Kapitalbedarf zu erhalten, mit den differenzierten Zuschlagssätzen, die in Kapitel 4.2.1 erläutert wurden, multipliziert werden.

Tabelle 6-14: Investitionsdaten der DME Syntheseroute zur Benzinherstellung

Beschreibung	Basis- kapazität	Einheit	Degressions- exponent	k€ 2011
DME Synthese				
Wärmeübertrager*	609	m ²	0,60	535 ^a
Turbine*	5,3	MW _e	0,60	2.124 ^a
DME Synthesereaktor	2,67	kmol/s	0,65	8.683 ^b
Wärmeübertrager	571	m ²	0,60	517 ^a
Benzin Synthese				
Wärmeübertrager	386	m ²	0,60	431 ^a
Benzin Synthesereaktor	0,75	kmol/s	0,65	2.943 ^c
Dampferzeuger	1.571	m ²	0,60	981 ^a
Gaskühler	384	m ²	0,60	422 ^a
Produktgewinnung				
Entgasungskolonne	5.226	m ³ /h	0,60	1.644 ^a
Dekanter	70	m ³ /h	0,60	823 ^d
Fraktionierungskolonne 1	54	m ³ /h	0,60	1.513 ^a
Gaskühler	328	m ²	0,60	401 ^a
Fraktionierungskolonne 2	2.002	m ³ /h	0,60	540 ^a
Pumpe	7	m ³ /h	0,67	41 ^a
Wärmeübertrager	200	m ²	0,60	309 ^a
Isomerisierungsreaktor	4.673	kg/h	0,70	1.890 ^b
Gaskühler	46	m ²	0,60	208 ^a
Gas-Flüssigkeits- Trennung	197	m ³ /h	0,60	319 ^a
Druckwechseladsorption	0,61	kmol/s	0,74	4.284 ^b
Verdichter Wasserstoff	0,7	MW _e	0,67	371 ^b
Kühlsystem	6,8	MW _{th}	0,70	6.372 ^a

^a (Peters, Timmerhaus & West 2003), ^b (Larson, Haiming & Fuat 2005), ^c (Phillips et al. 2011), ^d (Chauvel 2003), * nur für 80 bar Konfigurationen

Die Investitionsdaten zur Herstellung von Olefinen via DME Synthese werden in der folgenden Tabelle zusammengefasst.

Tabelle 6-15: Investitionsdaten der DME Syntheseroute zur Olefinherstellung

Beschreibung	Basis- kapazität	Einheit	Degressions- exponent	k€ 2011
DME Synthese				
Wärmeübertrager*	609	m ²	0,60	535 ^a
Turbine*	5,3	MW _e	0,60	2.124 ^a
Wärmeübertrager	508	m ²	0,60	488 ^a
DME Synthesereaktor	2,67	kmol/s	0,65	8.683 ^b
Gaskühler	804	m ²	0,60	565 ^a
Destillationskolonne	1.567	m ³ /h	0,60	2.945 ^a
Olefin Synthese				
Wärmeübertrager	482	m ²	0,60	473 ^a
Olefin Synthesereaktor	0,37	kmol/s	0,72	6.000 ^c
Produktgewinnung				
Gaskühler	1.007	m ²	0,60	595 ^a
Gas-Flüssigkeits-Trennung	15.661	m ³ /h	0,60	408 ^a
Verdichter	2,7	MW _e	0,70	1.402 ^a
Gaskühler	185	m ²	0,60	339 ^a
Gas-Flüssigkeits-Trennung	17.059	m ³ /h	0,60	102 ^a
Verdichter	2,6	MW _e	0,70	1.349 ^a
Gaskühler	234	m ²	0,60	357 ^a
Sauergaswäsche	44.141	Nm ³ /h	0,65	10.365 ^d
Dekanter	38	t/h	0,60	73 ^a
Fraktionierungskolonnen 1	90	m ³ /h	0,60	3.165 ^a
Fraktionierungskolonnen 2	565	m ³ /h	0,60	2.001 ^a
Fraktionierungskolonnen 3	44	m ³ /h	0,60	2.166 ^a
Fraktionierungskolonnen 4	54	m ³ /h	0,60	2.772 ^a
Fraktionierungskolonnen 5	275	m ³ /h	0,60	4.113 ^a
Kühlsystem	14,5	MW _{th}	0,70	10.842 ^a

^a (Peters, Timmerhaus & West 2003), ^b (Larson, Haiming & Fuat 2005), ^c abgeleitet aus (Chen et al. 2004), ^d (Clausen, Elmegaard & Houbak 2010), * nur für 80 bar Konfigurationen

Unterschiede in den Investitionsdaten der Route Olefine via DME Synthese im Vergleich zur Route Benzin via DME Synthese liegen im Olefin Synthesereaktor, dessen Investition den Dampferzeuger bereits enthält, und in einer zusätzlichen Sauergaswäsche. Die folgende Tabelle fasst die Investitionsdaten der Route Benzin und Ethylen via DME Synthese zusammen.

Tabelle 6-16: Investitionsdaten der DME Syntheseroute zur Benzin- und Ethylenherstellung

Beschreibung	Basis- kapazität	Einheit	Degressions- exponent	k€ 2011
DME Synthese				
Wärmeübertrager*	609	m ²	0,60	535 ^a
Turbine*	5,3	MW _e	0,60	2.124 ^a
Wärmeübertrager	508	m ²	0,60	488 ^a
DME Synthesereaktor	2,67	kmol/s	0,65	8.683 ^b
Gaskühler	804	m ²	0,60	565 ^a
Destillationskolonne	1.567	m ³ /h	0,60	2.945 ^a
Olefin Synthese				
Wärmeübertrager	482	m ²	0,60	473 ^a
Olefin Synthesereaktor	0,37	kmol/s	0,72	6.000 ^c
Produktgewinnung				
Gaskühler	1.007	m ²	0,60	595 ^a
Gas-Flüssigkeits-Trennung	15.661	m ³ /h	0,60	408 ^a
Verdichter	2,7	MW _e	0,70	1.402 ^a
Gaskühler	185	m ²	0,60	339 ^a
Gas-Flüssigkeits-Trennung	17.059	m ³ /h	0,60	102 ^a
Verdichter	2,6	MW _e	0,70	1.349 ^a
Gaskühler	234	m ²	0,60	357 ^a
Sauergaswäsche	44.141	Nm ³ /h	0,65	10.365 ^d
Dekanter	38	t/h	0,60	73 ^a
Fraktionierungskolonne 1	90	m ³ /h	0,60	3.165 ^a
Fraktionierungskolonne 2	565	m ³ /h	0,60	2.001 ^a
Fraktionierungskolonne 3	44	m ³ /h	0,60	2.166 ^a
Wärmeübertrager	320	m ²	0,60	357 ^a
Benzinreaktor	0,32	kmol/s	0,65	1.680 ^e
Gaskühler	68	m ²	0,60	232 ^a
Gas-Flüssigkeits-Trennung	574	m ³ /h	0,60	478 ^a
Verdichter Brenngas	0,1	MW _e	0,70	121 ^a
Kühlsystem	14,5	MW _{th}	0,70	10.842 ^a

^a (Peters, Timmerhaus & West 2003), ^b (Larson, Haiming & Fuat 2005), ^c abgeleitet aus (Chen et al. 2004), ^d (Clausen, Elmegaard & Houbak 2010), ^e (Phillips et al. 2011), * nur für 80 bar Konfigurationen

Im Vergleich zur Olefin via DME Syntheseroute werden in der Produktgewinnung der Benzin und Ethylen via DME Syntheseroute zwei

Fraktionierungskolonnen durch einen Olefin zu Benzin Reaktor mit einer weniger komplexen Gas-Flüssigkeits-Trennung im Anschluss ersetzt.

6.2.7.2 Personalbedarf der DME Synthese

Der Personalbedarf der DME Syntheserouten wird in der folgenden Tabelle für alle drei Konfigurationen zusammengefasst. Der Personalbedarf für Ersatzmannschaften, der sich durch den Schichtbetrieb ergibt, wird im Personalbedarf berücksichtigt. Weiterhin ist der Personalbedarf für die Stromerzeugung im GuD-Kraftwerk bereits im angegebenen Personalbedarf der drei alternativen Syntheserouten enthalten. Die Schätzung des Personalbedarfs wurde in Anlehnung an die Studie zum Personalbedarf eines IGCC Kraftwerks von Siemens (Lumma, Kaufmann & Errington 2010) durchgeführt.

Tabelle 6-17: Personalbedarf der DME Synthese (Lumma, Kaufmann & Errington 2010)

	Schichten pro Tag	Benzin	Olefine	Benzin und Ethylen
Ingenieure	1	4	4	4
Produktionsplanung	3	12	12	12
Verwaltung	1	2	2	2
Bedienpersonal	3	27	33	33
Mechaniker	2	10	12	12
Summe		55	63	63

6.2.7.3 Fischer-Tropsch Synthese

Die Herstellung von Benzin und Diesel über die Fischer-Tropsch Syntheseroute setzt sich aus den zwei verfahrenstechnischen Anlagenteilen Fischer-Tropsch Synthese sowie Produktgewinnung und -veredelung zusammen. In der folgenden Tabelle werden für die in Abbildung 5-19 dargestellten Apparate und Maschinen, jeweils die Basiskapazität, die dazugehörige Investition und der für eine Kapazitätsanpassung verwendete Größendegressionsexponent zusammengefasst. In Kapitel 6.2.7.5 werden die Investitionsdaten für das GuD-Kraftwerk zur Stromerzeugung zusammengefasst. Die angegebenen Investitionen beziehen sich auf installierte Apparate und Maschinen, die, um den gesamten Kapitalbedarf zu erhalten, mit den

differenzierten Zuschlagssätzen, die in Kapitel 4.2.1 erläutert wurden, multipliziert werden.

Tabelle 6-18: Investitionsdaten der Fischer-Tropsch Syntheseroute

Beschreibung	Basis- kapazität	Einheit	Degressions- exponent	k€ 2011
Fischer-Tropsch Synthese				
Wärmeübertrager*	231	m ²	0,60	357 ^a
Turbine*	5,2	MW _e	0,60	2.082 ^a
Fischer-Tropsch Synthese- reaktor	2,67	kmol/s	0,72	13.440 ^b
Wärmeübertrager	1.756	m ²	0,60	1.044 ^a
Produktgewinnung und -veredelung				
Entgasungskolonne	1.557	m ³ /h	0,60	637 ^a
Dekanter	46	m ³ /h	0,60	1.029 ^c
Kohlenwasserstoff Fraktionierung	110	t/h	0,70	2.570 ^b
Druckwechseladsorption	0,05	kmol/s	0,70	1.209 ^b
Verdichter Wasserstoff	0,4	MW _e	0,67	272 ^b
Rohbenzin Hydrotreating	5,8	t/h	0,70	1.799 ^b
Rohbenzin Reformierung	8,5	t/h	0,70	7.309 ^b
Destillat Hydrotreating	3,1	t/h	0,70	1.950 ^b
Wachs Hydrocracking	19,7	t/h	0,70	12.020 ^b
Brenngas Verdichter	5,7	MW _e	0,70	1.341 ^b

^a (Peters, Timmerhaus & West 2003), ^b (Larson, Haiming & Fuat 2005), ^c (Chauvel 2003),

* nur für 80 bar Konfigurationen

6.2.7.4 Personalbedarf der Fischer-Tropsch Synthese

Der Personalbedarf der Fischer-Tropsch Synthese wird in der folgenden Tabelle erläutert. Der Personalbedarf für die Stromerzeugung im GuD-Kraftwerk ist bereits im angegebenen Personalbedarf der Fischer-Tropsch Synthese enthalten. Die Schätzung des Personalbedarfs wurde in Anlehnung an die Studie zum Personalbedarf eines IGCC Kraftwerks von Siemens (Lumma, Kaufmann & Errington 2010) durchgeführt.

Tabelle 6-19: Personalbedarf der Fischer-Tropsch Synthese (Lumma, Kaufmann & Errington 2010)

	Personal je Schicht	Schichten pro Tag	Personalbedarf
Ingenieure	4	1	4
Produktionsplanung	4	3	12
Verwaltung	2	1	2
Bedienpersonal	10	3	30
Mechaniker	6	2	12
Summe			60

6.2.7.5 Stromerzeugung

Zur Erzeugung von elektrischem Strom in einem GuD-Kraftwerk wird zum einen Brenngas, das aus nicht umgesetztem Synthesegas und kurzkettigen Kohlenwasserstoffen besteht, und zum anderen Abwärme aus den Synthesereaktoren genutzt. Das GuD-Kraftwerk stellt einen Anlagenteil des Teilsystems Synthese dar und besteht aus einer Gasturbine, einem Dampferzeuger, dessen Investition die des Kondensators und der Kreislaufpumpe umfasst sowie einer Dampfturbine. Die verwendeten Apparate und Maschinen im GuD-Kraftwerk sind für alle DME und Fischer-Tropsch Syntheserouten identisch. Die Kapazitäten der einzelnen Komponenten variieren je nach Konfiguration der Syntheseroute. In der folgenden Tabelle werden für die in Abbildung 5-20 dargestellten Apparate und Maschinen, jeweils die Basiskapazität, die dazugehörige Investition und der für eine Kapazitätsanpassung verwendete Größendegressionsexponent zusammengefasst. Die angegebenen Investitionen beziehen sich auf installierte Apparate und Maschinen, die, um den gesamten Kapitalbedarf zu erhalten, mit den differenzierten Zuschlagssätzen, die in Kapitel 4.2.1 erläutert wurden, multipliziert werden.

Tabelle 6-20: Investitionsdaten der Stromerzeugung im GuD-Kraftwerk

Beschreibung	Basis- kapazität	Einheit	Degressions- exponent	k€ 2011
Gasturbine	91,7	MW _e	0,75	10.580 ^a
Dampferzeuger	110,4	MW _{th}	1,00	6.806 ^a
Dampfturbine	48,5	MW _e	0,67	10.032 ^a

^a (Larson, Haiming & Fuat 2005)

Der Personalbedarf des GuD-Kraftwerks ist bereits in den Personalbedarfen der jeweiligen Syntheseroute, die in Tabelle 6-17 und Tabelle 6-19 erläutert werden, enthalten.

6.2.8 Nebenprodukte

Neben den in dieser Arbeit betrachteten Hauptprodukten Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen, deren Konversions- und Herstellkosten bzw. Mindestabsatzpreise mit Hilfe der in Kapitel 4.2.2 und 4.2.3 erläuterten Methodik bestimmt werden, fällt in allen Konfigurationen der Synthese elektrischer Strom als Nebenprodukt an. Die Stromerzeugung in der Synthese reicht aus, um den Strombedarf der Synthesegaserzeugung sowie der dezentralen Pyrolyseanlagen zu decken. Der gesamte Strombedarf innerhalb der Systemgrenze dieser Arbeit, d.h. von der Entladung der Biomasse in den dezentralen Pyrolyseanlagen bis hin zur Herstellung der Endprodukte in der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage, entspricht gut der Hälfte der gesamten Stromerzeugung. Der nicht für den Eigenbedarf benötigte Strom wird am Markt abgesetzt.

In allen Konfigurationen des BtL Konzept findet eine Nettostromerzeugung statt. In der ökonomischen Bewertung wird für die Berechnung der Erlöse der Stromerzeugung im Teilsystem Synthese derselbe Preis angenommen wie für den Strombedarf in den Teilsystemen Pyrolyse und Synthesegaserzeugung. Der angenommene Strompreis entspricht dem deutschen Jahresdurchschnitt von 2011 und beträgt 89,95 €/MWh (vgl. Tabelle 6-8).

Bei der Herstellung von Olefinen via DME Synthese fällt als zusätzliches Nebenprodukt LPG (Liquefied Petroleum/Propane Gas) an. Für das Nebenprodukt LPG wird analog zu den Einsatzstoffen ein Jahresdurchschnittspreis für 2011 in Höhe von 0,980 €/kg angenommen (Destatis 2012a).

In diesem Kapitel wurde der Aufbau des auf den aktuellen Entwicklungsstand des BtL Gesamtsystems angepassten techno-ökonomischen Bewertungsmodells dargelegt. Im folgenden Kapitel werden die damit erzielten Ergebnisse erläutert.

7 Ergebnisse

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse der Stoff- und Energiebilanzierung, der Investitionsschätzung sowie der Schätzung der Konversions- und Herstellkosten vorgestellt. Dabei werden zunächst jeweils die Ergebnisse für die verschiedenen Konfigurationen der Teilsysteme Pyrolyse, Synthesegas-erzeugung und Synthese erläutert. Anschließend erfolgt die Gesamt-betrachtung für das aus geeigneten Lösungen der Teilsysteme zusammen-gesetzte BtL Gesamtsystem. In Sensitivitätsanalysen werden schließlich die Einflüsse wichtiger Kostenfaktoren auf die Herstellkosten der Zwischen- und Endprodukte des BtL Gesamtsystems untersucht.

7.1 Stoff- und Energiebilanzierung

Die Methodik zur Erstellung der Stoff- und Energiebilanzen wird in Kapitel 4.1 dargelegt. Nachfolgend werden zunächst die Stoff- und Energiebilanzen der einzelnen Konfigurationen der Teilsysteme erläutert. Anschließend wird die Stoff- und Energiebilanz einer vielversprechenden Konfiguration des Gesamtsystems des betrachteten BtL Konzepts betrachtet.

7.1.1 Pyrolyse

Zunächst wird in der folgenden Tabelle den einzelnen Konfigurationen des Teilsystems Pyrolyse eine Nummerierung zugewiesen, die in diesem und den folgenden Kapiteln durchgängig für die Darstellung der Ergebnisse des Teilsystems Pyrolyse verwendet wird. Durch je zwei Alternativen in den Prozessschritten Trocknung der Biomasse, Wärmeträgerkreislauf und Produktgewinnung ergeben sich insgesamt acht mögliche Konfigurationen für eine Pyrolyseanlage.

Tabelle 7-1: Konfigurationen des Teilsystems Pyrolyse

Konfiguration	P-1	P-2	P-3	P-4	P-5	P-6	P-7	P-8
Trocknung auf Wassergehalt	8%	8%	8%	8%	0%	0%	0%	0%
Wärmeträger-kreislauf	Sand	Sand	Stahl-kugeln	Stahl-kugeln	Sand	Sand	Stahl-kugeln	Stahl-kugeln
Produkt-gewinnung	drei-stufig	zwei-stufig	drei-stufig	zwei-stufig	drei-stufig	zwei-stufig	drei-stufig	zwei-stufig

Die Ergebnisse der Stoff- und Energiebilanzierung sind in der nachfolgenden Tabelle zusammengefasst. Den Ausgangspunkt für die Bilanzierung bildet Biomasse mit einem Wassergehalt von 15%, dies entspricht dem Anlieferungszustand in der Pyrolyseanlage. Die in dieser Arbeit betrachtete Kapazität der dezentralen Pyrolyseanlagen beträgt 25 t Biomasse/h und entspricht somit 100% in der Stoffbilanz. In der Energiebilanz entsprechen 100% ungefähr einer Brennstoffeingangsleistung von $103,6 \text{ MW}_{\text{th}}$, die dem Brennwert von 25 t Biomasse/h mit einem Wassergehalt von 15% entsprechen.

Tabelle 7-2: Stoff- und Energiebilanz des Teilsystems Pyrolyse

Konfiguration	P-1	P-2	P-3	P-4	P-5	P-6	P-7	P-8
Biomasseinput in t/h	25	25	25	25	25	25	25	25
Biomasseinput in MW_{th}	130,6	130,6	130,6	130,6	130,6	130,6	130,6	130,6
Elektr. Energie- bedarf in MW_e	2,68	2,59	2,16	2,07	2,67	2,60	2,19	2,12
Slurryoutput in t/h	17,0	17,0	17,0	17,0	15,6	15,6	15,6	15,6
Slurryoutput in % Masse	68,0	68,0	68,0	68,0	62,4	62,4	62,4	62,4
Slurryoutput in MW_{th}	88,2	88,2	88,2	88,2	88,2	88,2	88,2	88,2
Slurryoutput in % Energie	85,1	85,1	85,1	85,1	85,1	85,1	85,1	85,1
Spez. Brennwert Slurry in MJ/kg	18,75	18,75	18,75	18,75	20,38	20,38	20,38	20,38
Thermische Verluste in %	3,9	2,9	3,4	2,5	4,4	3,5	4,1	3,2

Der im Slurry enthaltene Brennwert ist für alle Konfigurationen identisch, da durch die alternativen Trocknungsverfahren nur ein Unterschied im Wassergehalt des Slurrys entsteht. Wichtig, um die Entscheidung für oder gegen eine Konfiguration zu treffen, ist das Verhältnis von Feststoff zu Flüssigkeit im Slurry, das für ein stabiles Gemisch ungefähr 2:1 betragen sollte. Dieser Wert wird für die Konfigurationen P-5 bis P-8 mit Trocknung der Biomasse auf 0% unterschritten. Der mit diesen Konfigurationen

hergestellte Slurry muss in der zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage eine aufwendigere Vorbereitung für die Eindüsung in den Flugstromdruckvergaser durchlaufen und ggf. mit Wasser verdünnt werden.

Der elektrische Energiebedarf der einzelnen Konfigurationen liegt zwischen 2,1 und 2,7 MW_e. Den ausschlaggebenden Teilprozess für die Unterschiede zwischen den einzelnen Konfigurationen stellt der Wärmeträgerkreislauf dar. Durch den schlechteren Wirkungsgrad des pneumatischen Lifts entsteht ein Mehrverbrauch im Vergleich zum mechanischen Becherwerk. Für die Interpretation der Energiebilanz ist wichtig, dass der elektrische Strom wiederum mit einem Wirkungsgrad von ca. 30% erzeugt werden muss, wodurch sich die Differenz, bezogen auf den Brennwert des beispielsweise dafür verwendeten Erdgases, verdreifacht.

Als Kenngröße für den thermischen Energiebedarf der acht Konfigurationen werden in Tabelle 7-2 die thermischen Verluste angegeben. Diese ergeben sich als Differenz des thermischen Biomasseinputs und des thermischen Slurryoutputs sowie des thermischen Energiebedarfs für die Konditionierung und die Aufheizung des Wärmeträgerkreislaufs. Alternativ können die thermischen Verluste auch als Summe der Umwandlungsverluste im Pyrolysereaktor und der nicht genutzten thermischen Energie, die durch die Verbrennung des Pyrolysegases bereitgestellt wird, erklärt werden. Da die Verluste im Pyrolysereaktor konstant sind und ca. 2% betragen, können die darüber liegenden Verluste als Reserve für die thermische Energieversorgung der Pyrolyseanlage interpretiert werden. Im Falle einer dreistufigen Produktgewinnung kann durch Kühlung des gewonnenen Kokes thermische Energie zurückgewonnen werden, so dass die Versorgung dieser Konfigurationen mit thermischer Energie einen Sicherheitspuffer im Vergleich zur zweistufigen Produktgewinnung besitzt.

Aus stoff- und energiebilanzieller Sicht stellen die Konfigurationen P-3 und P-4 mit einer Trocknung der Biomasse auf 8%, dem Wärmeträger Stahlkugeln und anschließender dreistufiger bzw. zweistufiger Produktgewinnung die vielversprechendsten dar, da damit das Mindestverhältnis von Flüssigkeit zu Feststoff im Slurry eingehalten wird und der elektrische Energiebedarf des Wärmeträgerkreislaufs niedriger ist. Insgesamt lässt sich feststellen, dass eine erweiterte Trocknung den thermischen Energiebedarf in der Pyrolyseeinheit verringern würde und somit mögliche Engpässe an

thermischer Energie bei Konfigurationen mit zweistufiger Produktgewinnung beheben kann.

7.1.2 Synthesegaserzeugung

Analog zum Teilsystem Pyrolyse wird in der folgenden Tabelle den einzelnen Konfigurationen des Teilsystems Synthesegaserzeugung eine Nummerierung zugewiesen, die in diesem und den folgenden Kapiteln durchgängig für die Darstellung der Ergebnisse des Teilsystems Synthesegaserzeugung verwendet wird. In den vier Teilprozessen der Synthesegaserzeugung Slurryvorbereitung, Bereitstellung der Vergasungsmittel, Vergasung und Konditionierung werden jeweils zwei alternative Prozessvarianten betrachtet. Im Falle einer Vergasung mit einer Kombination der Vergasungsmittel Sauerstoff und Wasserdampf werden jedoch keine Konditionierungsalternativen und keine alternativen Ausführungen der Slurryvorbereitung betrachtet. Somit werden insgesamt zehn unterschiedliche Verfahrenskonfigurationen der Synthesegaserzeugung untersucht.

Tabelle 7-3: Konfigurationen des Teilsystems Synthesegaserzeugung

Konfiguration	SE-1	SE-2	SE-3	SE-4	SE-5	SE-6	SE-7	SE-8	SE-9	SE-10
Betriebsdruck in bar	40	40	40	40	40	80	80	80	80	80
Vergasungsmittel	O ₂	H ₂ O + O ₂	H ₂ O + O ₂	O ₂	O ₂	O ₂				
H ₂ :CO Verhältnis	1:1	1:1	2:1	1:1	2:1	1:1	1:1	2:1	1:1	2:1
Biomasse:Kohle Verhältnis	100/0	100/0	100/0	10/90	10/90	100/0	100/0	100/0	10/90	10/90

In Abhängigkeit von der Konfiguration der Synthesegaserzeugung variieren die Bedarfe an Einsatzstoffen. In der folgenden Tabelle werden die Einsatzstoffe der einzelnen Konfigurationen zusammengefasst.

Tabelle 7-4: Einsatzstoffe des Teilsystems Synthesegaserzeugung

Konfiguration	SE-1	SE-2	SE-3	SE-4	SE-5
Brennstoffeingangsleistung in MW_{th}	1.001	1.014	1.001	1.001	1.001
Biomasseslurry in t/h	192	192	192	19	19
Kohleslurry in t/h	0	0	0	169	169
Erdgas in Nm^3/h	50	1.269	50	50	50
Vergasungstemperatur in $^{\circ}C$	1.202	1.200	1.202	1.407	1.407
Quenchtemperatur in $^{\circ}C$	216	218	216	217	217
Quenchwasser in m^3/h	250	360	250	389	389
Sauerstoff in Nm^3/h	75.000	76.150	75.000	78.159	78.159
Sauerstoffzahl λ	0,40	0,40	0,40	0,41	0,41
Elektr. Energiebedarf in MW_e	43,89	48,18	44,71	46,54	47,42
Konfiguration	SE-6	SE-7	SE-8	SE-9	SE-10
Brennstoffeingangsleistung in MW_{th}	1.001	1.010	1.001	1.001	1.001
Biomasseslurry in t/h	192	192	192	19	19
Kohleslurry in t/h	0	0	0	169	169
Erdgas in Nm^3/h	50	900	50	50	50
Vergasungstemperatur in $^{\circ}C$	1.200	1.203	1.200	1.405	1.405
Quenchtemperatur in $^{\circ}C$	253	255	253	254	254
Quenchwasser in m^3/h	225	320	225	350	350
Sauerstoff in Nm^3/h	73.600	75.000	73.600	76.700	76.700
Sauerstoffzahl λ	0,39	0,40	0,39	0,41	0,41
Elektr. Energiebedarf in MW_e	41,56	49,80	42,21	44,07	44,77

Die Brennstoffeingangsleistung aus biomassebasiertem und kohlebasierem Slurry beträgt für alle Konfigurationen $1.000 MW_{th}$. Die darüber hinausgehende Brennstoffeingangsleistung wird durch den Hilfsbrennstoff Erdgas verursacht. In den Konfigurationen SE-4, SE-5, SE-9 und SE-10 werden jeweils $100 MW_{th}$ Biomasseslurry und $900 MW_{th}$ Kohleslurry eingesetzt. In den Konfigurationen SE-2 und SE-7 wird eine größere Menge an Erdgas für die Überhitzung des als Vergasungsmittel eingesetzten Wasserdampfs benötigt. Die Vergasungstemperatur für alle Konfigurationen, die ausschließlich biomassebasierten Slurry betrachten, beträgt ca. $1.200^{\circ}C$. Für Konfigurationen mit Kohleslurry liegt diese um ca. $200^{\circ}C$ höher, um die Schmelztemperatur der Asche zu überschreiten. Die Quenchtemperatur wird

so angepasst, dass eine ausreichende Menge des Quench- und Reaktionswassers flüssig vorliegt. In den Konfigurationen SE-5 bis SE-10 liegt sie auf Grund der 80 bar Druck ca. 35°C höher (vgl. Kapitel 6.1.2.5). Eine Folge der höheren Quenchtemperatur sind die niedrigeren Stoffströme an Quenchwasser, die zur Abkühlung des Produktgases benötigt werden. In den Konfigurationen mit Kohleslurry sind die Quenchwasserströme größer, da das Produktgas von einer höheren Ausgangstemperatur heruntergekühlt werden muss. Die Sauerstoffzahl λ ist in den Konfigurationen mit 80 bar Betriebsdruck auf Grund der niedrigeren thermischen Verluste am kleinsten. In den Konfigurationen mit Kohleslurry wird mehr Sauerstoff benötigt, um die höheren Vergasungstemperaturen zu erreichen. Der Sauerstoffbedarf verursacht außerdem den größten Teil des elektrischen Energiebedarfs. Die kryogene Luftzerlegungsanlage verursacht zwischen 73 und 83% des elektrischen Energiebedarfs der Synthesegaserzeugung. Weitere Verbraucher sind die Verdichtung des überhitzten Wasserdampfs in den Konfigurationen SE-2 und SE-7 sowie die Vorbereitung des Kohleslurrys in den Konfigurationen SE-4, SE-5, SE-9 und SE-10.

In der folgenden Tabelle wird die Zusammensetzung des konditionierten Produktgases bzw. Rohsynthesegases vor der Gasreinigung für die einzelnen Konfigurationen der Synthesegaserzeugung zusammengefasst. In der Gasreinigung werden alle Komponenten außer H₂ und CO abgetrennt. Das gereinigte Synthesegas wird anschließend zur Synthese von Kraftstoffen und Chemikalien verwendet.

Tabelle 7-5: Zusammensetzung des konditionierten Produktgases bzw. Rohsynthesegases

In Vol.-%	SE- 1	SE- 2	SE- 3	SE- 4	SE- 5	SE- 6	SE- 7	SE- 8	SE- 9	SE- 10
H ₂	41,0	40,4	48,1	40,1	46,5	41,1	40,6	48,2	40,3	46,6
CO	41,1	41,7	24,2	40,2	23,3	41,1	41,7	24,2	40,3	23,4
CO ₂	17,3	17,3	27,2	19,1	29,6	16,9	16,9	26,9	18,7	29,4
N ₂	0,6	0,6	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,5	0,6	0,5
CH ₄ u.a.	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	0,2	<0,1	0,2	<0,1	<0,1
H ₂ :CO Verhältnis	1,0	1,0	2,0	1,0	2,0	1,0	1,0	2,0	1,0	2,0

Die unterschiedlichen Zusammensetzungen des Synthesegases zeigen zunächst, dass auf Grund der niedrigeren thermischen Verluste in den

Konfigurationen SE-6 bis SE-10 mit Betriebsdrücken von 80 bar weniger CO₂ im Rohsynthesegas enthalten ist. Die Konfigurationen SE-2 und SE-7, die Wasserdampf als zusätzliches Vergasungsmittel nutzen, haben ein geringfügig niedrigeres H₂:CO Verhältnis. Auf Grund der erweiterten Wassergas-Shiftreaktion in den Konfigurationen SE-3, SE-5, SE-8 und SE-10 ist der CO₂ Anteil im Rohsynthesegas deutlich erhöht. Durch die höheren Vergasungstemperaturen für Konfigurationen mit Kohleslurry sind die Anteile an Synthesegas und CO₂ niedriger bzw. höher.

Abbildung 7-1 stellt die Energiebilanzen der einzelnen Konfigurationen der Synthesegaserzeugung gegenüber. Der Kaltgaswirkungsgrad des Flugstromdruckvergasers ist ein entscheidender Faktor für die Energieeffizienz des gesamten BtL Konzepts und beschreibt das Verhältnis des Brennwertes des gereinigten Synthesegases zur Brennstoffeingangsleistung des Vergasers. Weiterhin werden in der Energiebilanz die Verluste durch Kohlenstoffaustrag in der Schlacke sowie an Synthesegas in der Sauer gaswäsche aufgeführt. Mechanische Energie beschreibt die Energie des komprimierten Synthesegases, die durch Entspannung in einer Turbine teilweise in elektrische Energie umgewandelt werden kann. Unter Abwärme sind sämtliche Wärmeströme zusammengefasst, die aus der Synthesegaserzeugung abgeführt werden müssen. Das durchschnittliche Temperaturniveau liegt für die Konfigurationen SE-1 bis SE-5 mit 40 bar Betriebsdruck bei ca. 170°C und für die Konfigurationen SE-6 bis SE-10 mit 80 bar Betriebsdruck bei ca. 190°C. Die Abwärme kann teilweise in das Teilsystem Synthese integriert werden. Die erforderliche Kühlung für die übrige Abwärme wird ebenfalls im Teilsystem Synthese betrachtet.

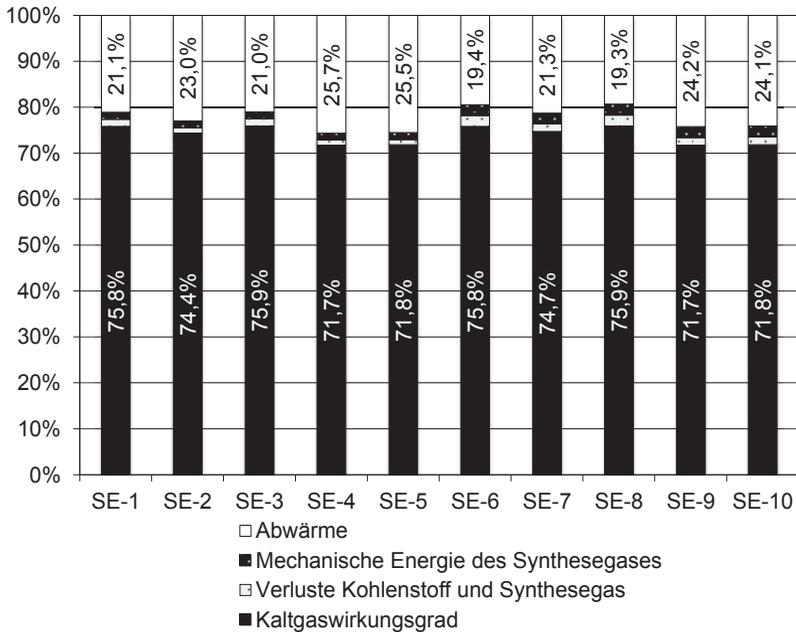


Abbildung 7-1: Energiebilanz des Teilsystems Synthesegaserzeugung

Die Wahl des Betriebsdruckes hat auf den Kaltgaswirkungsgrad nur einen sehr geringen Einfluss. Auf Grund der geringen Wärmeverluste bei höherem Betriebsdruck entsteht zwar mehr Synthesegas, die Verluste an Synthesegas in der Sauer gaswäsche sind jedoch bei höherem Betriebsdruck ungefähr um den gleichen Betrag höher. Weiterhin ist die mechanische Energie des Synthesegas im Fall von 80 bar Betriebsdruck höher und kann ungefähr bis auf das Niveau der Konfigurationen mit 40 bar Betriebsdruck in einer Turbine zurückgewonnen werden. Aus diesem Grund sind die Verluste über Abwärme für die Konfigurationen SE-6 bis SE-10 im Vergleich zu SE-1 bis SE-5 niedriger. Beim Einsatz von Wasserdampf als zusätzliches Vergasungsmittel in den Konfigurationen SE-2 und SE-7 reduziert sich der Kaltgaswirkungsgrad auf Grund des zusätzlich benötigten Erdgases. Darüber hinaus verursacht das zusätzliche Wasser im Produktgas einen größeren Kühlungsbedarf. Durch die erweiterte Wassergas-Shiftreaktion in den Konfigurationen SE-3, SE-5, SE-8 und SE-10 wird auf Grund des größeren Wasserstoffanteils ein geringfügig höherer Kaltgaswirkungsgrad erreicht. Die niedrigsten Werte des Kaltgaswirkungsgrades ergeben sich für

Konfigurationen mit Kohleslurry, da dort auf Grund der höheren Vergasungstemperatur mehr Einsatzstoff oxidiert wird und somit deutlich weniger Synthesegas entsteht.

Die Produktströme der Synthesegaserzeugung unterscheiden sich für die Konfigurationen mit 40 bzw. 80 bar Betriebsdruck nicht und werden daher in der folgenden Tabelle zusammengefasst.

Tabelle 7-6: Haupt- und Nebenprodukte des Teilsystems Synthesegaserzeugung

Konfiguration	SE-1 & SE-6	SE-2 & SE-7	SE-3 & SE-8	SE-4 & SE-9	SE-5 & SE-10
Reines Synthesegas in MW _{th}	758	754	760	718	719
Reines Synthesegas in Nm ³ /h	215.174	215.174	215.174	203.592	203.592
Reines Synthesegas in t/h	144,1	144,4	102,5	136,4	97,0
Schlacke in t/h	15,3	15,3	15,3	15,0	15,0

Die in Tabelle 7-6 dargestellten Unterschiede zwischen Konfigurationen mit ausschließlich Biomassenslurry (SE-1, SE-2, SE-3, SE-6, SE-7 und SE-8) im Vergleich zur Co-Vergasung von Biomasse- und Kohleslurry (SE-4, SE-5, SE-9 und SE-10) ergeben sich aus der höheren Vergasungstemperatur, die benötigt wird, um die Schmelztemperatur der Asche in der Kohle zu überschreiten. Um die hohen Temperaturen zu erreichen, muss ein größerer Teil der Einsatzstoffe oxidiert werden, wodurch weniger Synthesegas im Produktgas enthalten ist. Innerhalb der Konfigurationen mit Biomassenslurry ergeben sich auf Grund der unterschiedlichen H₂:CO Verhältnisse leicht abweichende Brennwerte und Masseströme des Synthesegases.

Aus stoff- und energiebilanzieller Sicht sind die Konfigurationen mit rein biomassebasierten Einsatzstoffen überlegen. Die Konditionierung des Synthesegases für eine anschließende DME oder Fischer-Tropsch Synthese hat kaum Einfluss auf die Effizienz. Die Vorteile in der Synthesegasausbeute, die sich durch den höheren Betriebsdruck im Vergaser ergeben, werden durch höhere Verluste in der Sauer gaswäsche bei Betriebsdrücken von ca. 80 bar kompensiert. Auf Grund des geringeren Sauerstoffbedarfs im Flugstromdruckvergaser und des daraus resultierenden niedrigeren elektrischen Energiebedarfs der 80 bar im Vergleich zu den 40 bar Betriebsdruck

Konfigurationen stellen die Konfigurationen SE-6 und SE-8 aus stoff- und energiebilanzieller Sicht die günstigsten dar.

7.1.3 Synthese

Für das Teilsystem Synthese werden vier alternative Syntheserouten mit jeweils drei Varianten für den Synthesegasininput betrachtet. Die Syntheserouten lauten Benzin via DME Synthese, Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese, Olefine via DME Synthese sowie Benzin und Ethylen via DME Synthese. Die Alternativen für den Synthesegasininput entsprechen den Konfigurationen der Synthesegaserzeugung mit 80 bar Betriebsdruck und 100% Biomasseslurry bzw. 10% Biomasseslurry und 90% Kohle (Konfiguration SE-6 und SE-8 bzw. SE-9 und SE-10) sowie einer Konfiguration mit 40 bar Betriebsdruck (Konfiguration SE-1 und SE-3). Nachfolgend werden zunächst die Stoff- und Energiebilanzen der Syntheserouten zur Herstellung von Kraftstoffen und anschließend von Chemikalien vorgestellt.

Tabelle 7-7: Stoff- und Energiebilanz der Syntheserouten zur Herstellung von Kraftstoffen

Syntheseroute	Benzin via DME			Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch		
	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)
Synthesegasininput in t/h	144,1	144,1	136,4	102,5	102,5	97,0
Synthesegasininput in MW _{th}	758,4	758,4	717,6	759,7	759,7	718,8
Benzin in t/h	30,0	30,0	28,4	15,7	15,7	14,8
Benzin in MW _{th}	393,9	393,9	372,7	206,1	206,1	195,0
Diesel in t/h	-	-	-	15,1	15,1	14,3
Diesel in MW _{th}	-	-	-	198,0	198,0	187,3
Stromerzeugung in MW _e (brutto)	126,2	131,5	124,2	115,8	121,0	114,0
Stromerzeugung in MW _e (netto)	120,6	125,9	118,8	113,0	118,2	111,3
Energieeffizienz Synthese	51,9%	51,9%	51,9%	53,2%	53,2%	53,2%
Energieeffizienz Synthese inkl. Strom	67,8%	68,5%	68,5%	68,1%	68,7%	68,7%

In Tabelle 7-7 werden die Syntheserouten Benzin via DME sowie Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese gegenübergestellt. Bezogen auf die Stoffmenge ist der Synthesegasinput in allen Konfigurationen ohne Kohleeinsatz identisch. Die geringfügigen Unterschiede im Brennwert ergeben sich durch das $H_2:CO$ Verhältnis, da der Brennwert von Wasserstoff höher ist. Das $H_2:CO$ Verhältnis ist ebenfalls für die niedrigeren Masseströme der Fischer-Tropsch Syntheseroute verantwortlich, da Wasserstoff leichter als Kohlenstoffmonoxid ist. Die niedrigeren Stoff- und Energieströme der Konfigurationen mit Kohle resultieren aus dem niedrigeren Synthesegasoutput der Synthesegaserzeugung mit Kohle. Aus stofflicher und energetischer Sicht können über die Fischer-Tropsch Syntheseroute knapp 3% mehr Kraftstoffe hergestellt werden. Im Gegensatz dazu können über die DME Syntheseroute ca. 7% mehr Strom erzeugt werden. Diese Unterschiede resultieren aus den unterschiedlichen Produktverteilungen der Kohlenwasserstoffe, die über die DME bzw. Fischer-Tropsch Syntheseroute hergestellt werden. Über die DME Syntheseroute werden im Vergleich zur Fischer-Tropsch Syntheseroute kürzere Kohlenwasserstoffe erzeugt, so dass der Anteil leichter Gase, die im GuD-Kraftwerk als Brenngas eingesetzt werden, größer ist. Weiterhin ist die Stromerzeugung in den DME Syntheserouten höher, da die Abwärme des Benzin Synthesereaktors zur Dampferzeugung im GuD-Kraftwerk genutzt werden kann. Bezogen auf Kraftstoffe ist die Energieeffizienz der Fischer-Tropsch Syntheseroute um 1,3% höher im Vergleich zur DME Syntheseroute. Bezieht man die vor allem mit Hilfe des Brenngases erzeugte elektrische Energie in die Effizienzbetrachtung mit ein, beträgt der Vorteil zu Gunsten der Fischer-Tropsch Syntheseroute nur noch 0,2 bis 0,3%. Würde in dieser Betrachtung der Wirkungsgrad zur Umwandlung von chemisch gebundener Energie im Brenngas zu elektrischer Energie berücksichtigt, wäre die DME Syntheseroute vorteilhafter. Innerhalb der DME bzw. Fischer-Tropsch Syntheseroute ergeben sich für die 40 bar Konfigurationen nur kleine Unterschiede in der Effizienz.

In der folgenden Tabelle werden die Stoff- und Energiebilanzen für die Herstellung von Chemikalien über die DME Syntheseroute betrachtet.

Tabelle 7-8: Stoff- und Energiebilanz der Syntheserouten zur Herstellung von Chemikalien

Syntheseroute	Olefine via DME			Benzin und Ethylen via DME		
	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)
Synthesegasinput in t/h	144,1	144,1	136,4	144,1	144,1	136,4
Synthesegasinput in MWth	758,4	758,4	717,6	758,4	758,4	717,6
Benzin in t/h	-	-	-	18,2	18,2	17,2
Benzin in MWth	-	-	-	238,8	238,8	226,0
Ethylen in t/h	16,6	16,6	15,7	16,6	16,6	15,7
Ethylen in MWth	221,3	221,3	209,4	221,3	221,3	210,0
Propylen in t/h	14,3	14,3	13,5	-	-	-
Propylen in MWth	190,6	190,6	180,3	-	-	-
LPG in t/h	6,0	6,0	5,6	-	-	-
LPG in MWth	79,3	79,3	75,1	-	-	-
Stromerzeugung in MWe (brutto)	54,8	59,8	56,4	70,0	75,0	71,0
Stromerzeugung in MWe (netto)	34,3	39,3	37,0	49,4	54,3	51,5
Energieeffizienz Synthese	64,8%	64,8%	64,8%	60,7%	60,7%	60,7%
Energieeffizienz Synthese inkl. Strom	69,3%	69,9%	69,9%	67,2%	67,8%	67,9%

Die Herstellung von Chemikalien wird in zwei DME Syntheserouten betrachtet, zunächst die Herstellung von Ethylen und Propylen mit LPG als zusätzlichem Nebenprodukt sowie die Co-Produktion von Benzin und Ethylen. Der Synthesegasinput für diese beiden DME Syntheserouten ist identisch mit dem der reinen Benzinherstellung. Der Output der Olefinherstellung auf Basis der Masse- und Energieströme ist im Vergleich zu den übrigen drei Syntheserouten am größten. Der Grund dafür ist die geringere Kettenlänge der Kohlenwasserstoffe Ethylen und Propylen. Diese bilden den Großteil des Spektrums der im Synthesereaktor hergestellten Kohlenwasserstoffe. Da die Kettenlängen der erwünschten Endprodukte und der übrigen Kohlenwasserstoffe sehr nahe beieinander liegen, ist jedoch eine

aufwendige Separation der Produkte notwendig, die sich unter anderem im relativ hohen elektrischen Energiebedarf widerspiegelt. Ein weiterer Grund für die hohe Energieeffizienz von Synthesegas zu Endprodukten ist das Nebenprodukt LPG. Dieses ist nicht für die Verwendung in einer Gasturbine geeignet und wird daher direkt vermarktet. Da keine Umwandlung von chemisch gebundener in elektrische Energie erfolgt, liegt der ermittelte Wirkungsgrad über dem der anderen Syntheserouten. Die Syntheseroute zur Erzeugung von Benzin und Ethylen verzichtet auf die aufwendige Separation aller Produkte. Alle Kohlenwasserstoffe mit einer größeren Kettenlänge als Ethylen werden sehr effizient zu Benzin umgewandelt. Die leichten Gase können im Vergleich zur DME Syntheseroute zur Herstellung von Olefinen in der Gasturbine genutzt werden und die Stromerzeugung ist entsprechend höher.

Insgesamt lässt sich auf Grund der Heterogenität der Haupt- und Nebenprodukte Benzin, Diesel, Ethylen, Propylen sowie LPG und Strom und deren unterschiedlichen Auswirkungen auf die Stoff- und Energiebilanzierung keine favorisierte Syntheseroute identifizieren.

7.1.4 BtL Gesamtsystem

Als Beispiel für die Stoff- und Energiebilanz des gesamten BtL Konzepts werden im Folgenden die Ergebnisse einer Konfiguration vorgestellt. Diese entspricht der Konfiguration der Pyrolyse mit Trocknung der Biomasse auf ca. 8% Wassergehalt, Stahlkugeln als Wärmeträger und einer zweistufigen Produktgewinnung (Konfiguration P-4). Für die Synthesegaserzeugung wird die Konfiguration mit 80 bar Betriebsdruck im Flugstromdruckvergaser, Einstellung des $H_2:CO$ Verhältnisses mit Hilfe von Wassergas-Shiftreaktoren auf einen Wert von 1:1 und ausschließlich Biomasseslurry als Einsatzstoff betrachtet (Konfiguration SE-6). Die gewählte Konfiguration der Synthese beschreibt die Route zur Benzinherstellung via DME. Es wird zunächst die Stoffbilanz und anschließend die Energiebilanz vorgestellt.

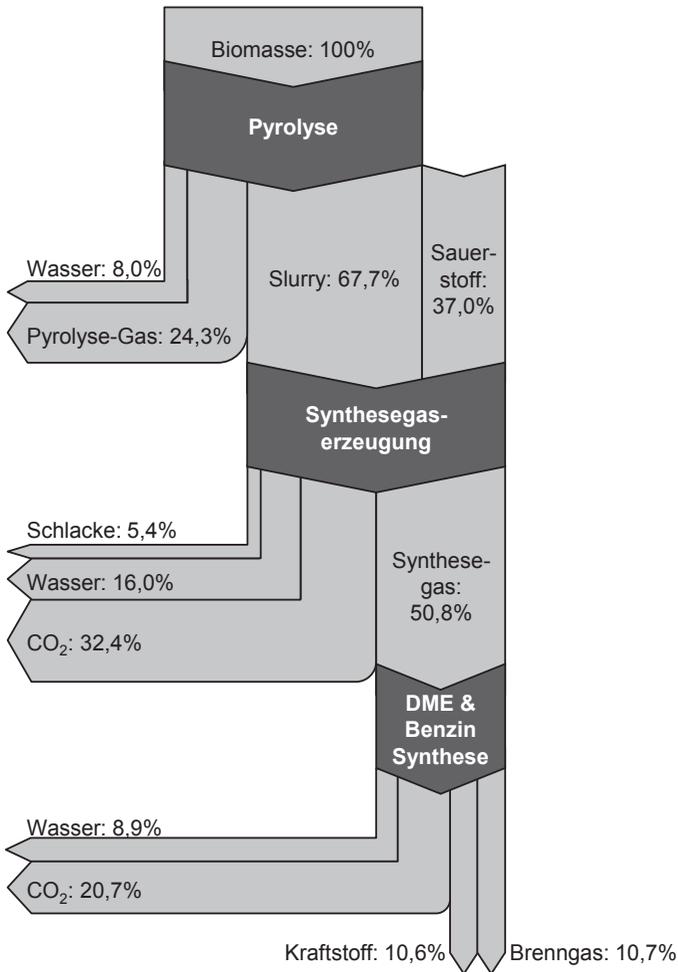


Abbildung 7-2: Stoffbilanz des BtL Gesamtsystems

Die in Abbildung 7-2 dargestellte Stoffbilanz des gesamten BtL Konzepts stellt die Stoffflüsse entsprechend einer Brennstoffeingangsleistung des Flugstromdruckvergasers von 1.000 MW_{th} dar. Der Biomasseinput entspricht dabei der Feuchtmasse, d.h. Biomasse mit einem Wassergehalt von 15%. Der Stoffstrom an Biomasse beträgt ca. 284 t/h, der daraus resultierende Stoffstrom an Kohlenwasserstoffen, d.h. Kraftstoff und Brenngas, beträgt ca. 60 t/h. Das Brenngas wird anschließend in einem GuD-Kraftwerk zur

Stromerzeugung genutzt, so dass das stoffliche Produkt der BtL Anlage ausschließlich Benzin ist. Bezogen auf den Biomasseinput verbleiben im Endprodukt nur ca. 11% der Masse des Einsatzstoffs.

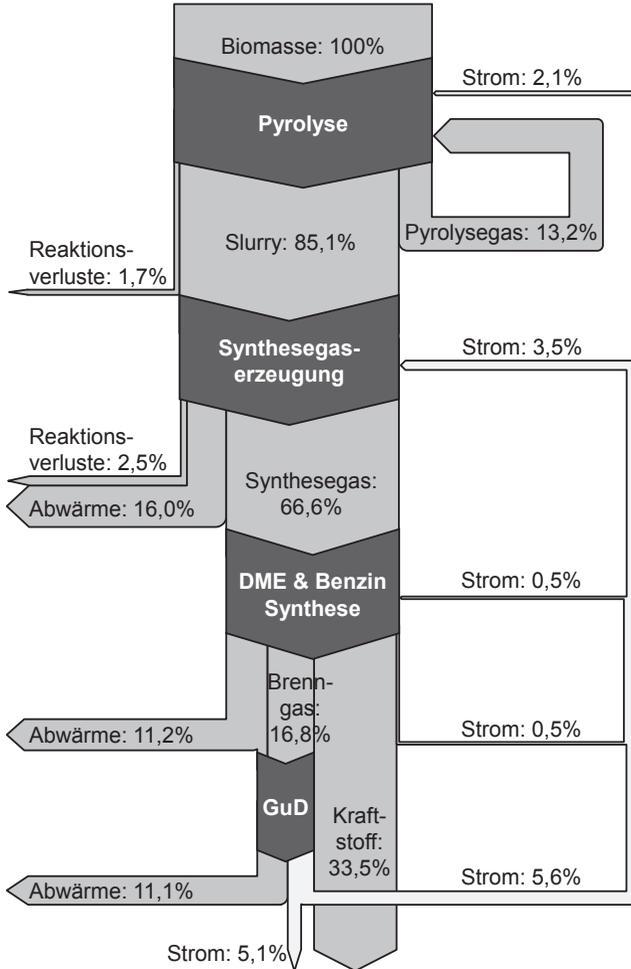


Abbildung 7-3: Energiebilanz des BtL Gesamtsystems

In der in Abbildung 7-3 dargestellten Energiebilanz wird der Hilfsenergiestrom aus Erdgas, der ca. 0,5% entspricht, vernachlässigt. Aus der Abbildung wird deutlich, dass der im GuD-Kraftwerk erzeugte Strom ausreicht, um die

zentrale Vergasungs- und Syntheseanlage sowie die dezentralen Pyrolyseanlagen zu versorgen. Die Brennstoffeingangsleistung der Biomasse beträgt ca. $1.175 \text{ MW}_{\text{th}}$, die des Slurryinputs des Flugstromdruckvergasers $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$. Der Brennwert des hergestellten Benzins entspricht ca. $394 \text{ MW}_{\text{th}}$, zusätzlich entstehen ca. 60 MW_e aus der Stromerzeugung als Nebenprodukt. Der energetische Wirkungsgrad der Endprodukte Benzin und Strom, bezogen auf die Brennstoffeingangsleistung der Biomasse, beträgt somit ca. 38,6%.

7.2 Investitionsschätzung

Die verwendete Methodik zur Investitionsschätzung wird in Kapitel 4.2.1 erläutert. Nachfolgend werden zunächst die Kapitalbedarfe der einzelnen Konfigurationen der Teilsysteme erläutert und anschließend der Kapitalbedarf der vielversprechendsten Konfigurationen des BtL Gesamtsystems.

7.2.1 Pyrolyse

Abbildung 7-4 vergleicht die Gesamtinvestitionen der acht Konfigurationen der Pyrolyselange mit einer Kapazität von 25 t Biomasse pro Stunde bzw. $103,6 \text{ MW}_{\text{th}}$ Brennstoffeingangsleistung. Die in der folgenden Abbildung verwendete Nummerierung der Konfigurationen wird in Tabelle 7-1 erläutert. Die Gesamtinvestitionen der betrachteten Konfigurationen einer ersten großtechnischen Schnellpyrolyseanlage belaufen sich auf 43 bis 46 Millionen €. Die Unterschiede zwischen den Gesamtinvestitionen betragen maximal ca. 7% und sind somit kleiner als die Genauigkeit der verwendeten Methodik. Da die im Vergleich zu den Unterschieden in den Ergebnissen geringe Genauigkeit der verwendeten Methodik jedoch stark durch Schwankungen von Preisindizes oder Währungskursen beeinflusst wird und diese alle Konfigurationen gleichermaßen betreffen, kann das Ergebnis in Bezug auf die Reihenfolge der Konfigurationen untereinander als robust angesehen werden.

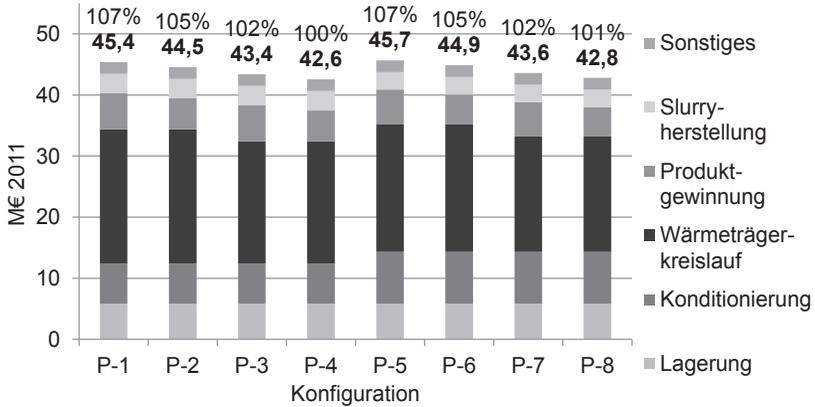


Abbildung 7-4: Gesamtinvestition des Teilsystems Pyrolyse

Für die Trocknungsvarianten ergibt sich im Fall der Trocknung auf 0% Wassergehalt eine Mehrinvestition in Höhe von knapp 30% für die Konditionierung. Durch die niedrigeren Massedurchsätze in den folgenden Prozessschritten sind für diese Trocknungsvariante die Investitionen in Wärmeträgerkreislauf, Produktgewinnung und Slurryherstellung niedriger. Betrachtet man die Gesamtinvestition, betragen die Unterschiede auf Grund der ausgleichenden Effekte für die verschiedenen Trocknungsverfahren nur knapp 1%. Die Investitionen der Wärmeträgerkreisläufe mit Sand bzw. Stahl unterscheiden sich um ca. 10%. Da die Investition für den Wärmeträgerkreislauf den größten Teil der Gesamtinvestition ausmacht und sich keine Unterschiede in der nachfolgenden Prozessführung ergeben, betragen die Unterschiede zwischen diesen Konfigurationen auf Ebene der Gesamtkosten ca. 5%. Die drei- und zweistufige Produktgewinnung unterscheiden sich in ihren Investitionen um ca. 16%. Durch den vergleichsweise geringen Anteil der Produktgewinnung an der Gesamtinvestition betragen die Unterschiede dort nur ca. 2%.

Die günstigsten Konfigurationen aus Sicht der Gesamtinvestition stellen die Konfigurationen P-4 und P-8 dar, die beide Stahlkugeln als Wärmeträger und eine zweistufige Produktgewinnung verwenden.

Für das in dieser Arbeit betrachtete BtL Konzept werden insgesamt 11 Pyrolyseanlagen mit der oben genannten Kapazität benötigt. Da sich die Investitionsschätzung auf die erste kommerzielle Umsetzung einer Pyrolyseanlage bezieht, ergeben sich für die weiteren Pyrolyseanlagen des BtL

Konzepts die in Kapitel 4.2.1.5 erläuterten Lerneffekte. Die Gesamtinvestition für die elfte identische Pyrolyseanlage beträgt mit dem verwendeten Fortschrittsfaktor von 0,9 noch ca. 70% der Gesamtinvestition der ersten Pyrolyseanlage. Durchschnittlich beträgt die Gesamtinvestition einer Pyrolyseanlage bei insgesamt elf realisierten Anlagen ca. 80% der ersten Anlage. Diese durchschnittliche Gesamtinvestition wird für die Ermittlung der Slurrybereitstellungskosten der Vergasungs- und Syntheseanlage mit einer Brennstoffeingangsleistung von 1.000 MW_{th} verwendet.

7.2.2 Synthesegaserzeugung

Abbildung 7-5 vergleicht die Gesamtinvestitionen der zehn Konfigurationen der Synthesegaserzeugung mit einer Brennstoffeingangsleistung von 1.000 MW_{th}. Die verwendete Nummerierung der Konfigurationen wird in Tabelle 7-3 erläutert.

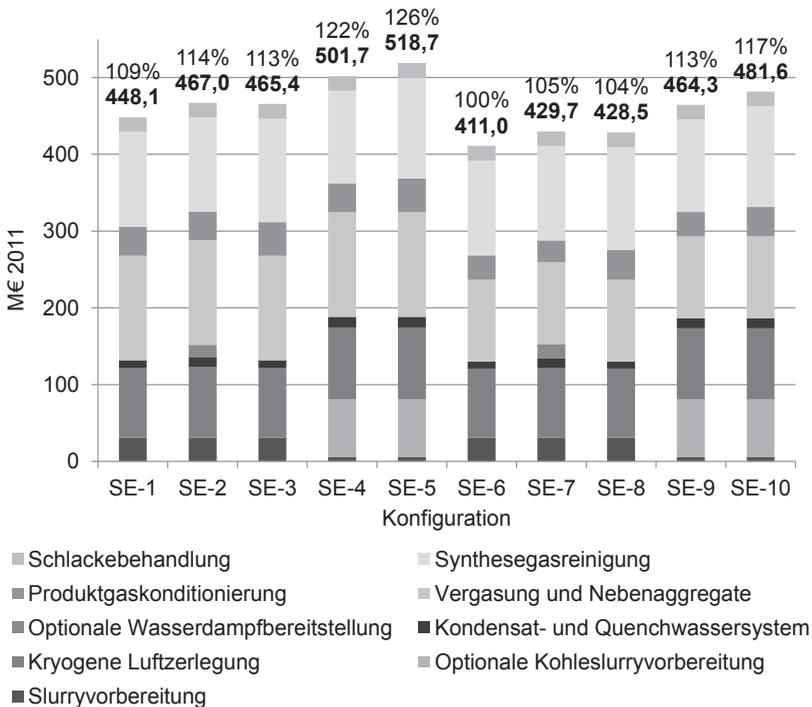


Abbildung 7-5: Gesamtinvestition des Teilsystems Synthesegaserzeugung

Die Gesamtinvestitionen der Synthesegaserzeugung bewegen sich für die betrachteten Konfigurationen zwischen 411 und 519 Millionen €. Der Vergleich zwischen den Konfigurationen SE-1 bis SE-5, die einen Betriebsdruck von 40 bar betrachten, und SE-6 bis SE-10, die einen Betriebsdruck von 80 bar betrachten, zeigt eine Mehrinvestition für die Konfigurationen mit niedrigerem Betriebsdruck in Höhe von ca. 9%. Diese Unterschiede sind vor allem das Ergebnis der Einsparungen beim Flugstromdruckvergaser, der auf Grund des höheren Betriebsdruckes kleiner gebaut werden kann, wie in Kapitel 5.3.2 erläutert. Der gleiche Effekt tritt auch in den anderen Anlagenteilen der Synthesegaserzeugung auf. Die Auswirkungen werden aber durch steigende Materialanforderung bei höheren Betriebsdrücken kompensiert.

Der Einsatz von Wasserdampf als zusätzliches Vergasungsmittel in den Konfigurationen SE-2 und SE-7, um die Anpassung des $H_2:CO$ Verhältnisses im Produktgas mit Hilfe von Wassergas-Shiftreaktoren zu ersetzen, verursacht eine Mehrinvestition von ca. 5% im Vergleich zu den Konfigurationen SE-1 und SE-6 mit Wassergas-Shiftreaktoren. Die Einsparungen für den Wassergas-Shiftreaktor sind deutlich kleiner als die Mehrinvestition für die Bereitstellung von überhitztem Dampf. Weiterhin muss das Kondensat- und Quenchwassersystem auf Grund des zusätzlichen Wassers im Produktgas größer dimensioniert werden.

Um das $H_2:CO$ Verhältnis im Synthesegas auf einen Wert von 2:1 und eine anschließende Fischer-Tropsch Synthese anzupassen, ist eine Mehrinvestition von ca. 4% notwendig, wie der Vergleich zwischen Konfiguration SE-3 und SE-8 mit SE-1 und SE-6 zeigt. Die eigentliche Anpassung des $H_2:CO$ Verhältnisses im erweiterten Wassergas-Shiftreaktor erfordert nur eine kleine Mehrinvestition. Der Unterschied wird in erster Linie durch die größere Kapazität der Synthesegasreinigung bzw. der Sauer gaswäsche verursacht, die auf Grund des größeren Anteils an CO_2 im Rohsynthesegas größer ausgelegt werden muss.

Die Variation der Einsatzstoffe in den Konfigurationen SE-4, SE-5, SE-9 und SE-10 hat den größten Einfluss auf die Gesamtinvestition, da zusätzliche verfahrenstechnische Anlagen zur Bereitstellung des Kohleslurrys benötigt werden. Diese Mehrinvestition ist den Systemgrenzen des Teilsystems geschuldet, da die Bereitstellung des Biomasseslurrys in dezentralen Pyrolyseanlagen stattfindet und deren Gesamtinvestition nicht in die der

Synthesegaserzeugung eingerechnet wird. In der Betrachtung der Herstellkosten wird diese Verzerrung vermieden.

Insgesamt stellt Konfiguration SE-6, die einen Betriebsdruck von 80 bar und die Konditionierung des H₂:CO Verhältnisses für die anschließende DME Synthese mit Hilfe eines Wassergas-Shiftreaktors betrachtet, aus Sicht der Gesamtinvestition die günstigste Konfiguration der Synthesegaserzeugung dar.

7.2.3 Synthese

In den folgenden Abbildungen werden die Gesamtinvestitionen für je sechs Konfigurationen des Teilsystems Synthese gegenübergestellt, die jeweils für den Output einer Synthesegaserzeugung mit einer Brennstoffeingangsleistung von 1.000 MW_{th} ausgelegt sind.

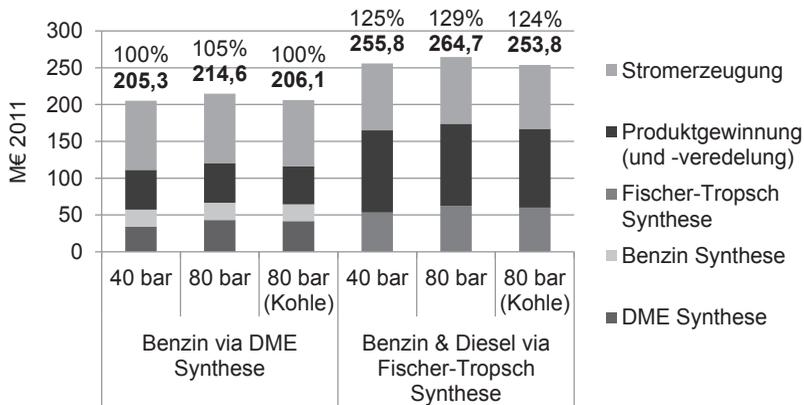


Abbildung 7-6: Gesamtinvestition der Synthese zur Herstellung von Kraftstoffen

Die Gegenüberstellung der Gesamtinvestitionen der DME und Fischer-Tropsch Syntheserouten zur Herstellung von Benzin und Diesel in Abbildung 7-6 zeigt, dass die Konfigurationen der Fischer-Tropsch Synthese im Vergleich zu den entsprechenden Konfigurationen der DME Synthese je ca. 25% mehr Kapital benötigen. Die zweistufige Synthese, bestehend aus DME und Benzin Synthese, ist kapitalintensiver als die einstufige Fischer-Tropsch Synthese. Über die DME Syntheseroute wird jedoch ein engeres Spektrum an Kohlenwasserstoffen hergestellt, das eine weniger komplexe Produktgewinnung und damit auch einen niedrigeren Kapitalbedarf erfordert. Vor

allein die zusätzlich notwendige Veredelung der Fischer-Tropsch Syntheseprodukte verursacht die Mehrinvestitionen. Die Investitionen für die Stromerzeugung sind für die Konfigurationen der Fischer-Tropsch Synthese jeweils ca. 3% niedriger, da dort weniger Brenngas zur Verfügung steht und die Kapazität des GuD-Kraftwerks dadurch geringer ausfällt. Die Unterschiede in der Gesamtinvestition innerhalb der Syntheserouten zwischen 40 und 80 bar Konfigurationen sind eine Folge der zusätzlichen Prozessturbine zur Entspannung des Synthesegases mit ca. 80 bar Druck. Die Konfigurationen, die Synthesegas aus Kohle betrachten, weisen auf Grund des niedrigeren Synthesegasinputs eine niedrigere Kapazität und Gesamtinvestition aus.

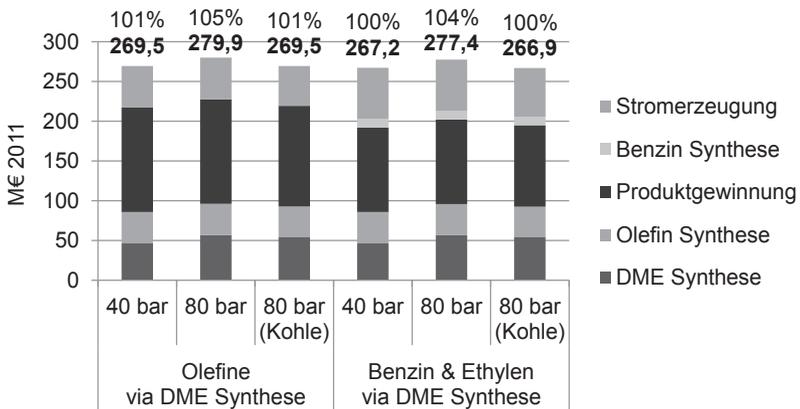


Abbildung 7-7: Gesamtinvestition der Synthese zur Herstellung von Chemikalien

Abbildung 7-7 zeigt die Gesamtinvestitionen von zwei DME Syntheserouten zur Herstellung von Chemikalien, einerseits für die Olefine Ethylen und Propylen sowie andererseits für die Co-Produktion von Ethylen und Benzin. Im Vergleich zur Gesamtinvestition der Benzinherstellung via DME Synthese liegen die Gesamtinvestitionen für die Olefinherstellung bzw. Benzin- und Ethylenherstellung um ca. 30% höher. Die Investitionen für die DME und Olefin Synthese sind im Vergleich zur DME und Benzin Synthese in Abbildung 7-6 deutlich höher, da vor der Olefin Synthese leichte Kohlenwasserstoffe abgeschieden werden müssen, um die anschließende Separation der Produkte zu vereinfachen. Für die in Abbildung 7-7 dargestellten Konfigurationen ist auf Grund des engeren Spektrums an Olefin Syntheseprodukten im Vergleich zu den Benzin Syntheseprodukten eine

komplexere und kapitalintensivere Produktgewinnung notwendig. Der Vergleich der Konfigurationen zur Herstellung von Olefinen sowie Benzin und Ethylen via DME Synthese zeigt, dass die Benzin Synthese, die einen Teil der Produktgewinnung ersetzt, niedrigere Investitionen verursacht. Da in den Konfigurationen zur Herstellung von Benzin und Ethylen mehr Brenngas anfällt, ist die Investition für die Stromerzeugung entsprechend höher. Insgesamt unterscheiden sich die beiden Syntheserouten jedoch kaum. Die Konfigurationen mit 40 bzw. 80 bar Druck unterscheiden sich wiederum nur durch die zusätzliche Turbine zur Stromerzeugung und die Konfigurationen mit Kohle weisen auf Grund des niedrigeren Synthesegasinputs eine niedrigere Gesamtinvestition aus.

Im Vergleich der vier Syntheserouten benötigen die Konfigurationen der Benzinherstellung via DME Synthese die niedrigsten Gesamtinvestitionen.

7.2.4 BtL Gesamtsystem

Um den Kapitalbedarf des gesamten BtL Konzepts darzustellen, werden die Ergebnisse zweier Konfigurationen gegenübergestellt. Die erste Konfiguration entspricht der Konfiguration P-4 des Teilsystems Pyrolyse. Für das Teilsystem Synthesegaserzeugung wird die Konfiguration SE-6 gewählt. Die gewählte Konfiguration des Teilsystems Synthese entspricht der Route zur Benzinherstellung via DME. Die zweite Konfiguration entspricht bis auf den Einsatzoff der ersten, an dieser Stelle werden 90% des Biomassesslurryinputs durch Kohle substituiert.

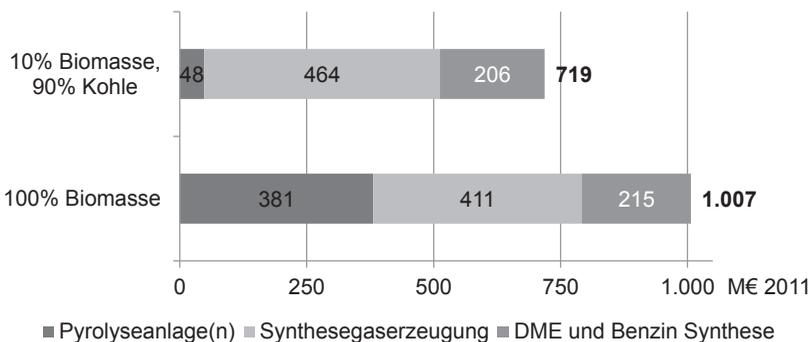


Abbildung 7-8: Gesamtinvestition des BtL Gesamtsystems

Im Vergleich zu den für die einzelnen Teilsysteme ermittelten Gesamtinvestitionen, die in diesem Kapitel erläutert werden, ergeben sich nur für die Pyrolyseanlage Abweichungen. Für die Realisierung des BtL Gesamtsystems mit ausschließlich Biomasseinput müssten insgesamt elf Pyrolyseanlagen gebaut werden. Auf Grund der in Kapitel 4.2.1.5 beschriebenen Lerneffekte beträgt die durchschnittliche Investition für eine Pyrolyseanlage nur ca. 80% der in Abbildung 7-4 ausgewiesenen Gesamtinvestition der ersten großtechnischen Pyrolyseanlage. Für die Realisierung des BtL Gesamtsystems mit 10% Biomasse- und 90% Kohleinsatz wird eine Pyrolyseanlage mit einer Kapazität von 100 MW_{th} Slurryoutput benötigt. Diese Kapazität ist um ca. 13% größer als die entsprechende Kapazität der in Abbildung 7-4 ausgewiesenen Gesamtinvestition. Für diese Kapazitätserweiterung wurden keine Größendegressionseffekte berücksichtigt. Der Vergleich dieser als lang- und mittelfristiges Realisierungsszenario zu interpretierenden Konfigurationen des BtL Gesamtkonzepts zeigt, dass die Realisierung auf Basis eines Co-Einsatzes von Biomasse und Kohle einen um knapp 30% niedrigeren Kapitalbedarf erfordert.

7.3 Konversions- und Herstellkosten

In diesem Kapitel werden zunächst für die Teilsysteme Pyrolyse, Synthesegaserzeugung und Synthese die Konversions- sowie die Herstellkosten der jeweiligen Hauptprodukte erläutert. Die Herstellkosten umfassen dabei sämtliche von der Bereitstellung der Biomasse bis hin zum jeweiligen Produkt des Teilsystems anfallenden Kosten. Die Konversionskosten hingegen umfassen lediglich die Kosten, die innerhalb des jeweiligen Teilsystems anfallen und somit nicht die Kosten für die Haupteinsatzstoffe, die in den jeweiligen Teilsystemen Biomasse, Slurry bzw. Synthesegas darstellen. Im Anschluss daran werden die Herstellkosten der Endprodukte des BtL Konzepts, Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen, vorgestellt.

7.3.1 Pyrolyse

Im Folgenden werden die Konversions- und Herstellkosten des Slurrys für die verschiedenen Konfigurationen der Pyrolyseanlage vorgestellt. Die verwendete Nummerierung der Konfigurationen wird in Tabelle 7-1 erläutert. Da sich die Qualität bzw. der spezifische Brennwert des Slurrys auf Grund des unterschiedlichen Wassergehalts je nach verwendeter Konditionierungs-

variante ändert, werden die Konversions- und Herstellkosten des Slurrys in €/MWh Brennwert berechnet. Wie in der Energiebilanz bereits ausgewiesen, enthält der Slurry für alle Konfiguration ca. 85,1% des Brennwertes der eingesetzten Biomasse. Die betrachtete Kapazität der Pyrolyseanlage mit 25 t Biomasse pro Stunde entspricht einer Slurrykapazität von 88,2 MW_{th}. Mit der angenommenen Anlagenverfügbarkeit von 80% werden in einer Pyrolyseanlage somit jährlich 617.800 MWh Slurry hergestellt. Die ausgewiesenen Konversions- und Herstellkosten berücksichtigen die Gesamtinvestition der ersten großtechnischen Anlage der jeweiligen Konfiguration. Die Lerneffekte in den Pyrolyseanlagen des BtL Konzepts werden in der Berechnung der Slurrybereitstellungskosten des Teilsystems Synthesegas-erzeugung in Kapitel 7.3.2 berücksichtigt.

Tabelle 7-9: Spezifische Konversions- und Herstellkosten des Pyrolyseslurrys in €/MWh

Konfiguration	P-1	P-2	P-3	P-4	P-5	P-6	P-7	P-8
Kapitalkosten	5,89	5,79	5,63	5,53	5,93	5,83	5,66	5,56
Instandhaltung	3,09	3,04	2,96	2,91	3,25	3,19	3,11	3,06
Steuern	0,73	0,72	0,70	0,69	0,74	0,73	0,71	0,69
Versicherung	0,73	0,72	0,70	0,69	0,74	0,73	0,71	0,69
Personal	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35
Strom	2,73	2,65	2,20	2,12	2,73	2,65	2,24	2,16
Kühlwasser	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Konversionskosten	16,56	16,29	15,57	15,30	16,76	16,50	15,80	15,54
	108%	106%	102%	100%	110%	108%	103%	102%
Biomassebereitstellung	20,49	20,49	20,49	20,49	20,49	20,49	20,49	20,49
Herstellkosten	37,05	36,77	36,06	35,79	37,25	36,99	36,29	36,03
	104%	103%	101%	100%	104%	103%	101%	101%

Tabelle 7-9 fasst zunächst die Konversionskosten der jeweiligen Konfiguration der Pyrolyseanlage zusammen. Die Konfigurationen P-5 bis P-8, die eine Konditionierung der Biomasse auf 0% Wassergehalt betrachten, verlieren im Vergleich zur Gesamtinvestition an Attraktivität. Durch die höhere Investition im Anlagenteil Konditionierung und auf Grund des für diesen Teil vergleichsweise hohen Instandhaltungssatzes steigen die Konversionskosten für diese Konfigurationen im Vergleich zu den Konfigurationen P-1 bis P-4. Weiterhin weisen die Konfigurationen P-1 und P-2 sowie P-5 und P-6, die den Wärmeträger Sand berücksichtigen, auf Grund des hohen elektrischen Energiebedarfs im pneumatischen Lift höhere Konversionskosten aus. Die Abstände zwischen den Konfigurationen mit drei- bzw. zweistufiger Produktgewinnung bezüglich der Gesamtinvestition bleiben für die Konversionskosten konstant. Insgesamt stellt Konfiguration P-4, die aus wirtschaftlicher Sicht günstigste Konfiguration der Pyrolyseanlage dar. Aus technischer Sicht bestehen für diese Konfiguration noch leichte Hindernisse bei der Versorgung mit thermischer Energie. Diese können durch eine Erweiterung der Trocknung und eine dadurch verbesserte Ausnutzung der durch die Verbrennung des Pyrolysegases erzeugten thermischen Energie gelöst werden.

Die ebenfalls in Tabelle 7-9 gegenübergestellten Herstellkosten der einzelnen Konfigurationen der Pyrolyseanlage betrachten zusätzlich die Kosten für die in Kapitel 6.2.2 erläuterte Bereitstellung der Biomasse. Da die Biomassebereitstellungskosten für alle Konfigurationen identisch ist, ergeben sich für die Reihenfolge der Konfigurationen keine Änderungen bei den Herstellkosten des Slurrys. Da die Kosten für die Biomassebereitstellung gut die Hälfte der Herstellkosten ausmachen, reduzieren sich die prozentualen Unterschiede zwischen den einzelnen Konfigurationen auf ca. die Hälfte.

Um die Bereitstellungskosten des Pyrolyseslurrys frei Vergasungs- und Syntheseanlage zu ermitteln, müssen weiterhin die in Kapitel 6.2.5 erläuterten Transportkosten des Slurrys sowie die Lerneffekte, die durch den Bau mehrerer Pyrolyseanlagen entstehen, berücksichtigt werden. In Abbildung 7-9 werden die Bestandteile der Bereitstellungskosten frei Vergasungs- und Syntheseanlage auf Basis der Konfiguration P-4 der Pyrolyseanlage dargestellt.

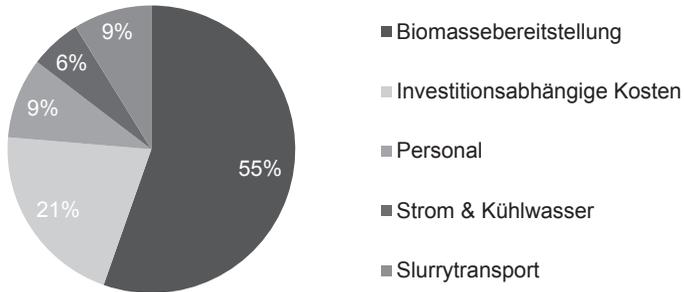


Abbildung 7-9: Kostenbestandteile der Bereitstellung des Pyrolyseslurrys frei Vergasungs- und Syntheseanlage

Unter Berücksichtigung der Slurrytransportkosten per Bahn in Höhe von 17 €/t sowie der Reduktion der durchschnittlichen Gesamtinvestition einer Pyrolyseanlage auf ca. 80% bei insgesamt elf errichteten Anlagen ergeben sich Slurrybereitstellungskosten frei Vergasungs- und Syntheseanlage in Höhe von 36,99 €/MWh. Den größten Anteil und damit den größten Einfluss auf die Slurrybereitstellungskosten besitzt die Biomassebereitstellung. In der Sensitivitätsanalyse wird der Einfluss der Biomassebereitstellungskosten quantifiziert und weiteren wichtigen Kalkulationsparametern, wie beispielweise der Anlagenverfügbarkeit, gegenübergestellt.

7.3.2 Synthesegaserzeugung

Im Folgenden werden die Konversions- und Herstellkosten des Synthesegases für die verschiedenen Konfigurationen der Synthesegaserzeugung vorgestellt. Die verwendete Nummerierung der Konfigurationen wird in Tabelle 7-3 erläutert. Die Kapazität der betrachteten Anlage zur Erzeugung von Synthesegas besitzt eine Brennstoffeingangsleistung von 1.000 MW_{th}, die einen Produktstrom von ca. 215.000 bzw. 204.000 Nm³/h Synthesegas für Konfigurationen mit ausschließlich Biomasseslurry bzw. Biomasse- und Kohleslurry liefert.

Tabelle 7-10: Spezifische Konversions- und Herstellkosten des Synthesegases

Konfiguration	SE-1	SE-2	SE-3	SE-4	SE-5
Kapitalkosten	2,46	2,56	2,55	2,94	3,05
Instandhaltung	1,30	1,37	1,35	1,47	1,53
Steuern	0,30	0,31	0,31	0,35	0,37
Versicherung	0,30	0,31	0,31	0,35	0,37
Personal	0,26	0,26	0,26	0,28	0,28
Strom	1,83	2,01	1,87	2,06	2,09
Erdgas	0,01	0,17	0,01	0,01	0,01
Wassergas-Shift	0,01	0,00	0,03	0,01	0,05
Katalysator					
Konversionskosten in €-Cent/Nm³	6,47	7,00	6,69	7,47	7,74
	108%	117%	112%	125%	129%
Slurrybereitstellung	17,19	17,19	17,19	1,92	1,92
Kohle	0,00	0,00	0,00	6,46	6,46
Herstellkosten in €-Cent/Nm³	23,66	24,19	23,89	15,85	16,12
	102%	104%	103%	68%	70%
Konfiguration	SE-6	SE-7	SE-8	SE-9	SE-10
Kapitalkosten	2,25	2,36	2,35	2,69	2,81
Instandhaltung	1,18	1,24	1,23	1,33	1,39
Steuern	0,27	0,28	0,28	0,33	0,34
Versicherung	0,27	0,28	0,28	0,33	0,34
Personal	0,26	0,26	0,26	0,28	0,28
Strom	1,74	2,08	1,76	1,95	1,98
Erdgas	0,01	0,12	0,01	0,01	0,01
Wassergas-Shift	0,01	0,00	0,03	0,01	0,05
Katalysator					
Konversionskosten in €-Cent/Nm³	5,99	6,64	6,22	6,92	7,19
	100%	111%	104%	115%	120%
Slurrybereitstellung	17,19	17,19	17,19	1,92	1,92
Kohle	0,00	0,00	0,00	6,46	6,46
Herstellkosten in €-Cent/Nm³	23,19	23,83	23,41	15,30	15,56
	100%	103%	101%	66%	67%

Zwischen den Konfigurationen SE-1 bis SE-5 mit 40 bar Betriebsdruck und SE-6 bis SE-10 mit 80 bar Betriebsdruck ergeben sich jeweils Unterschiede in den Konversionskosten in Höhe von 6 bis 10%. Die Differenz ergibt sich aus

niedrigeren investitionsabhängigen Kosten sowie geringeren Kosten für elektrischen Strom. In der Betrachtung der Herstellkosten beträgt der Unterschied nur noch ca. 2%, da er durch die Kosten für die Slurrybereitstellung, die bis zu 74% der Herstellkosten ausmachen, ausgeglichen wird. Aus dem Vergleich der Konversions- und Herstellkosten wird die Bedeutung des Umwandlungsschrittes von Biomasse zu Slurry deutlich. Für das BtL Gesamtsystem wird dieser Effekt auf Grund der anschließenden Synthese etwas relativiert (vgl. Kapitel 7.3.4).

Die Konfigurationen SE-2 und SE-7, die Wasserstoff als zusätzliches Vergasungsmittel betrachten, weisen auf Grund höherer investitionsabhängiger Kosten sowie dem erhöhten Strombedarf für die Verdichtung des Wasserdampfes und den zusätzlichen Erdgasverbrauch für die Überhitzung des Dampfes die höchsten Herstellkosten für Synthesegas aus.

Die Anpassung des $H_2:CO$ Verhältnisses auf einen Wert von 2:1 verursacht einen Anstieg der Konversions- bzw. Herstellkosten des Synthesegases um 1 bzw. 2%. Dieser Anstieg in den Konfigurationen SE-3, SE-5, SE-8 und SE-10 liegt vor allem an den höheren investitionsabhängigen Kosten und dem höheren Strombedarf der Synthesegasreinigung mit der größeren Kapazität.

Die Konfigurationen SE-4, SE-5, SE-9 und SE-10, die den Einsatz von Kohleslurry betrachten, besitzen die höchsten Konversionskosten, da die investitionsabhängigen Kosten der Kohleslurrybereitstellung nur hier anfallen. Der Vergleich der Herstellkosten, die sämtliche Kosten zur Bereitstellung des Biomasse- und Kohleslurrys beinhalten, zeigt, dass die Herstellkosten durch Substitution von 90% des Biomasseslurrys durch Kohleslurry um ca. ein Drittel reduziert werden können.

Die günstigste Konfiguration der Synthesegaserzeugung im Vergleich sind SE-6 und SE-9, die einen Betriebsdruck von 80 bar und die Konditionierung des Produktgases für die DME Synthese mit einem Wassergas-Shiftreaktor betrachten.

7.3.3 Synthese

Im Folgenden werden die Herstellkosten der Endprodukte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen über vier verschiedene Syntheserouten mit jeweils drei alternativen Synthesegasinputs vorgestellt. Zur besseren Vergleichbarkeit werden die Herstellkosten in €/kg Kohlenwasserstoffe angegeben.

Tabelle 7-11: Herstellkosten der Endprodukte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen

	Benzin via DME Synthese			Benzin & Diesel via Fischer-Tropsch Synthese		
	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)
Kapitalkosten	0,081	0,084	0,086	0,098	0,102	0,103
Instandhaltung	0,030	0,032	0,032	0,044	0,046	0,047
Steuern	0,010	0,010	0,010	0,012	0,012	0,012
Versicherung	0,010	0,010	0,010	0,012	0,012	0,012
Personal	0,015	0,015	0,015	0,015	0,015	0,016
Katalysatoren & Wasser	0,053	0,053	0,053	0,014	0,014	0,014
Stromerlöse	-0,379	-0,394	-0,394	-0,330	-0,346	-0,344
Synthesegas- bereitstellung	1,698	1,664	1,090	1,671	1,637	1,081
Herstellkosten in €/kg	1,517	1,473	0,904	1,536	1,493	0,942
	103%	100%	61%	104%	101%	64%
	Olefine via DME Synthese			Benzin & Ethylen via DME Synthese		
	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)	40 bar	80 bar	80 bar (Kohle)
Kapitalkosten	0,103	0,107	0,109	0,091	0,094	0,096
Instandhaltung	0,043	0,044	0,045	0,038	0,040	0,041
Steuern	0,012	0,013	0,013	0,011	0,011	0,012
Versicherung	0,012	0,013	0,013	0,011	0,011	0,012
Personal	0,016	0,016	0,017	0,014	0,014	0,015
Katalysatoren & Wasser	0,030	0,030	0,030	0,029	0,029	0,029
Stromerlöse	-0,100	-0,114	-0,114	-0,128	-0,141	-0,141
LPG Erlöse	-0,188	-0,188	-0,188	-	-	-
Synthesegas- bereitstellung	1,648	1,615	1,058	1,464	1,434	0,939
Herstellkosten in €/kg	1,577	1,536	0,984	1,530	1,494	1,001
	107%	104%	67%	104%	101%	68%

Tabelle 7-11 gibt einen Überblick über die jeweiligen Herstellkosten der zwölf betrachteten Konfigurationen des Teilsystems Synthese. Der Vergleich der Konversionskosten dieses Teilsystems ist nicht zweckmäßig, da in diesem Teilsystem Erlöse für das Nebenprodukt Strom des betrachteten BtL Konzept anfallen. Die Kapazität der betrachteten Anlage zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien entspricht der Synthesegaserzeugung mit einer Brennstoffeingangsleistung von 1.000 MW_{th}. Die Kosten für die Bereitstellung des Synthesegases machen in allen Konfigurationen den größten Teil der Herstellkosten aus. Die Unterschiede in den spezifischen Bereitstellungskosten des Synthesegases pro kg Endprodukt ergeben sich in erster Linie aus den unterschiedlichen Masseströmen der Endprodukte. Weiterhin bilden die Erlöse für das Nebenprodukt elektrischer Strom einen wichtigen Einflussfaktor auf die Herstellkosten der Endprodukte. Am meisten Strom wird bei der Herstellung von Benzin via DME Synthese erzeugt, am wenigsten bei der Olefinherstellung via DME Synthese. Danach folgen die investitionsabhängigen Kosten. Auf Grund der vergleichsweise niedrigen Gesamtinvestition und der hohen Stromerlöse ist die DME Syntheseroute zur Benzinherstellung aus Sicht der spezifischen massebezogenen Herstellkosten die Günstigste, die Herstellung von Olefinen via DME Synthese dementsprechend die Ungünstigste. Innerhalb der einzelnen Syntheserouten ergeben sich für die 80 bar im Vergleich zu den 40 bar Konfigurationen Kostenvorteile von ca. 3%. Diese setzen sich zu einem Drittel aus dem zusätzlichen Stromerlös und zu zwei Dritteln aus Einsparungen bei den Synthesegasbereitstellungskosten, die außerhalb der Systemgrenzen des Teilsystems Synthese liegen, zusammen. Durch die Substitution von 90% des Biomasselurrys durch Kohle können die Herstellkosten der Endprodukte um bis zu 39% gesenkt werden.

Aus Sicht der massebezogenen Herstellkosten stellt sich die Herstellung von Benzin via DME Synthese als günstigste Konfiguration der Synthese dar. Da Kraftstoffe und Chemikalien jeweils auf unterschiedlichen Märkten abgesetzt werden und Benzin und Diesel in € pro Liter, Ethylen und Propylen dagegen in € pro kg, gehandelt werden, kann auf der Basis dieser Ergebnisse nicht direkt über die ökonomische Vorteilhaftigkeit dieser Konfiguration entschieden werden. Der Einfluss der verschiedenen Absatzmärkte sowie die weiteren Einflüsse auf die Absatzpreise durch Mineralölsteuer sowie CO₂ Zertifikate werden daher in der Diskussion in Kapitel 8 beleuchtet.

7.3.4 BtL Gesamtsystem

Für die Gesamtbetrachtung der Herstellkosten von Benzin werden die beiden Konfigurationen gewählt, die bereits bei der Betrachtung des Kapitalbedarfs des BtL Gesamtsystems in Kapitel 7.2.4 gewählt wurden. Der einzige Unterschied zwischen diesen beiden Konfigurationen der BtL Anlage ist die Zusammensetzung der Einsatzstoffe. Für die Gegenüberstellung in der folgenden Abbildung wurden die Kostenbestandteile der einzelnen Teilsysteme Pyrolyse, Synthesegaserzeugung sowie Synthese jeweils farblich gekennzeichnet. In jedem Teilsystem wird elektrischer Strom verbraucht, aber nur im Teilsystem Synthese wird Strom erzeugt. Alle Kosten und Erlöse, die sich durch Verbräuche und Erzeugung in den drei Teilsystemen ergeben, werden für die folgende Abbildung zusammengefasst. Insgesamt ergibt sich ein Erlös für den Verkauf von elektrischem Strom.

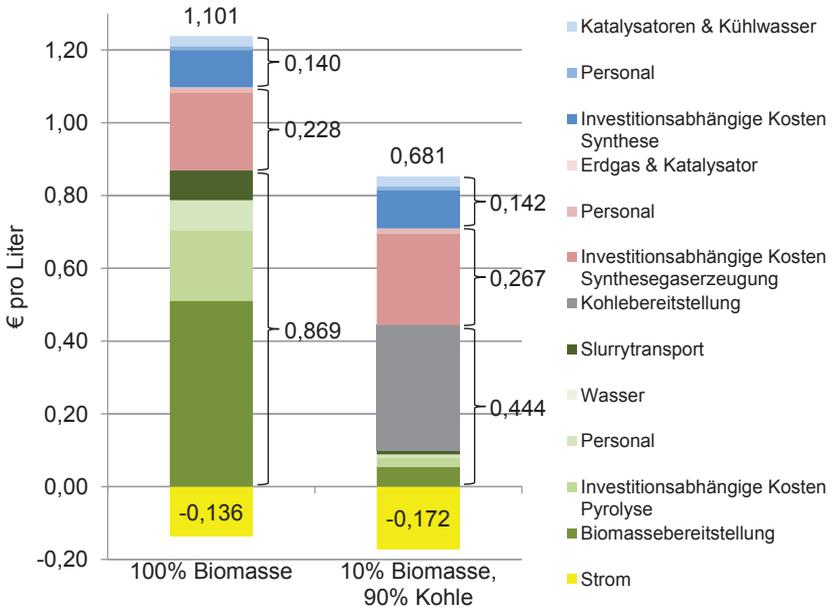


Abbildung 7-10: Herstellkosten des BtL Gesamtsystems für Benzin via DME Synthese

Die Gegenüberstellung der Herstellkosten für Benzin der beiden Konfigurationen zeigt, dass durch die Umstellung von 100% Biomasse auf 10% Biomasse und 90% Kohle erhebliche Einsparungen bei den Einsatzstoffen der Flugstromdruckvergasung erzielt werden können.

Weiterhin stehen durch die Umstellung der Einsatzstoffe und die Reduktion der Anzahl an Pyrolyseanlagen auf eine Anlage mehr Erlöse aus elektrischem Strom zur Verfügung. Die Zusammensetzung der Herstellkosten für Benzin aus ausschließlich Biomasse zeigt, dass die Biomassebereitstellung bereits über 0,51 €/l der Herstellkosten verursacht und damit den wichtigsten Einflussfaktor auf die Herstellkosten der BtL Produkte darstellt. Die investitionsabhängigen Kosten folgen an zweiter Stelle. In Summe über die drei Teilsysteme tragen diese knapp 0,51 €/l zu den Herstellkosten bei. Diese und weitere Einflussfaktoren auf die Herstellkosten der in dieser Arbeit betrachteten Endprodukte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen werden in der Sensitivitätsanalyse des BtL Gesamtsystems in Kapitel 7.4.4 betrachtet.

7.4 Sensitivitätsanalyse

Alle in dieser Arbeit angewandten Methoden zur Ermittlung der Stoff- und Energiebilanzen, Investitionen sowie Konversions- und Herstellkosten sind mit Unsicherheiten behaftet. Dies liegt in erster Linie an allgemeinen Schwankungen, die Preise für Rohstoffe oder Ingenieurdienstleistungen betreffen und die sich durch sich ständig ändernde Rahmenbedingungen ergeben. Weitere Unsicherheiten ergeben sich aus den Unsicherheiten in den einzelnen Verfahrensschritten, die zum jetzigen Entwicklungsstand noch nicht großtechnisch realisiert werden konnten. An dieser Stelle dient die Sensitivitätsanalyse dazu, den Einfluss dieser Unsicherheiten sowie geänderter Rahmenbedingungen auf die Herstell- bzw. Bereitstellungskosten der jeweiligen Produkte der Teilsysteme und des Gesamtsystems zu untersuchen. Mit der Sensitivitätsanalyse soll die Robustheit der Ergebnisse gegenüber Veränderungen relevanter Kalkulationsparameter innerhalb realistischer Schwankungsbreiten dargestellt werden.

Bei der Interpretation der Ergebnisse mit Hilfe der Sensitivitätsanalyse stellt die Genauigkeit der in dieser Arbeit verwendeten Methodik einen wichtigen Aspekt dar. Da es sich bei den Versuchsergebnissen, die zur Modellierung der kommerziellen Umsetzung des BtL Konzepts um Daten aus Labor- bzw. Pilotanlagen handelt, können sich durch die Skalierung der Prozesse Änderungen in den Ausbeuten der jeweiligen Produkte ergeben. Weiterhin wird die Schätzung der Investitionen beispielsweise durch die volatile Preisentwicklungen verfahrenstechnischer Anlagen oder Währungen beeinflusst. Die in dieser Arbeit ermittelten Ergebnisse sind mit Unsicherheiten im Bereich von $\pm 20\%$ behaftet. Dies bedeutet, dass die ermittelten

Konversions- und Herstellkosten sowie Mindestabsatzpreise nicht als Punktergebnis, sondern als Ergebnisbereich interpretiert werden sollten. Die Sensitivitätsanalyse zeigt auf, wie diese Bereiche entstehen und durch welche Kalkulationsparameter sie am stärksten beeinflusst werden. Auch wenn die absoluten Ergebnisse folglich nur eingeschränkt belastbar sind, bleiben die relativen Ergebnisse der jeweils betrachteten Konfigurationen zueinander robust, da der Großteil der Einflüsse, die die Ergebnisse abweichen lassen, auf alle Konfigurationen gleichermaßen wirken und die Reihenfolge der Konfigurationen dadurch nicht verändert wird.

7.4.1 Pyrolyse

Im Teilsystem Pyrolyse werden die folgenden Parameter jeweils um $\pm 25\%$ ihres in den vorangegangenen Kapiteln ermittelten oder angenommenen Wertes variiert, während alle anderen Kalkulationsparameter konstant gehalten werden:

- Anlagenverfügbarkeit
- Gesamtinvestitionen,
- Kalkulationszins,
- Nutzungsdauer,
- Biomassebereitstellungskosten und
- Slurrytransportkosten.

In der folgenden Abbildung werden die Einflüsse dieser Kalkulationsparameter auf die Slurrybereitstellungskosten dargestellt. Je größer der Betrag der Steigung einer Kurve, desto höher ist der Einfluss des dazugehörigen Parameters auf die Bereitstellungskosten des Slurrys.

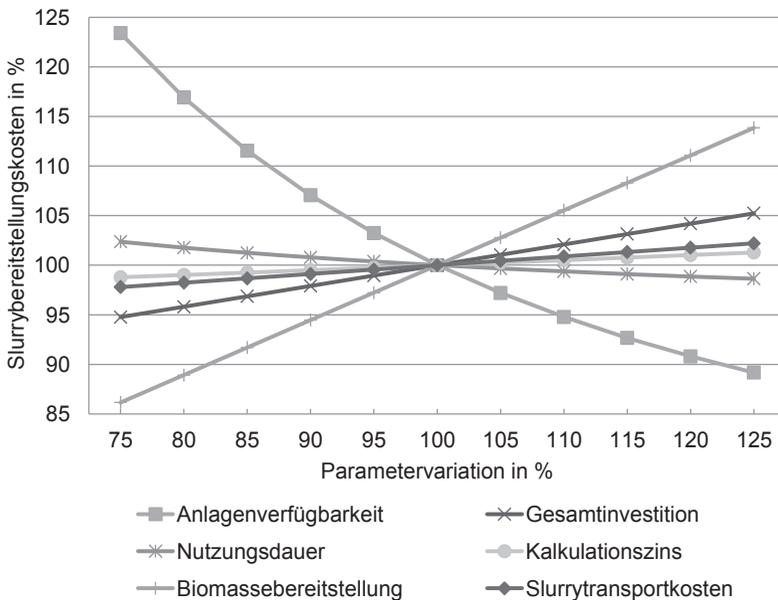


Abbildung 7-11: Sensitivitätsanalyse für die Bereitstellungskosten des Slurrys frei Vergasungs- und Syntheseanlage

In Abbildung 7-11 wird deutlich, dass die Slurrybereitstellungskosten am stärksten mit der Verfügbarkeit der Pyrolyseanlage variieren. Als Ausgangspunkt wurde eine jährliche Verfügbarkeit von 80% gewählt, die sich mit zunehmender Betriebserfahrung steigern lassen könnte. Allerdings konnten bislang noch keine Erfahrungen mit einer Pyrolyseanlage im Dauerbetrieb gesammelt werden. Die Sensitivität der Slurrybereitstellungskosten wird insbesondere bei einer Verminderung der Anlagenverfügbarkeit deutlich. Eine Reduktion der Anlagenverfügbarkeit um 25% auf 60% bzw. 5.256 Betriebsstunden pro Jahr, schlägt sich fast in gleichem Umfang in einer Erhöhung der Slurrybereitstellungskosten nieder. Die zweitstärksten Abweichungen der Slurrybereitstellungskosten werden durch die variierenden Kosten der Biomassebereitstellung verursacht. Eine Erhöhung oder Reduktion der Biomassebereitstellungskosten schlägt sich ungefähr in halbem Umfang in den Slurrybereitstellungskosten nieder. Weitere wesentliche Veränderungen der Slurrybereitstellungskosten werden durch Abweichungen bei der Gesamtinvestition der Pyrolyseanlage verursacht. An dieser Stelle sei nochmals erwähnt, dass die angewandte Methode zur Schätzung der Investitionen mit einer Unschärfe von ca. $\pm 20\%$

behaftet ist und somit eine Schwankung der Slurrybereitstellungskosten um $\pm 5\%$ aus dieser Unschärfe resultiert. Mit sinkendem Einfluss auf die Bereitstellungskosten des Slurrys folgen die Kalkulationsparameter Nutzungsdauer der Pyrolyseanlage, Slurrytransportkosten und Kalkulationszins.

7.4.2 Synthesegaserzeugung

Im Teilsystem Synthesegaserzeugung werden die folgenden Parameter jeweils um $\pm 25\%$ ihres in den vorangegangenen Kapiteln ermittelten oder angenommenen Wertes variiert, während alle anderen Kalkulationsparameter konstant gehalten werden:

- Anlagenverfügbarkeit
- Gesamtinvestitionen,
- Kalkulationszins,
- Nutzungsdauer,
- Slurrybereitstellungskosten,
- Personalkosten und
- Strompreis.

In der folgenden Abbildung werden die Einflüsse dieser Kalkulationsparameter auf die Herstellkosten des Synthesegases dargestellt. Die betrachtete Konfiguration SE-6 der Synthesegaserzeugung stellt die kostengünstigste Konfiguration mit ausschließlich biomassebasiertem Slurryeinsatz dar. Je größer der Betrag der Steigung einer Kurve, desto höher ist der Einfluss des dazugehörigen Parameters auf die Herstellkosten des Synthesegases.

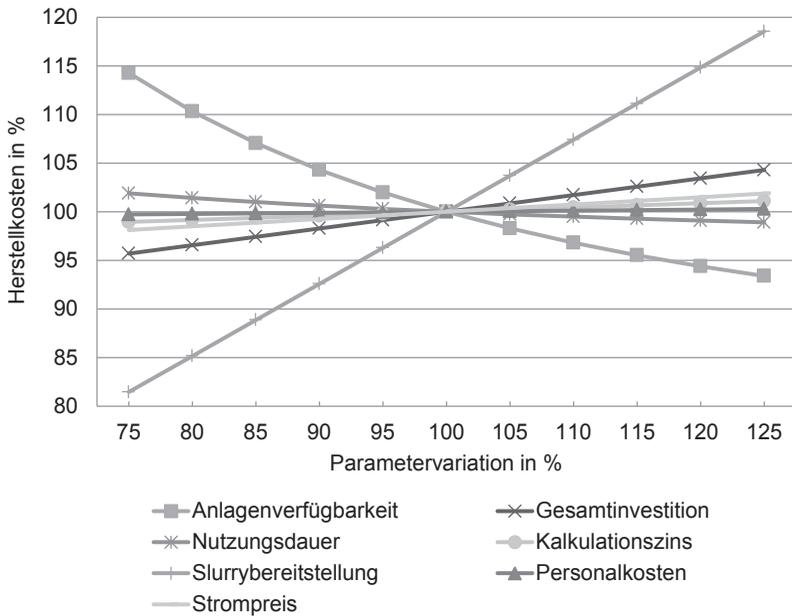


Abbildung 7-12: Sensitivitätsanalyse für die Herstellkosten von Synthesegas

Die Sensitivitätsanalyse in Abbildung 7-12 stellt die Abhängigkeit der Herstellungskosten des Synthesegases von den Bereitstellungskosten des Biomasselurrys dar. Eine Änderung der Bereitstellungskosten des Biomasselurrys um 25% bedeutet eine Änderung der Herstellkosten des Synthesegases um knapp 19%. Der Umstand, dass die Bereitstellungskosten des Biomasselurrys die Synthesegasherstellkosten dominieren, ist den Systemgrenzen des Teilsystems geschuldet. Die Bereitstellungskosten des Biomasselurrys umfassen sämtliche Kosten, die von der Bereitstellung der Biomasse bis hin zum Transport des Slurrys zur zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage anfallen. Um mögliche Kostensenkungspotentiale bei der Bereitstellung des Slurrys zu untersuchen, werden in der Diskussion im folgenden Kapitel die hier betrachtete Konfiguration 6 mit der entsprechenden Konfiguration SE-9, die 90% des Biomasselurrys durch Kohleslurry ersetzt, verglichen. Weiterhin zeigt die Sensitivitätsanalyse die Bedeutung der Anlagenverfügbarkeit auf. Ein Ausfall der Anlage und ein damit verbundener Rückgang der jährlichen Betriebsdauer um 25% würde eine Steigerung der Herstellkosten von Synthesegas um gut 14% verursachen. Der entgegengesetzte Fall einer Steigerung der Anlagenverfügbarkeit beispielsweise durch gesammelte

Erfahrungen im Betrieb über die im Basisszenario angenommen 80% hat einen deutlich geringeren Effekt. Selbst bei einer Steigerung auf 100% Anlagenverfügbarkeit betrüge das Kostensenkungspotential für die Herstellung von Synthesegas nur knapp 7%, da für die zusätzlichen Betriebsstunden weiterhin verbrauchsabhängige Kosten anfallen. Nach der Anlagenverfügbarkeit besitzt die Gesamtinvestition über die Höhe der Investition selbst sowie die Variation der Nutzungsdauer einen wichtigen Einfluss auf die Herstellkosten des Synthesegases. Der Strompreis hingegen verursacht bei einer Änderung von 25% nur eine Änderung in den Herstellkosten des Synthesegases von ca. 2%. Der Einfluss von Personalkosten und Preisen für Erdgas und Wassergas-Shiftkatalysatoren ist noch geringer. Die Sensitivitätsanalyse der Preise für Erdgas und Wassergas-Shiftkatalysatoren wird nicht in Abbildung 7-12 dargestellt.

7.4.3 Synthese

Im Teilsystem Synthese werden die folgenden Parameter jeweils um $\pm 25\%$ ihres in den vorangegangenen Kapiteln ermittelten oder angenommenen Wertes variiert, während alle anderen Kalkulationsparameter konstant gehalten werden:

- Anlagenverfügbarkeit
- Gesamtinvestitionen,
- Kalkulationszins,
- Nutzungsdauer,
- Synthesegasbereitstellungskosten,
- Personalkosten und
- Strompreis.

In der folgenden Abbildung werden die Einflüsse dieser Kalkulationsparameter auf die Benzinherstellkosten via DME Synthese dargestellt. Auf Basis der massebezogenen Herstellkosten stellt die 80 bar Konfiguration die günstigste Konfiguration zur Herstellung von Benzin aus ausschließlich Biomasse dar. Je größer der Betrag der Steigung einer Kurve, desto höher ist der Einfluss des dazugehörigen Parameters auf die Herstellkosten des Synthesegases.

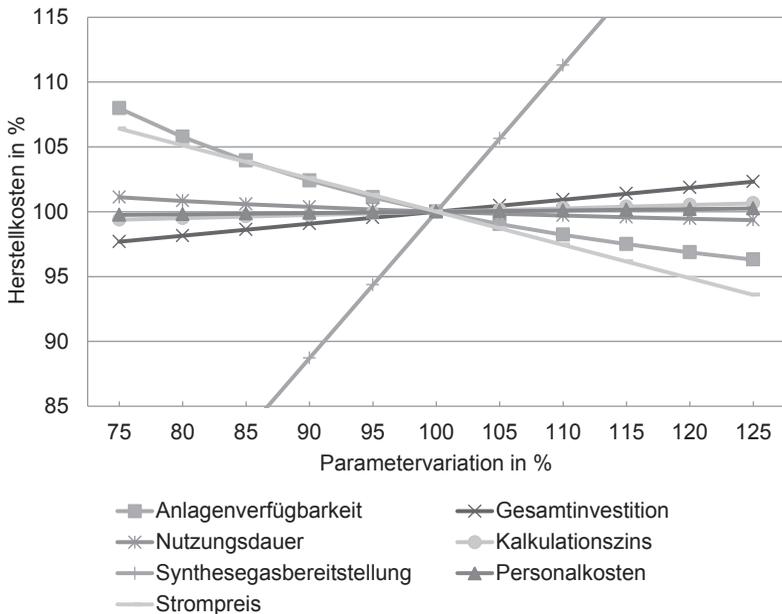


Abbildung 7-13: Sensitivitätsanalyse für die Herstellkosten von Benzin via DME Synthese

Wie bereits in Tabelle 7-11 ersichtlich, stellen die Bereitstellungskosten des Synthesegases den größten Einfluss auf die Herstellkosten der jeweiligen Endprodukte dar. Da die Bereitstellungskosten des Synthesegases im Fall der Benzinherstellung via DME Synthese größer sind als die Differenz aus allen übrigen Kosten und den Erlösen der Stromerzeugung, bedeutet eine Senkung der Synthesegasbereitstellungskosten um 10% eine Senkung der Benzinherstellkosten um gut 11%. Der Einfluss dieses Parameters ist ein Ergebnis der gewählten Systemgrenze, da dieser sämtliche Kosten von der Bereitstellung der Biomasse bis einschließlich der Reinigung des Synthesegases enthält. Weitere wichtige Einflussfaktoren sind die Anlagenverfügbarkeit sowie der Strompreis, der für die Nettostromerzeugung erzielt werden kann. Die Anlagenverfügbarkeit besitzt im Falle einer Verringerung den zweitgrößten Einfluss auf die Benzinherstellkosten. Würde der Strompreis um 25% steigen und damit die Erlöse aus der Vermarktung des Nebenprodukts der Synthese, würden die Herstellkosten von Benzin um gut 6% sinken. Es folgen die Einflüsse der investitionsabhängigen Kosten des Teilsystems Synthese auf die Benzinherstellkosten über die Kalkulations-

parameter Höhe der Gesamtinvestition, Nutzungsdauer und Kalkulationszinssatz. Die Personalkosten haben nur noch einen geringen Einfluss auf das Gesamtergebnis. Bei einer Erhöhung um 25% ergibt sich nur noch eine Erhöhung der Benzinherstellkosten um 0,25%. Der Einfluss der Kosten für Katalysatoren und Kühlwasser ist noch geringer und daher nicht in Abbildung 7-13 dargestellt.

7.4.4 BtL Gesamtsystem

Die Betrachtung der Herstellkosten des BtL Gesamtsystems in Kapitel 7.3.4 hat gezeigt, dass die Biomassebereitstellungskosten den größten Kostenbestandteil darstellen. Aus diesem Grund werden die Herstellkosten aller betrachteten Endprodukte im Folgenden in Abhängigkeit von den Biomassebereitstellungskosten dargestellt. Die betrachtete Spannweite reicht von 25 €/t Trockenmasse, die den Transportkosten des in dieser Arbeit betrachteten Stroh entsprechen, bis 200 €/t Trockenmasse. Die bislang ermittelten Ergebnisse basieren auf 85 €/t Trockenmasse. Um die Vergleichbarkeit der Herstellkosten für die verschiedenen Endprodukte zu gewährleisten, wird für alle Endprodukte die Konfiguration P-4 des Teilsystems Pyrolyse und die Konfiguration SE-6 und SE-8 des Teilsystems Synthesegaserzeugung gewählt. Diese entsprechen einem Einsatz von 100% Biomasse. Im Teilsystem Synthese werden alle Syntheserouten jeweils in der 80 bar Konfiguration betrachtet.

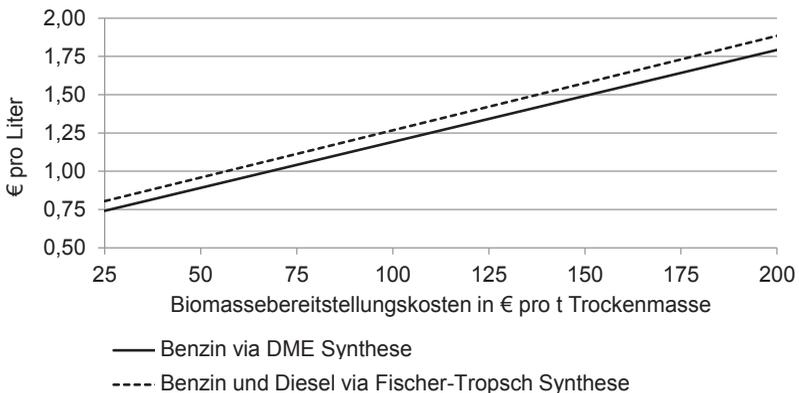


Abbildung 7-14: Herstellkosten für BtL Kraftstoffe in Abhängigkeit von den Biomassebereitstellungskosten

Die Kurven der Herstellkosten für Benzin via DME Synthese sowie Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese in Abbildung 7-14 verlaufen annähernd parallel, da über beide Syntheserouten nahezu die gleiche Menge an Kraftstoffen hergestellt wird. Für steigende Biomassebereitstellungskosten wird der Anteil der übrigen Bestandteile der Herstellkosten geringer, so dass die Kurven aufeinander zulaufen. Bei einer Verdopplung der Biomassebereitstellungskosten steigen die Herstellkosten für Benzin via DME Synthese um 34% und für Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese um 32%.

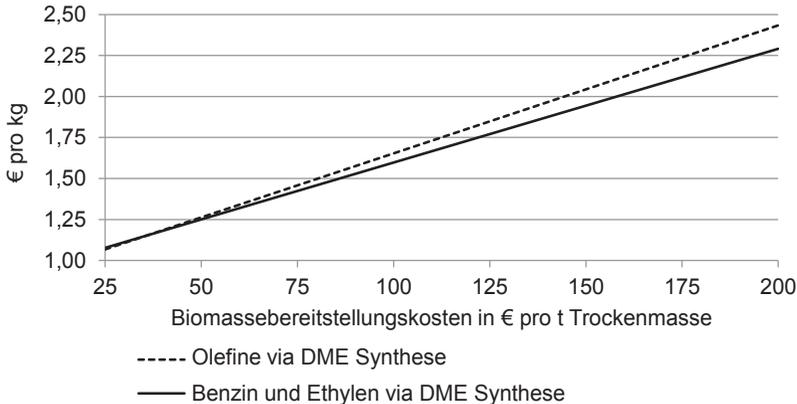


Abbildung 7-15: Herstellkosten für BtL Chemikalien in Abhängigkeit von den Biomassebereitstellungskosten

Der Vergleich der Herstellungskosten von Olefinen bzw. Benzin und Ethylen via DME Synthese in Abbildung 7-15 zeigt Kurven mit deutlich unterschiedlichen Steigungen. Die Kurve der Olefinherstellung verläuft steiler, da im Vergleich zur Co-Produktion von Benzin und Ethylen ca. 11% weniger Endprodukte anfallen. Die steigenden Kosten der Biomassebereitstellung werden im Fall der Olefinherstellung auf eine geringere Menge an Endprodukten verteilt, so dass der Abstand zwischen den beiden Kurven immer größer wird. Für den Fall einer Verdopplung der Biomassebereitstellungskosten steigen die Herstellkosten für Olefine via DME Synthese um 31% und für Benzin und Ethylen via DME Synthese um 28%.

Die Bedeutung der in diesem Kapitel erläuterten Ergebnisse der Stoff- und Energiebilanzierung, Investitions-, Konversions- und Herstellkostenschätzung sowie der Sensitivitätsanalyse für die weitere Entwicklung des BtL Gesamtsystems wird im folgenden Kapitel dargelegt.

8 Diskussion der Bewertungsergebnisse und Schlussfolgerungen

In diesem Kapitel werden die gewonnenen Erkenntnisse für die weitere Entwicklung des betrachteten BtL Konzepts dargelegt. Mit Hilfe des im Zuge dieser Arbeit entwickelten techno-ökonomischen Bewertungsansatzes werden Entwicklungspotentiale der einzelnen, in den Teilsystemen eingesetzten Technologien aufgezeigt. Weiterhin wird untersucht, unter welchen Umständen die betrachteten Zwischen- bzw. Endprodukte des BtL Konzepts konkurrenzfähig zu anderen, auf fossilen Rohstoffen basierenden Einsatzstoffen und Produkten hergestellt werden können. Für die Endprodukte werden daher Mindestabsatzpreise ausgewiesen und deren Relation zu aktuellen Marktpreisen untersucht. In der abschließenden Betrachtung werden mögliche Subventionen der biomassebasierten Kraftstoffe und Chemikalien durch den Handel von CO₂ Zertifikaten sowie die Reduktionen der Mineralölsteuer untersucht.

8.1 Herstellung von Pyrolyseslurry aus Biomasse

In diesem Abschnitt werden zunächst die Ergebnisse aus der Gegenüberstellung der acht möglichen Konfigurationen der Pyrolyseanlage in Bezug auf die weitere Entwicklung diskutiert. Anschließend werden die Ergebnisse der in der Gesamtbetrachtung als geeignet identifizierten Konfiguration zur Herstellung von Pyrolyseslurry mit alternativen Einsatzstoffen für einen Flugstromdruckvergaser, nämlich Kohle und Erdgas, verglichen.

8.1.1 Wahl einer geeigneten Konfiguration der Pyrolyseanlage

Durch die alternativen Trocknungsvarianten ergeben sich in der Energieausbeute der jeweiligen Konfigurationen der Pyrolyseanlage keine Veränderungen. Der einzige Unterschied besteht im Wassergehalt des Slurrys. Um einen stabilen transportfähigen Slurry zu erhalten gilt ein Verhältnis von 2:1 zwischen Flüssigkeit und Feststoff als Untergrenze. Im Falle der Trocknung der Biomasse auf nahezu 0% Wassergehalt wird dieses Verhältnis unterschritten, so dass der in diesen Konfigurationen hergestellte Slurry vor dem Einsatz im Flugstromdruckvergaser mit zusätzlichem Wasser stabilisiert werden muss. Für die erweiterte Trocknung spricht die Senkung des thermischen Energiebedarfs der Schnellpyrolyseanlage. Zwar muss für den

Trocknungsprozess mehr Energie aufgewendet werden, aber dafür wird der Energiebedarf der Pyrolyse gesenkt, da das zuvor entfernte Wasser nicht auf 500°C erhitzt werden muss. Dieser Effekt in der Pyrolyseeinheit überkompensiert somit den gesteigerten Energiebedarf der Trocknung. Der thermische Energiebedarf der Schnellpyrolyse soll durch die Verbrennung des bei der Pyrolyse entstehenden Gases gedeckt werden. Die im Pyrolysegas enthaltene Energie reicht jedoch nur bei optimaler Prozessführung aus, um die Schnellpyrolyseanlage im Falle einer Trocknung auf 8% Wassergehalt vollständig versorgen zu können. Es empfiehlt sich daher eine Trocknung auf einen Wassergehalt im Bereich von 5 bis 6%, um den gesamten thermischen Energiebedarf der Anlage an die im Pyrolysegas enthaltene Energie anzupassen. Auf diese Weise kann der Grenzwert für den stabilen Slurry eingehalten und die Energie des Pyrolysegas, das nicht in den Slurry eingearbeitet werden kann, optimal ausgenutzt werden.

Die Entscheidung für einen Wärmeträgerkreislauf mit Sand oder Stahlkugeln hat keinen Einfluss auf die in der Schnellpyrolyseanlage gewonnenen Produkte. Die Empfehlung für eine der beiden Varianten basiert auf dem Energieverbrauch der jeweiligen technischen Ausführung. Wie in Kapitel 7.1.1 beschrieben, ist der thermische Energiebedarf im Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln auf Grund des schlechteren Wirkungsgrades für den Wärmeübergang im Wärmetauscher größer als der des Wärmeträgerkreislaufs mit Sand, da dort ein direkter Wärmeübergang im pneumatischen Lift stattfindet. Allerdings wird der pneumatische Lift über ein Wälzgasgebläse betrieben, dessen elektrischer Energiebedarf um ca. 0,5 MW_e größer ist als der des mechanisch betriebenen Becherwerks. Bezieht man allerdings in die Betrachtung ein, dass die elektrische Energie eventuell aus Biomasse erzeugt wird und der Wirkungsgrad für diese Umwandlung ungefähr 30% beträgt, erscheint die Lösung mit mechanischem Becherwerk und Wärmeträger Stahlkugeln aus energetischer Sicht vorteilhaft. Dieses Ergebnis wird auch aus ökonomischer Sicht durch die höheren Stromkosten bestätigt.

Auch für die Produktgewinnung wird in dieser Arbeit angenommen, dass die Eigenschaften des Slurrys unabhängig von der drei- bzw. zweistufigen Variante sind. Bei der dreistufigen Produktgewinnung werden Koks, organisches Kondensat und wässriges Kondensat getrennt gewonnen. Die Abscheidung des Kokses in der ersten Stufe der Produktgewinnung erfolgt mit einem Heißzyklon bei einer Temperatur von ca. 500°C. Der auf diese Weise gewonnene Koks kann in einem Wärmetauscher, der von den zur

Trocknung verwendeten Rauchgasen durchströmt wird, heruntergekühlt werden und die im Koks enthaltene thermische Energie kann so zurückgewonnen werden. Da die thermische Energie des Pyrolysegases wie bereits erwähnt nur knapp ausreicht, um die Pyrolyseanlage vollständig zu versorgen, erscheint diese Wärmerückgewinnung sinnvoll. Die Wärmerückgewinnung der thermischen Energie aus den Pyrolyseprodukten ist allerdings nur bei der dreistufigen Produktgewinnung möglich, da in den Kondensationsstufen der zweistufigen Produktgewinnung das Temperaturniveau bereits zu niedrig ist. Für die Konfiguration mit einer zweistufigen Produktgewinnung ist also die oben genannte Anpassung der Biomassekonditionierung notwendig, um die Eigenversorgung der Pyrolyseanlage mit thermischer Energie sicherzustellen. Aus ökonomischer Sicht ist die Konfiguration mit zweistufiger Produktgewinnung auf Grund der niedrigeren investitionsabhängigen Kosten vorteilhaft.

8.1.2 Gegenüberstellung verschiedener Einsatzstoffe des Flugstromdruckvergasers

Die ermittelten Bereitstellungskosten des Slurrys basieren auf der Konfiguration P-4 der Pyrolyseanlage mit Konditionierung der Biomasse auf ca. 8% Wassergehalt, Wärmeträgerkreislauf mit Stahlkugeln und zweistufiger Produktgewinnung. Weiterhin wurden für die Berechnung der Bereitstellungskosten die Transportkosten des Slurrys aus den dezentralen Pyrolyseanlagen zur zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage sowie die auftretenden Lerneffekte, die aus der Errichtung von insgesamt elf Pyrolyseanlagen resultieren, berücksichtigt. Insgesamt ergeben sich Slurrybereitstellungskosten frei Vergasungs- und Syntheseanlage in Höhe von ca. 37 €/MWh. Die Herstellungskosten des Slurrys werden in folgender Abbildung mit den Preisen für weitere Einsatzstoffe eines Flugstromdruckvergasers verglichen.

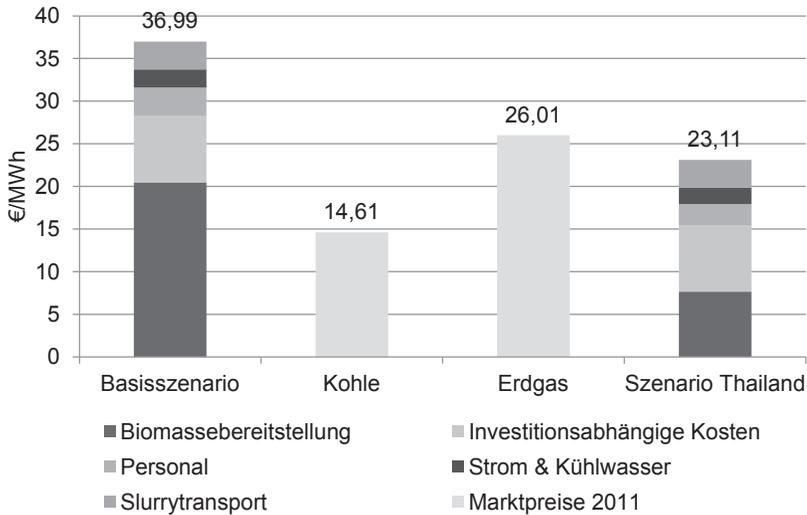


Abbildung 8-1: Herstellkosten für Pyrolyseslurry, Kohle und Erdgas im Vergleich

Um die Bereitstellungskosten des Slurrys vergleichbar zu machen, werden die Marktpreise für importierte Steinkohle und Erdgas herangezogen. Beide werden bereits in CtL- bzw. GtL-Anlagen zu Kraftstoff verarbeitet und können im betrachteten Flugstromdruckvergaser ohne großen technischen Aufwand eingesetzt werden. Die Preise für Importsteinkohle und Erdgas in Deutschland betragen im Jahr 2011 durchschnittlich 14,61 €/MWh bzw. 26,01 €/MWh (Destatis 2012a). Aus der voranstehenden Abbildung wird deutlich, dass die Bereitstellungskosten des Slurrys um das 2,5- bzw. 1,4-fache über dem Preisniveau von Kohle und Erdgas liegen. Eine Realisierung des betrachteten BtL Konzepts, die rein auf Biomasse basiert, ist vor dem Hintergrund der heutigen Preissituation für fossile Rohstoffe kurzfristig sehr unwahrscheinlich und muss daher als langfristige Entwicklungsperspektive betrachtet werden. Als mittelfristiges Entwicklungsszenario des betrachteten BtL Konzepts wird daher eine Vergasungs- und Syntheseanlage betrachtet die zu 10% mit biomassebasiertem Pyrolyseslurry und zu 90% mit kohlebasierendem Slurry bedient wird.

In der Sensitivitätsanalyse in Kapitel 7.4.1 wurde deutlich, dass die Biomassebereitstellungskosten einen wesentlichen Einfluss auf die Slurrybereitstellungskosten haben. Dieser Aspekt wurde in einer Fallstudie in Zusammenarbeit mit der Eastern Asia University in Thailand näher untersucht

(Trippe et al. 2010). In dieser Fallstudie wurde die Ermittlung der Slurrybereitstellungskosten auf Basis von Biomasseabfällen der Palmölproduktion durchgeführt, die zu Bereitstellungskosten von knapp 32 €/t Trockenmasse frei Pyrolyseanlage verfügbar und damit um über 60% günstiger als Reststroh in Deutschland sind. Weitere Unterschiede in der Kalkulation sind die um 25% niedrigeren Personalkosten, die für Thailand durchschnittlich ca. 42.000 € pro Arbeitskraft betragen und die um 10% niedrigeren Strompreise. Unter diesen Annahmen ergeben sich für das Szenario Thailand, wie in Abbildung 8-1 dargestellt, Slurrybereitstellungskosten in Höhe von 23,11 €/MWh. Damit lägen die Slurrybereitstellungskosten zwischen den Preisen von Kohle und Erdgas. Diese Relation verhält sich genau entgegengesetzt der Weiterverarbeitungs Komplexität für feste, flüssige und gasförmige Einsatzstoffe im Flugstromdruckvergaser. Im Szenario Thailand wird der Einfluss der Biomassebereitstellungskosten auf die Konkurrenzfähigkeit des betrachteten BtL Konzepts deutlich.

8.2 Herstellung von Synthesegas aus Pyrolyseslurry

Für das Teilsystem Synthesegaserzeugung werden zunächst die Ergebnisse aus der Gegenüberstellung der zehn möglichen Konfigurationen bezüglich der weiteren Entwicklung der verfahrenstechnischen Anlagen diskutiert. Anschließend werden die Ergebnisse der in der Gesamtbetrachtung als geeignet identifizierten Konfiguration zur Herstellung von Synthesegas aus ausschließlich Biomasse mit dem alternativen Einsatz von nur 10% biomassebasiertem Slurry und 90% Kohle als mittelfristiges Szenario für die Kommerzialisierung der betrachteten Anlage verglichen.

8.2.1 Wahl einer geeigneten Konfiguration der Synthesegaserzeugung

Für die Synthesegaserzeugung wurden in zehn unterschiedlichen Konfigurationen die Auswirkungen der Variation des Betriebsdruckes, des Vergasungsmittels, des $H_2:CO$ Verhältnisses sowie des Einsatzstoffes untersucht. Im Folgenden werden die Ergebnisse der jeweiligen Variation zusammengefasst.

Wie in Kapitel 5.3.2.1 am Beispiel des Flugstromdruckvergasers erläutert, hat die Änderung des Betriebsdruckes Auswirkung auf die Kapazität bzw. die Baugröße verfahrenstechnischer Anlagen. Aus energetischer Sicht bringt die geringere Baugröße Vorteile bei den thermischen Verlusten, welche

wiederum Einsparungen beim Sauerstoff sowie dem elektrischen Energiebedarf der Synthesegaserzeugung bedeuten. In der Ausbeute an Synthesegas ergeben sich für die unterschiedlichen Betriebsdrücke nur sehr geringfügige Unterschiede. Zwar ist im Produktgas auf Grund der verringerten Oxidation mehr Synthesegas enthalten, die Verluste an Synthesegas bei höherem Betriebsdruck in der Synthesegasreinigung kompensieren diesen Vorteil jedoch. Die Zusammensetzung des Synthesegases unterscheidet sich bei unterschiedlichen Betriebsdrücken nur wenig. Ein weiterer Vorteil der Konfigurationen mit 80 bar Betriebsdruck ist die zusätzliche mechanische Energie im Vergleich zum Synthesegas mit einem Druck von ca. 40 bar, da diese in einer nachgeschalteten Turbine teilweise in elektrische Energie umgewandelt und zur Deckung des Eigenbedarfs genutzt werden kann. Die Betrachtung der Gesamtinvestition zeigt die Vorteile der geringeren Baugröße der Anlagenteile beim Kapitalbedarf. Dieser Effekt ist vor allem beim Flugstromdruckvergaser zu erkennen. Bei anderen Bauteilen verursacht der höhere Betriebsdruck oft eine Steigerung der Materialanforderung und damit auch des Kapitalbedarfs. Schließlich stellen die Konfigurationen mit 80 bar Betriebsdruck auch aus Sicht der Konversions- und Herstellkosten die günstigeren Konfigurationen dar, die sich aus den niedrigeren Gesamtinvestitionen und dem niedrigeren Verbrauch an Einsatzstoffen ergeben. Insgesamt sind die Konfigurationen mit 80 bar Betriebsdruck in allen Kategorien der techno-ökonomischen Bewertung überlegen.

Für die Wahl des Vergasungsmittels werden Konfigurationen, die ausschließlich Sauerstoff einsetzen, mit einer Kombination aus Sauerstoff und Wasserdampf verglichen. In der energetischen Betrachtung stellt sich die Kombination aus Sauerstoff und Wasserdampf als nachteilig heraus, da der Wasserdampf zwar mit der Abwärme des Flugstromdruckvergasers erzeugt wird, aber zusätzlich verdichtet und in einem Erdgasbrenner überhitzt werden muss. Weiterhin wird der Wasserdampf mit einer Temperatur von ca. 800°C in den Flugstromdruckvergaser eingedüst, so dass dieser durch eine erweiterte Oxidation des Einsatzstoffes auf die Vergasungstemperatur von 1.200°C erhitzt werden muss. Der erhoffte Vorteil dieser Konfigurationen durch den Wegfall der nachgeschalteten Wassergas-Shiftreaktoren in Bezug auf die Gesamtinvestition wird jedoch durch die zusätzlichen Investitionen für die Bereitstellung des Wasserdampfes sowie die größere Kapazität des Kondensat- und Quenchwassersystems überlagert. Auch in Bezug auf die Konversions- und Herstellkosten stellen sich diese Konfigurationen auf Grund der höheren

investitionsabhängigen Kosten und des zusätzlichen Bedarfs an Strom und Erdgas als ungünstigste Konfigurationen in der Bewertung heraus.

Die Anpassung des $H_2:CO$ Verhältnisses für eine DME bzw. Fischer-Tropsch Synthese hat nur einen sehr geringen Einfluss auf die Stoff- und Energiebilanzen. Der wichtigste Unterschied ist die Zusammensetzung des Synthesegases in Bezug auf das $H_2:CO$ Verhältnis. Dieses beträgt 1:1 für die DME und 2:1 für die Fischer-Tropsch Synthese. Auf Grund der erweiterten Wassergas-Shiftreaktion, um das $H_2:CO$ Verhältnis im Produktgas von knapp unter 1:1 auf 2:1 anzuheben, ist im konditionierten Produktgas deutlich mehr CO_2 enthalten. Die Entfernung dieses zusätzlichen CO_2 in der Synthesegasreinigung verursacht den Großteil der Unterschiede bei den Gesamtinvestitionen. Die Kapazitätserweiterung der Wassergas-Shiftreaktoren verursacht weiterhin einen zusätzlichen Kapitalbedarf. Im Vergleich der Herstellkosten des Synthesegases liegen die Werte der Konfigurationen mit einem $H_2:CO$ Verhältnis von 2:1 nur ca. 1% über denen mit einem $H_2:CO$ Verhältnis von 1:1. Als Gesamtergebnis der techno-ökonomischen Gegenüberstellung bezüglich der Wahl des $H_2:CO$ Verhältnisses kann keine eindeutige Entscheidung gefällt werden. Die Vorteilhaftigkeit der einen oder anderen Konfiguration muss sich in der nachfolgenden DME bzw. Fischer-Tropsch Synthese zeigen.

Als Einsatzstoffe werden auf der einen Seite eine Versorgung der Anlage mit ausschließlich biomassebasiertem Slurry betrachtet und auf der anderen Seite eine Versorgung mit 10% Biomasseslurry und 90% Kohle. Da die Kohle für den Einsatz zunächst mit Wasser zu einem Slurry verarbeitet wird, entsteht ein zusätzlicher elektrischer Energiebedarf für diese Konfigurationen. Den wichtigsten Unterschied in der energetischen Gegenüberstellung dieser Konfigurationen stellt jedoch die um $200^\circ C$ höhere Vergasungstemperatur dar. Diese ist notwendig, um sicherzustellen, dass der Schmelzpunkt der in der Kohle enthaltenen Asche überschritten wird. Durch die damit verbundenen höheren thermischen Verluste im Flugstromdruckvergaser sind die Konfigurationen mit Kohleeinsatz aus energetischer Sicht schlechter. Weiterhin weisen diese Konfigurationen ebenfalls höhere Gesamtinvestitionen aus, diese werden jedoch durch die zusätzlichen verfahrenstechnischen Anlagen zur Bereitstellung des Kohleslurrys verursacht. Der Kapitalbedarf der Pyrolyseanlagen zur Bereitstellung des Biomasseslurrys wird jedoch nicht im Teilsystem der Synthesegaserzeugung betrachtet, so dass der Vergleich der Gesamtinvestitionen dieser Konfigurationen nicht zulässig

ist. In Bezug auf die Herstellkosten des Synthesegases ist die Vergleichbarkeit der Konfigurationen mit ausschließlich Biomasseslurry und dem Co-Einsatz von Biomasse- und Kohleslurry gegeben, da sämtliche Kosten, die bei der Bereitstellung des Biomasseslurrys anfallen, miteinbezogen werden. Der Einsatz von Kohle bietet beträchtliche Kostensenkungspotentiale von ca. einem Drittel, die in der folgenden Diskussion mit Blick auf eine mittelfristige Umsetzung des BtL Konzepts näher betrachtet werden.

8.2.2 Einsatz von Kohle als mittelfristiges Szenario des betrachteten BtL Konzepts

In der folgenden Abbildung werden die insgesamt günstigsten Herstellkosten für Synthesegas in Konfiguration SE-6 mit ausschließlich biomassebasiertem Slurryeinsatz, 80 bar Betriebsdruck und der Anpassung des H₂:CO Verhältnisses auf 1:1 mit Hilfe von Wassergas-Shiftreaktoren und die entsprechende Konfiguration SE-9 gegenübergestellt, die sich nur in der Wahl der Einsatzstoffe mit 10% Biomasseslurry und 90% Kohle unterscheidet.

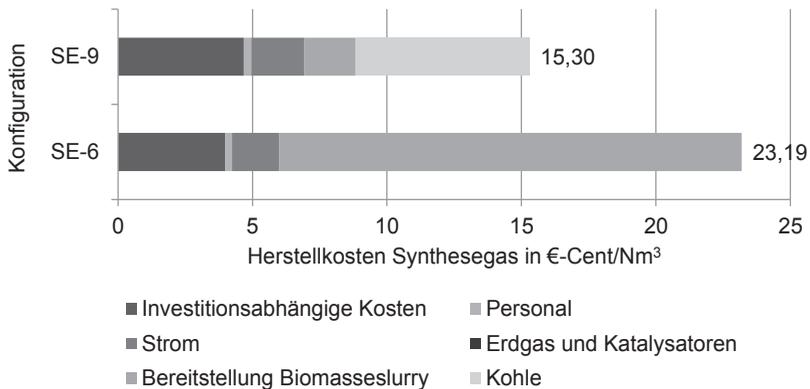


Abbildung 8-2: Vergleich der Einsatzstoffalternativen 100% Biomasseslurry sowie 10% Biomasseslurry und 90% Kohle

Abbildung 8-2 zeigt, dass die Bereitstellungskosten des biomassebasierten Slurrys in Konfiguration SE-6 ca. 74% der Herstellkosten des Synthesegases ausmachen. Die genaue Zusammensetzung der Bereitstellungskosten des Biomasseslurrys wird in Abbildung 7-9 erläutert. Die Umstellung des Einsatzstoffes auf eine Kombination aus 10% Biomasseslurry und 90% Kohle bewirkt eine Senkung der Herstellkosten des Synthesegases um ca. ein Drittel,

wie Konfiguration SE-9 verdeutlicht. Für die langfristige Entwicklung, hin zu einer ausschließlich biomassebasierten Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien, stellt die Kommerzialisierung dieser Technologie in einer Anlage, die Biomasse und Kohle als Einsatzstoffe verwendet, eine mittelfristige Zwischenstufe der Entwicklung dar. Moderne IGCC-Kohlekraftwerke bereiten die Beimischung von Biomasse zum Haupteinsatzstoff Kohle bereits vor (van der Ploeg et al. 2010), so dass der Einsatz von Kohle und Biomasse als ein realistisches Szenario für eine erste Umsetzung dieser Technologie angesehen werden kann. Weiterhin wird für eine rein biomassebasierte Realisierung des BtL Konzepts mit einer Brennstoffeingangsleistung von $1.000 \text{ MW}_{\text{th}}$ eine funktionierende und effiziente Biomasselogistik mit entsprechender Infrastruktur benötigt. Aus dieser Perspektive erscheint die erste Umsetzung der BtL Technologie mit zunächst nur einem Teil Biomasse als realistischere Entwicklung.

Durch die Substitution von 90% des Biomasseslurrys durch Kohle können die Kosten für die Einsatzstoffe der Synthesegaserzeugung um gut die Hälfte reduziert werden. Dennoch machen die Bereitstellungskosten für Biomasseslurry und Kohle noch ca. 54% der Herstellkosten des Synthesegases aus. Ein für die Pyrolyseanlage betrachtetes Szenario zur Reduktion der Bereitstellungskosten des Biomasseslurrys stellt die Installation der Anlage in Thailand dar. Würde die Synthesegaserzeugung ebenfalls in Thailand gebaut, würden die Herstellkosten ca. 16,74 €-Cent pro Nm^3 Synthesegas betragen und wären damit nur noch ca. 15% höher im Vergleich zur Substitution durch Kohle. Die Importabhängigkeit, die bei der Entwicklung von BtL Konzepten eine wichtige Rolle spielt, kann in diesem Fall nur bedingt reduziert werden. Vielmehr würde die Importabhängigkeit von Kohle gegen eine Importabhängigkeit von Biomasse bzw. den daraus hergestellten Produkte eingetauscht.

Einen weiteren Aspekt, der beim Vergleich von biomassebasierten Einsatzstoffen und Kohle zu beachten ist, stellen CO_2 Emissionen bei der Synthesegaserzeugung dar. Während die aus Biomasse entstehenden Emissionen als neutral bewertet werden, müssen beim Einsatz von Kohle Zertifikate für die Emission von fossilem CO_2 berücksichtigt werden. Da im letzten Schritt des betrachteten BtL Konzepts, der Synthese, weitere CO_2 Emissionen anfallen, werden diese Betrachtungen in der Gesamtbetrachtung des BtL Konzepts in Kapitel 8.4 angestellt.

8.3 Herstellung von BtL Kraftstoffen und Chemikalien aus Synthesegas

Für das Teilsystem Synthese werden zunächst die Ergebnisse aus der Gegenüberstellung der zwölf betrachteten Konfigurationen bezüglich der weiteren Entwicklung der verfahrenstechnischen Anlagen diskutiert. Anschließend werden die Mindestabsatzpreise der mit Hilfe des betrachteten BtL Konzepts hergestellten Endprodukte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen den aktuellen Marktpreisen gegenübergestellt.

8.3.1 Wahl einer geeigneten Konfiguration der Synthese

Für das Teilsystem Synthese werden vier unterschiedliche Syntheserouten mit jeweils drei alternativen Synthesegasinputs untersucht. Die vier betrachteten Syntheserouten sind für die Herstellung von Benzin via DME Synthese, von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch, von Olefinen via DME Synthese sowie von Benzin und Ethylen via DME Synthese ausgelegt. Die alternativen Synthesegasinputs setzen sich aus Synthesegas aus ausschließlich Biomasse mit ca. 40 bzw. 80 bar Druck sowie Synthesegas aus 10% Biomasselurry und 90% Kohle mit ca. 80 bar Druck zusammen. Im Folgenden werden die Ergebnisse der Gegenüberstellung der einzelnen Konfigurationen zusammengefasst.

Um die aus verfahrenstechnischer Sicht vorteilhafteste Syntheseroute zu identifizieren, wird die Energieeffizienz des Teilsystems Synthese betrachtet. Diese errechnet sich als Quotient des Brennwertes der Kohlenwasserstoffprodukte und des Brennwertes des dafür eingesetzten Synthesegases. Da über die verschiedenen Syntheserouten unterschiedliche Mengen an elektrischem Strom als Nebenprodukt anfallen, wird weiterhin die Energieeffizienz inkl. Strom betrachtet, die zusätzlich zum Brennwert der Kohlenwasserstoffe die Nettostromerzeugung berücksichtigt. Aus der Betrachtung der Energieeffizienz ohne Strom ergibt sich die Olefinherstellung via DME Synthese als vorteilhafteste Syntheseroute mit einer Energieeffizienz von knapp 65%. Die Herstellung von Benzin via DME Synthese liefert nur eine Effizienz von knapp 52% und ist damit die ungünstigste Syntheseroute. Der spezifische Brennwert der jeweiligen Endprodukte unterscheidet sich nur geringfügig und dieses Ergebnis leitet sich aus dem geringeren Massestrom an Kohlenwasserstoffprodukten ab. Insgesamt ist die Umsetzung von Synthesegas zu Kohlenwasserstoffen jedoch sehr ähnlich, lediglich die Kettenlängen der synthetisierten Kohlenwasser-

stoffe unterscheiden sich. Grundsätzlich lässt sich feststellen, dass je niedriger der Massestrom an Kohlenwasserstoffprodukt, desto mehr Kohlenwasserstoffe stehen als Brenngas zur Verfügung, um elektrischen Strom zu erzeugen. In der Betrachtung der Energieeffizienz inkl. Stromerzeugung rücken die Werte der einzelnen Syntheserouten daher enger zusammen. Die Benzinherstellung via DME Synthese besitzt weiterhin die niedrigste Effizienz mit 68,5% und die Olefinherstellung via DME Synthese mit 69,9% die höchste. Bezieht man nun aber weiterhin in die Betrachtung mit ein, dass die Erzeugung von elektrischem Strom aus Brenngas im GuD-Kraftwerk einen Wirkungsgrad von rund 50% besitzt, würde die Benzinherstellung via DME Synthese auf Grund der im Vergleich größten Stromerzeugung die günstigste Syntheseroute darstellen. Aus dieser Gegenüberstellung wird deutlich, dass die Vorteilhaftigkeit aus verfahrenstechnischer Sicht nicht eindeutig festzustellen ist und stark vom Betrachtungswinkel bzw. der Zielsetzung des Anlagenbetreibers abhängig ist.

Aus Sicht der Gesamtinvestitionen für die jeweiligen Syntheserouten stellt sich die Benzinherstellung via DME Synthese auf Grund der vergleichsweise einfachen Produktgewinnung als deutlich günstigste heraus. Die Herstellung von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese sowie die DME Syntheserouten zur Herstellung von Chemikalien haben jeweils einen um mindestens 25% höheren Kapitalbedarf. Auch in der Betrachtung der massebezogenen Herstellkosten stellt die Benzinherstellung via DME Synthese auf Grund der relativ niedrigen investitionsabhängigen Kosten und hohen Stromerlöse die günstigste Syntheseroute dar. Die Unterschiede zwischen den einzelnen Syntheserouten sind jedoch sehr gering. Die Herstellung von Benzin und Ethylen via DME Synthese sowie die Herstellung von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese haben jeweils nur um 1% höhere Herstellkosten. Weiterhin ist zu berücksichtigen, dass Benzin und Diesel sowie Ethylen und Propylen auf unterschiedlichen Märkten in € pro Liter bzw. kg verkauft werden. Dies wird im nachfolgenden Vergleich der Mindestabsatzpreise der jeweiligen Produkte mit aktuellen Marktpreisen berücksichtigt.

Bezüglich der alternativen Synthesegasinputs ergibt sich für alle Syntheserouten das gleiche Ergebnis. Die 80 bar Konfigurationen bieten gegenüber den 40 bar Konfigurationen den Vorteil der zusätzlichen Stromerzeugung durch die Entspannung des Synthesegases in einer Turbine. Die Gesamtinvestitionen sind auf Grund der zusätzlichen Turbine zwar etwas

höher, in Bezug auf die Herstellkosten überwiegen aber die zusätzlichen Erlöse für elektrischen Strom diese investitionsabhängigen Kosten. Die Konfigurationen, die die Synthesegaserzeugung aus 10% Biomasselurry und 90% Kohle betrachten, unterscheiden sich nur durch einen geringeren Synthesegasinput auf Grund der höheren Verluste in der Vergasung. Die Energieeffizienz ist nahezu identisch mit den 100% Biomasse und 80 bar Druck Konfigurationen. Die Gesamtinvestitionen sind auf Grund der kleineren Kapazität niedriger. Die Herstellkosten sind vor allem auf Grund des deutlich günstigeren Einsatzstoffes Kohle niedriger. Da durch den Einsatz von Kohle fossiles CO₂ emittiert wird, wird in der nachfolgenden Betrachtung der Mindestabsatzpreise der Kauf von CO₂ Zertifikaten entsprechend der im Prozess entstehenden Emissionen an fossilem CO₂ berücksichtigt.

8.3.2 Herstellkosten und Mindestabsatzpreise der BtL Produkte im Vergleich zu Marktpreisen

In der folgenden Abbildung werden zunächst die Herstellkosten und Mindestabsatzpreise für Kraftstoffe, die über die DME bzw. Fischer-Tropsch Syntheseroute hergestellt werden, den entsprechenden durchschnittlichen Marktpreisen des Jahres 2011 gegenübergestellt.

8.3 Herstellung von BtL Kraftstoffen und Chemikalien aus Synthesegas

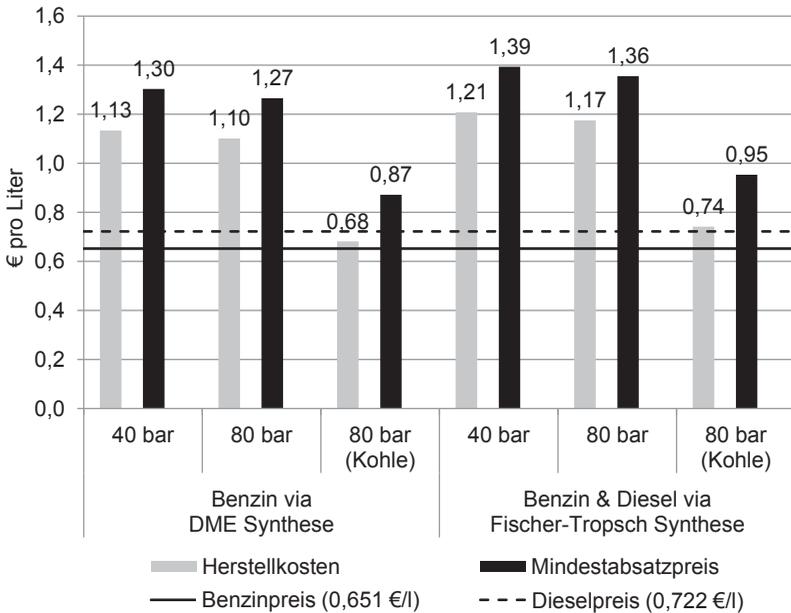


Abbildung 8-3: Herstellkosten und Mindestabsatzpreise für Benzin und Diesel via DME bzw. Fischer-Tropsch Synthese sowie aktuelle Marktpreise

Abbildung 8-3 beinhaltet zunächst die in € pro Liter umgerechneten Herstellkosten für Benzin via DME Synthese sowie Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese. Die für die Umrechnung verwendete Dichte beträgt für Benzin 747,5 g/l und für Diesel 832,5 g/l. Um eine Gegenüberstellung mit aktuellen Marktpreisen zu ermöglichen, muss an Stelle der Herstellkosten für Benzin und Diesel der Mindestabsatzpreis herangezogen werden. Die in Abbildung 8-3 angegebenen durchschnittlichen Marktpreise für Benzin und Diesel entsprechen den Endabnehmerpreisen abzüglich Mineralöl- und Mehrwertsteuer (MWV 2011). Wie in Kapitel 4.2.3 erläutert, wird für die Ermittlung der Mindestabsatzpreise eine Mindestrendite von 8,0% nach Steuern bzw. 10,85% vor Steuern für die Investition in die betrachtete BtL Anlage zu Grunde gelegt. Für die Konfigurationen, die neben Biomasse auch Kohle als Einsatzstoff verwenden, wird zusätzlich der Kauf von CO₂ Zertifikaten für die im Prozess entstehenden Emissionen an fossilem CO₂ berücksichtigt. Der durchschnittliche Preis für ein Zertifikat betrug im Jahr 2011 in Deutschland ca. 13 €/t (EEX 2012). Durch die Anforderung der Mindestrendite ergibt sich ein Aufschlag in Höhe von ca. 15% auf die

Herstellkosten, um den Mindestabsatzpreis zu erhalten. In den Konfigurationen mit Kohleeinsatz ergeben sich zusätzlich weitere 14% Aufschlag auf die Herstellkosten für den Kauf von CO₂ Zertifikaten.

Im Fall der DME Syntheseroute liegen die Mindestabsatzpreise für Benzin aus ausschließlich Biomasse 94 bzw. 100% für die 80 bzw. 40 bar Konfiguration über dem durchschnittlichen Marktpreis 2011. Über die Fischer-Tropsch Syntheseroute werden volumenbezogen 53,7% Benzin und 46,3% Diesel hergestellt. Mit diesem Verhältnis beträgt der durchschnittliche Marktpreis für Benzin und Diesel 0,685 €/l. Der Mindestabsatzpreis für Benzin und Diesel, welches über die Fischer-Tropsch Synthese hergestellt wird, liegt für die 80 bzw. 40 bar Konfiguration 95 bzw. 103% über dem durchschnittlichen Marktpreis. Die Differenz zu den Herstellkosten bzw. den Mindestabsatzpreisen für Benzin via DME Synthese werden in der volumenbezogenen Betrachtung deutlicher, da über die Fischer-Tropsch Synthese auf Grund der höheren Dichte von Diesel insgesamt ein geringeres Volumen an Kraftstoffen erzeugt wird. Die beiden Konfigurationen mit Kohleeinsatz zeigen, dass die Technologie nur bei einem Einsatz von 100% Kohle und ohne die Berücksichtigung von CO₂ Zertifikaten konkurrenzfähig wäre. An dieser Stelle ist aus regulatorischer Sicht zu klären, ob für Kraftstoffe, die aus Kohle hergestellt werden, sowohl Mineralölsteuer zu entrichten ist als auch CO₂ Zertifikate für die Emissionen des Herstellungsprozesses zu erwerben sind.

In der folgenden Abbildung werden die Herstellkosten und Mindestabsatzpreise für Chemikalien, die über die DME Syntheseroute hergestellt werden, den durchschnittlichen Marktpreisen des Jahres 2011 gegenübergestellt.

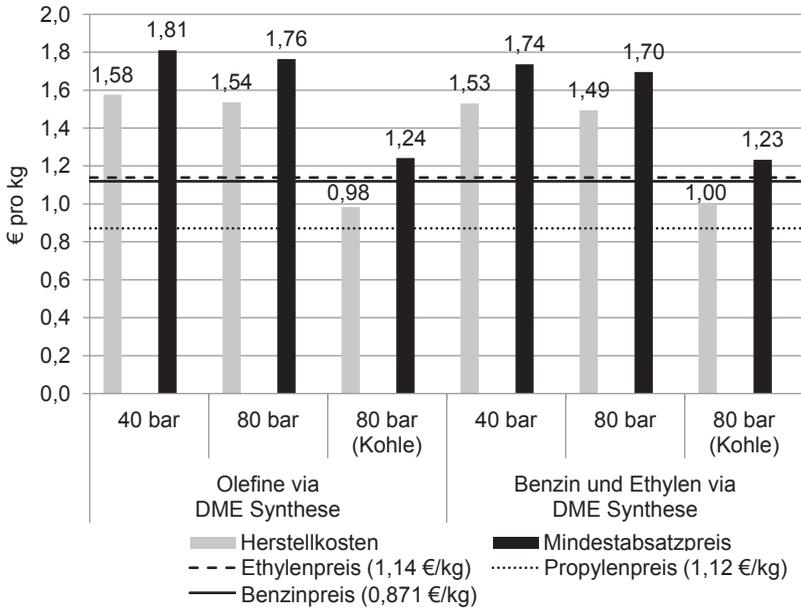


Abbildung 8-4: Herstellkosten und Mindestabsatzpreise für Olefine sowie Benzin und Ethylen via DME Synthese sowie aktuelle Marktpreise

Der Fokus der Betrachtung in Abbildung 8-4 liegt auf den über die DME Syntheseroute hergestellten Chemikalien, daher werden die Ergebnisse in € pro kg ausgewiesen. Da in einer Syntheseroute zusätzlich Benzin hergestellt wird, wurde der durchschnittliche Benzinpreis aus dem Jahr 2011 in € pro kg umgerechnet. Die Aufschläge auf die Herstellkosten der Olefine betragen wie für die Kraftstoffherstellung ca. 15%, um die Mindestabsatzpreise zu erhalten. Da in den Syntheserouten zur Herstellung von Chemikalien weniger CO₂ Emissionen entstehen, beträgt der zusätzliche Aufschlag in den Konfigurationen mit Kohleinsatz nur 11%. Für die Syntheseroute zur Co-Produktion von Benzin und Ethylen wird ein Aufschlag von ca. 14% auf die Herstellkosten zur Erreichung der Mindestrendite benötigt. Für die Konfiguration mit Kohleinsatz werden zusätzlich 9% auf die Herstellkosten aufgeschlagen.

Die Mindestabsatzpreise für die Olefine Ethylen und Propylen, die über die DME Synthese hergestellt werden, liegen für die 80 bzw. 40 bar Konfiguration 56 bzw. 60% über den Marktpreisen. Für die Syntheseroute zur

Herstellung von Benzin und Ethylen ergeben sich Mindestabsatzpreise für Ethylen, die für die 80 bzw. 40 bar Konfiguration um 49 bzw. 52% über dem Marktpreis liegen. Der identische Mindestabsatzpreis für Benzin liegt dabei jedoch 95 bzw. 99% über dem durchschnittlichen Benzinpreis und damit sehr nahe bei den Mindestabsatzpreisen, die für die DME Syntheseroute zur ausschließlichen Herstellung von Benzin ermittelt werden. Die jeweiligen Konfigurationen mit Kohleeinsatz der in Abbildung 8-4 dargestellten Syntheserouten zeigen, dass die Mindestabsatzpreise für Chemikalien nur 10 bzw. 8% über den Marktpreisen liegen. Im Fall der Co-Produktion von Benzin und Ethylen liegt der Mindestabsatzpreis von Benzin aber um 42% über dem durchschnittlichen Benzinpreis von 2011.

8.4 Absatzmöglichkeiten für BtL Kraftstoffe und Chemikalien

Die Ermittlung der Mindestabsatzpreise für BtL Kraftstoffe und Chemikalien in Kapitel 8.3 macht deutlich, dass die aus Biomasse hergestellten Endprodukte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen nicht konkurrenzfähig mit den aus fossilen Rohstoffen hergestellten und am Markt verfügbaren Produkten sind. In den Konfigurationen des BtL Gesamtsystems, die ausschließlich Biomasse einsetzen, wird kein fossiles CO₂ in den Umwandlungsschritten freigesetzt und gleichzeitig besteht die Möglichkeit, das CO₂ aus der Biomasse abzuscheiden und zu speichern. Für diese negativen CO₂ Emissionen könnte bei der Herstellung der BtL Kraftstoffe und Chemikalien ein zusätzlicher Erlös durch den Verkauf von CO₂ Zertifikaten erzielt werden. Da bei der Herstellung von BtL Kraftstoffen weiterhin kein Erdöl eingesetzt wird, wird im Folgenden die Möglichkeit einer Reduktion der Mineralölsteuer auf aus Biomasse hergestellte Kraftstoffe untersucht.

8.4.1 CO₂ Emissionen der BtL Herstellverfahren und CO₂ Sequestrierungskosten

Im Folgenden werden für die vier betrachteten Syntheserouten jeweils die 80 bar Konfigurationen mit ausschließlich Biomasseinsatz betrachtet. Das Treibhauspotential des aus Biomasse entstehenden CO₂ wird als neutral angenommen und durch die Sequestrierung entstehen somit negative CO₂ Emissionen. Es wird weiterhin angenommen, dass diese negativen CO₂ Emissionen in Form von CO₂ Zertifikaten gehandelt werden können.

In der folgenden Tabelle werden die CO₂ Emissionen bei der Herstellung von BtL Kraftstoffen und Chemikalien insgesamt sowie für die einzelnen Teilsysteme ausgewiesen. Im Teilsystem Pyrolyse sind die CO₂ Emissionen für alle betrachteten Konfigurationen identisch. Im Teilsystem Synthesegaserzeugung entsteht durch die Anpassung des H₂:CO Verhältnisses für die Fischer-Tropsch Synthese fast die doppelte Menge an CO₂, die nahezu vollständig in der Sauer gaswäsche abgeschieden werden kann. Da bei der Umsetzung von Synthesegas in der Fischer-Tropsch Synthese nur Wasser als Nebenprodukt entsteht, sind die CO₂ Emissionen für diese Konfiguration am niedrigsten. Für die DME Syntheserouten verhalten sich die CO₂ Emissionen umgekehrt zur hergestellten Menge der Endprodukte Benzin, Ethylen und Propylen. Die DME Syntheseroute zur Herstellung von Olefinen sowie Benzin und Ethylen bieten durch eine zweite Sauer gaswäsche im Teilsystem Synthese eine zusätzliche Möglichkeit zur Abscheidung von CO₂.

Tabelle 8-1: CO₂ Emissionen und Sequestrierungskosten des betrachteten BtL Konzepts

	Benzin via DME Synthese	Benzin und Diesel via Fischer- Tropsch Synthese	Olefine via DME Synthese	Benzin und Ethylen via DME Synthese
CO₂ Emission bei der Umwandlung von Biomasse in t/h	292,6	290,1	271,0	277,5
Pyrolyse in t/h	82,4	82,4	82,4	82,4
Synthesegaserzeugung in t/h	93,1	163,5	93,1	93,1
Synthese in t/h	117,1	44,3	95,6	102,1
CO₂ verfügbar für Sequestrierung in t/h	88,0	158,9	125,3	125,3
Synthesegaserzeugung in t/h	88,0	158,9	88,0	88,0
Synthese in t/h	-	-	37,4	37,4
CO₂ Sequestrie- rungskosten in €/t	36,9	35,5	37,7	37,7

Tabelle 8-1 führt ebenfalls die CO₂ Sequestrierungskosten für die betrachteten Konfigurationen des BtL Gesamtsystems auf. Um die Anforderung für die Speicherung zu erfüllen, muss das in den Sauer gaswäschen abgeschiedene CO₂ verdichtet werden. Es wird angenommen, dass eine Verdichtung auf einen Druck von ca. 100 bar ausreichend ist (International Energy Agency 2008). Die Sequestrierungskosten setzen sich aus investitionsabhängigen Kosten für das Kompressorsystem, verbrauchsabhängigen Kosten für elektrischen Strom sowie Kosten für den CO₂ Transport und die CO₂ Speicherung zusammen. Die investitions- und verbrauchsabhängigen Kosten ergeben sich aus den in Anhang B aufgeführten Angaben zum Kompressorsystem. Für CO₂ Transport und Speicherung werden spezifische Kosten in Höhe von 4,40 bzw. 14,80 €/t CO₂ angenommen (International Energy Agency 2008). Auf Grund von Größendegressionseffekten sind die Sequestrierungskosten der Fischer-Tropsch Syntheseroute am geringsten. Da zwei Kompressorsysteme bei der Herstellung von Olefinen sowie Benzin und Ethylen via DME Synthese benötigt werden, entstehen dort die höchsten Sequestrierungskosten.

8.4.2 Möglichkeiten zur Förderung von BtL Produkten

In den folgenden Abbildungen wird dargestellt, zu welchem Preis CO₂ Zertifikate gehandelt werden müssten bzw. um wie viel die Mineralölsteuer gesenkt werden müsste, damit die in Kapitel 8.3.2 ermittelten Mindestabsatzpreise der BtL Endprodukte mit den aus fossilen Rohstoffen hergestellten Produkten konkurrenzfähig sind. Die dafür betrachteten Konfigurationen des BtL Konzepts betrachten alle Konfiguration P-4 der Pyrolyse sowie die Konfigurationen SE-6 bzw. SE-8 für die Synthesegas-erzeugung. Für das Teilsystem Synthese werden alle vier Syntheserouten in der 80 bar Konfiguration mit ausschließlich Biomasseinsatz betrachtet.

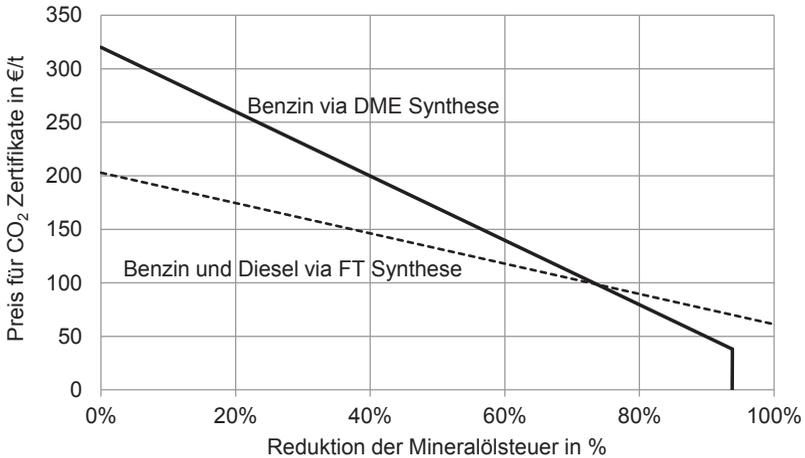


Abbildung 8-5: Vergleich von CO₂ Zertifikatspreis und Mineralölsteuerreduktion um Wettbewerbsfähigkeit von BtL Kraftstoffen herzustellen

Um Benzin via DME Synthese bzw. Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese aus Biomasse nur durch den Erlös aus CO₂ Zertifikaten zum Preis heutiger Kraftstoffe anbieten zu können, wäre ein CO₂ Zertifikatspreis von 320 bzw. 203 €/t notwendig. Preise für CO₂ Zertifikate im Bereich von 200 €/t werden voraussichtlich jedoch erst ab dem Jahr 2040 in Europa erreicht (International Energy Agency 2008). Als zweite Fördermöglichkeit wird daher eine Reduktion der Mineralölsteuer für die aus Biomasse hergestellten Kraftstoffe betrachtet. Um die Herstellung von Benzin via DME Synthese wettbewerbsfähig zu machen, wäre eine Reduktion der Mineralölsteuer um 94% notwendig. Da die Mineralölsteuer auf Diesel niedriger ist, würde eine Reduktion der Mineralölsteuer um 100% nicht ausreichen, um die Herstellung von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese wettbewerbsfähig zu machen. Die Kurve in Abbildung 8-5 stellt alle Kombinationen von CO₂ Zertifikatspreis und Mineralölsteuerreduktion dar, die die Wettbewerbsfähigkeit von BtL ermöglichen. Die Kurve für die Herstellung von Benzin via DME Synthese verläuft unterhalb eines CO₂ Zertifikatspreises von 36,9 €/t senkrecht nach unten, da die Sequestrierungskosten für CO₂ unterschritten werden. Für eine Mineralölsteuerreduktion bis maximal 70% wäre die Herstellung von Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese bereits bei niedrigeren CO₂ Zertifikatspreisen wettbewerbsfähig. Für eine höhere Mineralölsteuerreduktion wäre die Herstellung von Benzin via DME Synthese vorteilhaft.

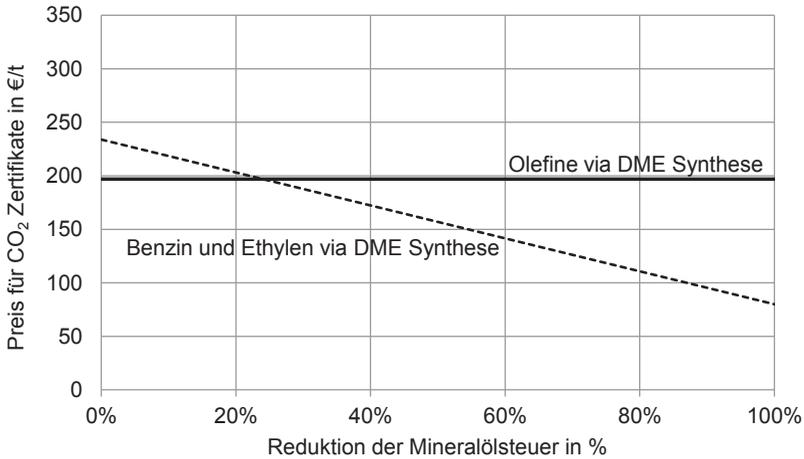


Abbildung 8-6: Vergleich von CO₂ Zertifikatspreis und Mineralölsteuerreduktion um Wettbewerbsfähigkeit von BtL Chemikalien herzustellen

Abbildung 8-6 zeigt, dass ein CO₂ Zertifikatspreis von 197 €/t notwendig ist, um die Herstellung der Olefine Ethylen und Propylen via DME Synthese konkurrenzfähig mit der konventionellen Herstellung zu machen. Die dazugehörige Kurve verläuft waagrecht, da die Reduktion der Mineralölsteuer keinen Einfluss auf die Erlöse der Produkte hat. Die Herstellung von Benzin und Ethylen via DME Synthese benötigt ohne Reduktion der Mineralölsteuer einen CO₂ Zertifikatspreis von 234 €/t um wettbewerbsfähig zu sein. Da die Reduktion der Mineralölsteuer nur auf eines der beiden Produkte Auswirkungen hat, würde auch eine Reduktion der Mineralölsteuer um 100% nicht ausreichen, um die Herstellung von Benzin und Ethylen via DME Synthese konkurrenzfähig zu machen. Für eine Reduktion der Mineralölsteuer bis maximal 25% wäre die Herstellung von Olefinen via DME Synthese vorteilhaft.

Die Gegenüberstellung von Fördermöglichkeiten über CO₂ Zertifikate oder eine Mineralölsteuerreduktion macht deutlich, dass die aus Sicht der Herstellkosten und Mindestabsatzpreise als günstigste Konfiguration des BtL Konzepts identifizierte Benzinherstellung via DME Synthese je nach Entwicklung der politischen bzw. rechtlichen Rahmenbedingungen ihre Vorteilhaftigkeit verlieren kann. Für einen potentiellen Investor in die betrachtete BtL Technologie muss an dieser Stelle daher Planungssicherheit gegeben sein.

9 Zusammenfassung und Ausblick

Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, aus technischer sowie ökonomischer Sicht vielversprechende verfahrenstechnische Konfigurationen eines BtL (Biomass-to-Liquid) Konzepts zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse zu identifizieren. In einem techno-ökonomischen Bewertungsmodell werden dazu die verfahrenstechnischen Auslegungsmöglichkeiten der einzelnen Verfahrensschritte des BtL Gesamtsystems mit ihren wirtschaftlichen Auswirkungen verknüpft. Das BtL Gesamtsystem umfasst dabei sämtliche Verfahrensschritte von der Biomassebereitstellung bis hin zu den Endprodukten Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen. Somit werden Stellschrauben offengelegt, die Verbesserungspotentiale im Hinblick auf konventionell hergestellte Mineralölprodukte aufzeigen sowie die kommerzielle Umsetzung des betrachteten BtL Konzepts vorantreiben können.

Das betrachtete BtL Konzept zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse wird zunächst bezüglich möglicher Biomasse-nutzungspfade eingeordnet und der technische Entwicklungsstand im Vergleich zu weiteren aktuellen BtL Entwicklungsprojekten erläutert. Der Überblick über den Stand der Forschung zur techno-ökonomischen Bewertung von BtL Verfahren zeigt, dass bisher keine direkte Verknüpfung von verfahrenstechnischen Auslegungsparametern eines BtL Konzepts mit ihren ökonomischen Auswirkungen existiert. In der vorliegenden Arbeit wird daher erstmals ein methodischer Ansatz für die techno-ökonomische Bewertung gewählt, der die Untersuchung des BtL Konzepts unter Berücksichtigung aktueller Entwicklungsfragen in Bezug auf verschiedene verfahrenstechnische Konfigurationen und deren Auswirkungen auf die wirtschaftlichen Kenngrößen Investitionsbedarf, Herstellkosten sowie Mindestabsatzpreise des betrachteten Systems erlaubt. Die techno-ökonomische Bewertung wird auf zwei Betrachtungsebenen durchgeführt.

Die erste Betrachtungsebene beschreibt das BtL Konzept mit seinen Hauptumwandlungsschritten Pyrolyse, Vergasung, Gaskonditionierung und Gasreinigung sowie Synthese von Kraftstoffen und Chemikalien. Für diese Umwandlungsschritte werden zunächst die thermo-chemischen Grundlagen erläutert. Im Anschluss werden die methodischen Ansätze zur techno-ökonomischen Bewertung verfahrenstechnischer Prozesse, bestehend aus Stoff- und Energiebilanzierung und Schätzung von Investitionen, Kosten

sowie Mindestabsatzpreisen, erläutert. Um einen hohen Detaillierungsgrad für die techno-ökonomische Betrachtung zu erreichen, wird das BtL Gesamtsystem mit Hilfe definierter Zwischenprodukte in die drei Teilsysteme Pyrolyse, Synthesegaserzeugung und Synthese untergliedert. Auf Grund der definierten Eigenschaften der Zwischenprodukte Pyrolyseslurry und Synthesegas werden diese als Schnittstellen der Teilsysteme gewählt.

Auf der zweiten Betrachtungsebene werden die Teilsysteme zunächst in Einzelprozesse zerlegt und die Basiskonfigurationen der Teilsysteme bestimmt. Anschließend werden für die Einzelprozesse verfahrenstechnische Alternativen erarbeitet, die mögliche Entwicklungsrichtungen des jeweiligen Prozesses darstellen. Die Teilsysteme bzw. Einzelprozesse werden in Simulationsmodellen auf Basis aktueller technischer Entwicklungsarbeiten detailliert abgebildet. Die Simulationsmodelle ermöglichen die Skalierung der betrachteten Prozesse auf die untersuchten kommerziellen Kapazitäten. Im Teilsystem Pyrolyse werden insgesamt acht verschiedene Konfigurationen erarbeitet, die sich aus Verfahrensalternativen für die Trocknung der eingesetzten Biomasse, die Ausgestaltung des Wärmeträgerkreislaufs und die Produktgewinnung ergeben. Insgesamt zehn Konfigurationen werden für das Teilsystem Synthesegaserzeugung bestimmt. Die verfahrenstechnischen Alternativen ergeben sich aus der Wahl des Betriebsdrucks im Flugstromdruckvergaser, des Vergasungsmittels, der Einstellung des $H_2:CO$ Verhältnisses sowie der Einsatzstoffe. Im Teilsystem Synthese werden zwölf Konfigurationen ausgearbeitet, die sich aus vier verschiedenen Syntheserouten mit jeweils drei unterschiedlichen Synthesegasinputs zusammensetzen. Für das BtL Gesamtsystem ergeben sich aus den Konfigurationen der Teilsysteme insgesamt 176 technisch mögliche Konfigurationen. Auf Grund des entwickelten Ansatzes zur Gliederung des BtL Gesamtsystems in Teilsysteme wird die Anzahl der zu entwickelnden Simulationsmodelle auf 30 reduziert und somit ein hoher Detaillierungsgrad der techno-ökonomischen Betrachtung sichergestellt.

Das techno-ökonomische Bewertungsmodell wird für die zuvor bestimmten Teilsysteme angewendet und liefert Ergebnisse für die Stoff- und Energiebilanzen, die Investitionsschätzung sowie die Konversions- und Herstellkosten der Produkte der einzelnen Teilsysteme. Aus geeigneten Konfigurationen der Teilsysteme werden Konfigurationen des BtL Gesamtsystems abgeleitet. In Sensitivitätsanalysen werden die wichtigsten Einflussfaktoren auf die jeweiligen Produkte identifiziert, die in der

Diskussion der Bewertungsergebnisse näher betrachtet werden. Schließlich werden Schlussfolgerungen für die weitere Entwicklung der verfahrenstechnischen Anlagen sowie für die Marktchancen der Zwischen- bzw. Endprodukte des BtL Konzepts gezogen.

Aus der techno-ökonomischen Bewertung der einzelnen Konfigurationen des Teilsystems **Pyrolyse** werden in Bezug auf die weitere Entwicklung der verfahrenstechnischen Anlagen folgende Ergebnisse erzielt: Die Betrachtung der Trocknungsalternativen zur Konditionierung der Biomasse auf 8 bzw. 0% Wassergehalt ergibt, dass eine Trocknung auf 5 bis 6% Wassergehalt am besten geeignet wäre, um den thermischen Energiebedarf an die Wärmebereitstellung aus der Verbrennung des Pyrolysegases anzupassen und gleichzeitig einen gegen Sedimentierung stabilen Slurry zu erhalten. Für den Wärmeträgerkreislauf erweist sich eine Variante mit Stahlkugeln auf Grund des niedrigeren elektrischen Energiebedarfs im mechanischen Lift im Vergleich zum pneumatischen Lift als vorteilhaft. Die dreistufige Produktgewinnung mit gesonderter Gewinnung des Kokes ist technisch zuverlässiger, die zweistufige Produktgewinnung dagegen bietet ökonomische Vorteile. Eventuelle Engpässe bei der thermischen Energieversorgung, die durch die zweistufige Ausführung entstehen, können durch die Trocknung der Biomasse auf 5 bis 6% Wassergehalt vermieden werden. Die ökonomischen Ergebnisse für den Pyrolyseslurry als Einsatzstoff in der Flugstromdruckvergasung zeigen, dass dessen Herstellkosten um das 2,5- bzw. 1,4-fache über dem Preisniveau von Kohle und Erdgas liegen, die ebenfalls als Einsatzstoffe genutzt werden können. Wichtigster Einflussfaktor auf die Herstellkosten des Pyrolyseslurrys sind die Biomassebereitstellungskosten, diese haben einen Anteil von 55%.

Die Ergebnisse des Teilsystems **Synthesegaserzeugung** zeigen, dass die Prozessführung bei Betriebsdrücken um 80 bar im Vergleich zu 40 bar sowohl aus verfahrenstechnischer als auch aus ökonomischer Sicht vorteilhaft ist. In Bezug auf das verwendete Vergasungsmittel stellt sich der Einsatz von ausschließlich Sauerstoff gegenüber der Kombination von Sauerstoff und Wasserdampf als vorteilhaft heraus, da die Bereitstellung von Wasserdampf einen höheren Energiebedarf und damit Zusatzkosten verursacht. Die Anpassung des $H_2:CO$ Verhältnisses mit Hilfe von Wassergas-Shiftreaktoren ist aus diesem Grund der Anpassung mit Hilfe des zusätzlichen Wasserdampfes als Vergasungsmittel ebenfalls vorzuziehen. Die Wahl der Einsatzstoffe zeigt, dass der Einsatz von 100% Biomassenslurry im Vergleich

zur Co-Vergasung von 10% Biomassesslurry und 90% Kohleslurry auf Grund der niedrigeren Vergasungstemperatur aus stoff- und energiebilanzieller Sicht Vorteile hat. Durch die deutlich niedrigeren Bereitstellungskosten für Kohle im Vergleich zum Biomassesslurry fallen die Herstellkosten für Synthesegas im Fall der Co-Vergasung von Biomasse und Kohle jedoch um ca. 34% niedriger aus.

Im Teilsystem **Synthese** werden drei DME Syntheserouten sowie eine Fischer-Tropsch Syntheseroute mit jeweils drei unterschiedlichen Synthesegasinputs bewertet. In Bezug auf den Synthesegasinput sind die Ergebnisse eindeutig. Die 80 bar Konfigurationen sind den 40 bar Konfigurationen auf Grund der dann möglichen Entspannung des Synthesegases in einer Turbine mit gleichzeitiger Stromerzeugung aus technischer sowie wirtschaftlicher Sicht überlegen. Die 80 bar Konfigurationen mit Kohleeinsatz weisen etwas niedrigere Kapazitäten auf, da bei den höheren Vergasungstemperaturen weniger Synthesegas entsteht. Dieser Kapazitätsnachteil wird jedoch durch den günstigeren Einsatzstoff überkompensiert. Das Ergebnis für die verschiedenen Syntheserouten ist auf Grund der unterschiedlichen Haupt- und Nebenprodukte, d.h. Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen sowie Strom und LPG, nur eingeschränkt für einen Vergleich geeignet. Die massebezogenen Herstellkosten unterscheiden sich maximal um 7%, dabei erzielt die Benzinherstellung via DME Synthese die niedrigsten Herstellkosten.

Um die betrachteten BtL Produkte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen den aus fossilen Rohstoffen hergestellten Produkten gegenüberzustellen, wurden auf Basis einer vorgegebenen Mindestrendite Mindestabsatzpreise ermittelt. Die Gegenüberstellung der Mindestabsatzpreise der BtL Produkte aus 100% Biomasse und den durchschnittlichen Marktpreisen zeigt, dass die BtL Kraftstoffe zu zwischen 94 und 103% höheren Preisen angeboten werden müssen als die aus Erdöl hergestellten Kraftstoffe. Die Mindestabsatzpreise der BtL Chemikalien liegen 49 bis 60% über den durchschnittlichen Marktpreisen. Für alle BtL Produkte entstehen bei der Herstellung CO₂ Emissionen, die für eine Sequestrierung geeignet sind. Da diese Emissionen zu 100% aus Biomasse stammen, können für die sequestrierte Menge an CO₂ Zertifikate gehandelt werden. Für die BtL Kraftstoffe aus 100% Biomasse wurde weiterhin eine Förderung durch eine Reduktion der Mineralölsteuer betrachtet. Die Betrachtung der CO₂ Zertifikate zeigt, dass Preise zwischen 197 und 320 €/t CO₂ erreicht werden müssten, um die BtL Produkte zu

aktuellen Marktpreisen anbieten zu können. Der durchschnittliche Zertifikatpreis im Jahr 2011 betrug jedoch nur ca. 13 €/t CO₂. Für die Herstellung von Benzin via DME Synthese wäre eine Reduktion der Mineralölsteuer um 94% notwendig, um aktuelle Marktpreise zu erreichen. Für alle anderen Syntheserouten reicht auch eine Reduktion der Mineralölsteuer um 100% nicht aus.

Auf Grund des aktuellen Entwicklungsstandes des betrachteten BtL Konzepts bestehen bezüglich der Skalierung der Prozesse auf großtechnische und wirtschaftlich interessante Kapazitäten noch Unsicherheiten für den Anlagenbetrieb. Dies trifft vor allem für die Pyrolyseanlagen zu, da diese jeweils 150.000 bis 200.000 t Biomasse pro Jahr verarbeiten müssen. Die Jahreskapazität der Pilotanlage entspricht jedoch nur ca. 3.500 t. Die verfahrenstechnischen Anlagen zur Synthesegaserzeugung und Synthese von Kraftstoffen und Chemikalien werden, wenn auch noch nicht mit 100% Biomasseinput, bereits mit den betrachteten Kapazitäten betrieben. Die in der Arbeit durchgeführten Sensitivitätsanalysen zeigen, dass die Änderung der Anlagenverfügbarkeit, die sich durch eventuelle Probleme im Betrieb der Anlagen ergeben, den wichtigsten Einflussfaktor auf die Herstellkosten der Produkte darstellt. Auch die Höhe der Gesamtinvestition stellt einen wichtigen Einflussfaktor dar, falls diese auf Grund von Anforderungen, die sich durch den Einsatz von Biomasse ergeben, unerwartet ansteigen sollte. Die Sensitivitätsanalysen machen außerdem die Bedeutung des Biomassebereitstellungspreises deutlich. Der Biomassebedarf des betrachteten BtL Konzepts mit ca. 1,7 Millionen t pro Jahr entspricht ungefähr 12% des in Deutschland verfügbaren und bisher nicht genutzten Potentials an Reststroh. Die Errichtung des betrachteten BtL Konzepts und der daraus resultierende Bedarf an Biomasse kann eine Änderung der Bereitstellungskosten für Biomasse verursachen, wodurch zusätzlich Unsicherheiten für die Herstellkosten der betrachteten BtL Produkte entstehen. Vor dem Hintergrund der oben genannten Unsicherheiten bezüglich der Anlagenverfügbarkeit, der Genauigkeit der Investitionsschätzung sowie der Änderungen der Biomassebereitstellungskosten ist darauf hinzuweisen, dass die ausgewiesenen Ergebnisse weniger als Punktergebnis sondern vielmehr als Ergebnisbereich, der in der Sensitivitätsanalyse aufgezeigt wird, zu interpretieren sind. Über die Robustheit der Ergebnisse in Bezug auf die Reihenfolge der einzelnen Konfigurationen untereinander ist jedoch anzumerken, dass der Großteil der möglichen Abweichungen in den Bewertungsparametern auf alle Konfigura-

tionen gleichermaßen wirkt und die Reihenfolge der jeweiligen Ergebnisse daher unverändert bleibt.

Weiterer Forschungsbedarf, der sich aus den Ergebnissen der vorliegenden Arbeit ergibt, besteht beispielsweise in der Gewinnung von marktfähigen Produkten in der Pyrolyseanlage. Durch eine Abscheidung von marktfähigen Nebenprodukten der Pyrolyse, bevor diese in der Vergasung in ihre elementaren Bestandteile zersetzt werden, könnten zusätzliche Erlöse erzielt und somit die Bereitstellungskosten des Pyrolyseslurrys reduziert werden. Die Senkung der Bereitstellungskosten des Slurrys durch den kostengünstigeren Import von Biomasse erscheint nicht als erstrebenswert, da auf diese Weise eine neue Importabhängigkeit entsteht. Die Co-Vergasung von Biomasse und Kohle stellt ein vielversprechendes mittelfristiges Entwicklungsszenario des betrachteten BtL Konzepts dar. Die ermittelten Herstellkosten und Mindestabsatzpreise für Kraftstoffe und Chemikalien aus ausschließlich Biomasse machen deutlich, dass eine Realisierung des betrachteten BtL Konzepts bei aktuellen Marktpreisen nicht wirtschaftlich ist. Die Betrachtung der Fördermöglichkeiten durch CO₂ Zertifikate und Reduktion der Mineralölsteuer zeigt, dass je nach Entwicklung der Rahmenbedingungen die Herstellung von Kraftstoffen oder Chemikalien favorisiert wird. Damit ein Investor das BtL Konzept umsetzt, muss daher eine langfristige Planungssicherheit gegeben sein.

Um dennoch die mit der Biomassennutzung verknüpften Ziele zur Deckung des wachsenden Energiebedarfs, zur Vermeidung fossiler treibhausrelevanter Emissionen sowie zur Versorgungssicherheit zu erreichen, müssen die Produkte des betrachteten BtL Konzepts an Märkte adressiert sein, die höhere Preise für biomassebasierte Produkte akzeptieren. Ein möglicher Markt könnten Flugtreibstoffe sein, für die mittelfristig eine Regulierung der treibhausrelevanten Emissionen zu erwarten ist.

Anhang

A. Elektrischer Energiebedarf der Apparate und Maschinen

a. Pyrolyse

Im Folgenden wird für die einzelnen Verfahrensschritte der Pyrolyseanlage der elektrische Energiebedarf in Abhängigkeit von den verschiedenen Anlagenkonfigurationen dargestellt. Die angegebenen Verbräuche beziehen sich auf eine Anlagenkapazität von 25 t Biomasse mit 15% Wassergehalt pro Stunde. In der nachstehenden Tabelle ist der elektrische Energiebedarf der Pyrolyseanlage zusammengefasst.

Im ersten Verfahrensschritt der Pyrolyseanlage, der Lagerung, gibt es keine Unterschiede bezüglich des elektrischen Energiebedarfs. Der Großteil der Maschinen und Apparate in der Konditionierung ist für alle Konfigurationen identisch. Unterschiede im Verbrauch der Konditionierung resultieren vorrangig aus der größeren Luftmenge, die im Faser Trockner durchgesetzt wird. Weiterhin ergeben sich nach der Trocknung kleine Unterschiede im Verbrauch der Förderung, da im Falle der Trocknung auf nahezu 0% Wassergehalt weniger Masse bewegt werden muss. Im Anschluss an die Konditionierung folgt der Wärmeträgerkreislauf. Im Vergleich zwischen den beiden Trocknungsalternativen ergibt sich beim Stromverbrauch wiederum der Vorteil auf der Seite der Variante mit 0% Wassergehalt. Im Vergleich zwischen den alternativen Wärmeträgerkreisläufen mit Sand bzw. Stahlkugeln erweist sich die Variante mit Stahlkugeln und Becherwerk als vorteilhaft, da der Wirkungsgrad im pneumatischen Lift für die Sandförderung relativ niedrig ist. An den Wärmeträgerkreislauf schließt sich die Produktgewinnung an. Die Differenz zwischen zwei- und dreistufiger Produktgewinnung resultiert aus der geringeren Pumpleistung, die im Falle der zweistufigen Produktgewinnung verrichtet werden muss. In der zweistufigen Produktgewinnung wird mehr Kondensat, das in den Quenchkondensator eingesprüht wird, verdampft. Somit lässt sich ein größerer Teil des Kühlungsbedarfs mit der Verdampfungsenthalpie des Kondensats decken und folglich sinkt der Massestrom an Kühlmittel. Dies gilt sowohl für den Massestrom an Kondensat als auch an Kühlwasser. Der Unterschied im Verbrauch in der Slurryherstellung verhält sich nicht proportional zur angemischten Menge an Slurry. Da der Feststoffanteil bei der Variante mit 0% Wassergehalt größer

ist, steigt der Energiebedarf zum Anmischen des Slurrys, daher fällt die Differenz im Stromverbrauch geringer aus.

Tabelle A-1: Elektrischer Energiebedarf Pyrolyseanlage

Strombedarf in kW	Trocknung auf 8%	Trocknung auf 0%	Quelle
Krananlage	50,0	50,0	(Unger 2008)
Förderbänder	8,0	8,0	(Peters et al. 2003)
Summe Lager	58,0	58,0	
Ballenauflöser	250,0	250,0	(Wolff 2005)
Metallabscheider	15,0	15,0	(Arlt 2003)
Schlagzerspaner	500,0	500,0	(Arlt 2003)
Fasertrockner	272,5	340,6	(Vauck & Müller 2000)
Silo mit Förderschnecke	11,0	10,0	(Peters et al. 2003)
Summe Konditionierung	1.048,5	1.115,6	
Doppelschneckenreaktor	5,8	5,3	(Peters et al. 2003)
Vibrationsfiltersieb	7,5	7,0	(Peters et al. 2003)
Pneumatischer Lift	626,8	579,1	(Vauck & Müller 2000)
Sand-Schneckenförderer	5,2	4,8	(Peters et al. 2003)
Verbrennungsluftgebläse	327,6	327,6	(Bayrische Ray 2008)
Luftgasreinigung	12,5	11,5	(Vauck & Müller 2000)
Summe Wärmeträger- kreislauf mit Sand	985,3	935,3	
Doppelschneckenreaktor	16,2	15,0	(Peters et al. 2003)
Becherwerk	105,3	97,3	(Henrich 2009)
Stahlkugel- Schneckenförderer	15,7	14,5	(Peters et al. 2003)
Verbrennungsluftgebläse	327,6	327,6	(Bayrische Ray 2008)
Summe Wärmeträger- kreislauf mit Stahlkugeln	464,8	454,3	
Kondensat-Kreislaufpumpe	33,9	31,3	(Henrich 2009)
Kühlwasserpumpe	136,8	126,3	(Henrich 2009)
Pyrolysegasgebläse	105,8	105,8	(Bayrische Ray 2008)
Summe dreistufige Produkt- gewinnung	276,5	263,5	

Kondensat-Kreislaufpumpe	19,5	18,0	(Henrich 2009)
Kühlwasserpumpe	68,7	63,5	(Henrich 2009)
Pyrolysegasgebläse	105,8	105,8	(Bayrische Ray 2008)
Summe zweistufige	194,0	187,3	
Produktgewinnung			
Kolloidmischer	54,0	50,0	(Peters et al. 2003)
Förderpumpen/-schnecken	6,0	6,0	(Peters et al. 2003)
Kolloidmühle	48,0	45,0	(Peters et al. 2003)
Summe Slurryherstellung	108,0	101,0	
Summe Sonstiges	200,0	200,0	

b. Synthesegaserzeugung

Im Folgenden werden die elektrischen Energiebedarfe der einzelnen Apparate und Maschinen der Synthesegaserzeugung erläutert. Auf Grund der zahlreichen alternativen Konfigurationen der Synthesegaserzeugung werden die elektrischen Energiebedarfe der Basiskonfiguration mit entsprechender Kapazität angegeben. Die angegebenen Werte entsprechen dabei den tatsächlichen Verbräuchen und nicht den Auslegungsdaten der jeweiligen Apparate und Maschinen. Die Komponenten der jeweiligen Anlagenteile der Synthesegaserzeugung sind entsprechend Tabelle 6-12 angeordnet.

Tabelle A-2: Elektrischer Energiebedarf Synthesegaserzeugung

Komponente	Kapazität	Einheit	Strombedarf in kW
Slurry Homogenisierung	192	t/h	445 ^a
Slurry Beschickung	192	t/h	166 ^a
Optionale Kohleslurry-vorbereitung	169	t/h	1.403 ^b
Kryogene Luftzerlegung	2.516	t O ₂ /d	34.693 ^a
Kondensat Pumpe	76	m ³ /h	31 ^a
Hochdruckpumpe für Quenche	225	m ³ /h	408 ^a
Optionaler Verdichter für überhitzten Dampf	38	t/h	6.621 ^a
Kühlschirm Pumpe	150	m ³ /h	220 ^a
Nebenaggregate Vergaser	-	-	156 ^b
Gaswäscher	875	m ³ /h	37 ^a
Kondensat Pumpe	675	m ³ /h	112 ^a
Saugerwasche	264.800	Nm ³ /h	4.650 ^a
Schlackebehandlung	15	t/h	638 ^b

^a Eigene Simulation in Aspen Plus, ^b (Woods et al. 2007)

c. Synthese

Im Folgenden werden die elektrischen Energiebedarfe der einzelnen Apparate und Maschinen der Synthese dargelegt. Für die vier betrachteten Syntheserouten werden jeweils die elektrischen Energiebedarfe der Basiskonfiguration mit entsprechender Kapazität angegeben. Die angegebenen Werte entsprechen dabei den tatsächlichen Verbräuchen und nicht den Auslegungsdaten der jeweiligen Apparate und Maschinen. In einigen

Konfigurationen der DME Syntheseroute ist die Stromerzeugung in einer Prozessturbine durch Entspannung des Synthesegases möglich. Diese Stromerzeugung wird mit negativem Vorzeichen aufgeführt. Die Stromerzeugung im GuD-Kraftwerk wird in Kapitel 7.1.3 erläutert.

Tabelle A-3: Elektrischer Energiebedarf Synthese

Komponente	Kapazität	Einheit	Strombedarf in kW
Benzin via DME Synthese			
Turbine*	144	t/h	-5.308 ^a
Dekanter	70	m ³ /h	74 ^a
Pumpe	7,1	m ³ /h	16 ^a
Verdichter Wasserstoff	0,5	t/h	257 ^a
Kühlsystem	6,8	MW _{th}	5.294 ^a
Olefine via DME Synthese			
Turbine*	144	t/h	-4.973 ^a
Verdichter	76	t/h	2.746 ^a
Verdichter	76	t/h	2.605 ^a
Sauggaswäsche	44.141	Nm ³ /h	2.155 ^a
Kühlsystem	14,5	MW _{th}	13.050 ^a
Benzin und Ethylen via DME Synthese			
Turbine*	144	t/h	-4.973 ^a
Verdichter	76	t/h	2.746 ^a
Verdichter	76	t/h	2.605 ^a
Sauggaswäsche	44.141	Nm ³ /h	2.155 ^a
Kühlsystem	14,5	MW _{th}	13.050 ^a
Verdichter Brenngas	1,0	t/h	68 ^a
Benzin und Diesel via Fischer-Tropsch Synthese			
Turbine*	103	t/h	-5.177 ^a
Dekanter	46	m ³ /h	49 ^a
Verdichter Wasserstoff	0,4	t/h	440 ^a
Verdichter Brenngas	26	t/h	2.312 ^a

^a Eigene Simulation in Aspen Plus, * nur für 80 bar Konfigurationen

B. Investitionsdaten und elektrischer Energiebedarf der optionalen CO₂ Sequestrierung

In dieser Arbeit wird angenommen, dass das in den Sauergaswäschen abgeschiedene CO₂ die Qualitätsanforderungen einer Sequestrierung erfüllt. Zusätzlich zur Abscheidung des CO₂ in den Sauergaswäschen muss dieses für den Transport und die anschließende Sequestrierung auf einen Druck von ca. 120 bar verdichtet werden. In der folgenden Tabelle werden die Investitionsdaten des dafür notwendigen vierstufigen Verdichtersystems mit Zwischenkühlung sowie die dazugehörigen elektrischen Energiebedarfe für eine Kapazität der Basiskonfiguration von 88,0 t CO₂/h zusammengefasst. Die angegebenen Investitionen beziehen sich auf installierte Apparate und Maschinen, die, um den gesamten Kapitalbedarf zu erhalten, mit den differenzierten Zuschlagssätzen, die in Kapitel 4.2.1 erläutert wurden, multipliziert werden.

Tabelle B-1: Investitionsdaten und elektrischer Energiebedarf der CO₂ Verdichtung für eine Kapazität von 88 t CO₂/h

Verdichter	k€ 2001	Strombedarf in kW
Von 1 auf 4,5 bar	3.377 ^a	2.502 ^b
Von 4,3 auf 15 bar	3.399 ^a	2.602 ^b
Von 14,8 auf 51,9 bar	3.370 ^a	2.493 ^b
Von 51,7 auf 120 bar	1.381 ^a	1.318 ^b

^a (Peters, Timmerhaus & West 2003), ^b Eigene Simulation in Aspen Plus

Dieses Verdichtersystem kann durch Kapazitätsanpassung für alle Konfigurationen des betrachteten BtL Konzepts angepasst werden. Der dafür verwendete Degressionsexponent besitzt einen Wert von 0,60.

Literaturverzeichnis

Air Liquide Engineering & Construction Cryogenics Europe 2011, *Mega ASUs for IGCC*, Air Liquide SA, Champigny-sur-Marne.

Ammar, Y., Joyce, S., Norman, R., Wang, Y., & Roskillly, A. 2012, "Low grade thermal energy sources and uses from the process industry in the UK", *Applied Energy*, vol. 89, no. 1, pp. 3-20.

Arlt, A. 2003, *Systemanalytischer Vergleich zur Herstellung von Ersatzbrennstoffen aus biogenen Abfällen: am Beispiel von kommunalem Klärschlamm, Bioabfall und Grünabfall*, Wissenschaftliche Berichte FZKA 6949, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe.

Aspen Technology 2007, *Aspen Physical Property System: Physical property methods* Aspen Technology, Inc., Burlington.

Aspen Technology 2009, *Getting Started Modeling Processes with Solids* Aspen Technology, Inc., Burlington.

Avidan, A. A. 1988, "Gasoline and Distillate Fuels From Methanol," in *Studies in Surface Science and Catalysis - Methane Conversion Proceedings of a Symposium on the Production of Fuels and Chemicals from Natural Gas*, Volume 36, D. M. Bibby, ed., Elsevier, pp. 307-323.

Aydinsakir, A. 2009, *Persönliche Kommunikation am 10.03.2009* MAT Mischanlagentechnik, Immenstadt.

BAFA 2012, *Amtliche Mineralölzeiten für die Bundesrepublik Deutschland - Dezember 2011* Bundesamt für Wirtschaft und Ausfuhrkontrolle (BAFA), Eschborn.

Bayrische Ray 2008, *Firmenangabe* Bayrische Ray Energietechnik GmbH & Co. KG, Garching.

Blin, J., Volle, G., Girard, P., Bridgwater, T., & Meier, D. 2007, "Biodegradability of biomass pyrolysis oils: Comparison to conventional petroleum fuels and alternatives fuels in current use", *Fuel*, vol. 86, no. 17-18, pp. 2679-2686.

- Blümich, W. 2012, *Einkommensteuergesetz, Körperschaftsteuergesetz, Gewerbesteuerengesetz: EStG, KStG, GewStG; Kommentar*, Stand: April 2012 (115. Erg.-Lfg.), Vahlen, München.
- Boerrigter, H., den Uil, H., & Calis, H. P. 2003, *Green Diesel from Biomass by Fischer-Tropsch synthesis: New Insights in Gas Cleaning and Process Design*, ECN-RX--03-047, Energy research Centre of the Netherlands (ECN), Petten.
- Bridgwater, A., Hofbauer, H., & van Loo, S. 2009, *Thermal Biomass Conversion* CPL Scientific Publishing Services Ltd, Newbury.
- Bridgwater, A. V. 2009, "Fast Pyrolysis of Biomass," in *Thermal Biomass Conversion*, A. Bridgwater, H. Hofbauer, & S. van Loo, eds., CPL Press, pp. 37-78.
- Bridgwater, A. V. & Anders, M. 1994, "Production costs of liquid fuels by indirect coal liquefaction", *International Journal of Energy Research*, vol. 18, no. 2, pp. 97-108.
- Bridgwater, A. V., Toft, A. J., & Brammer, J. G. 2002, "A techno-economic comparison of power production by biomass fast pyrolysis with gasification and combustion", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 6, no. 3, pp. 181-246.
- Chang, C. D. & Silvestri, A. J. 1977, "The conversion of methanol and other O-compounds to hydrocarbons over zeolite catalysts", *Journal of Catalysis*, vol. 47, no. 2, pp. 249-259.
- Channiwala, S. A. & Parikh, P. P. 2002, "A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels", *Fuel*, vol. 81, no. 8, pp. 1051-1063.
- Chauvel, A. 2003, *Manual of process economic evaluation*, New, rev. and expanded ed., Editions Technip, Paris.
- Chen, H., Goswami, D. Y., & Stefanakos, E. K. 2010, "A review of thermodynamic cycles and working fluids for the conversion of low-grade heat", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, no. 9, pp. 3059-3067.

- Chen, J. Q., Vora, B. V., Pujadó, P. R., Grønvold, Å., Fuglerud, T., & Kvisle, S. 2004, "Most recent developments in ethylene and propylene production from natural gas using the UOP/Hydro MTO process," in *Studies in Surface Science and Catalysis*, 147, pp. 1-6.
- Clausen, L., Elmegaard, B., & Houbak, N. 2010, "Technoeconomic analysis of a low CO₂ emission dimethyl ether (DME) plant based on gasification of torrefied biomass", *Energy*, vol. 35, no. 12, pp. 4831-4842.
- Corsten, H. & Gössinger, R. 2012, *Produktionswirtschaft: Einführung in das industrielle Produktionsmanagement*, 13., vollst. überarb. und erw. Aufl., Oldenbourg, München.
- Couper, J. R. 2003, *Process engineering economics*, 97, Dekker, New York.
- Crastan, V. 2008, *Elektrische Energieversorgung 2: Energie- und Elektrizitätswirtschaft, Kraftwerktechnik, alternative Stromerzeugung, Dynamik, Regelung und Stabilität, Betriebsplanung und -führung*, 2, Springer, Berlin.
- Dahmen, N. 2010, *Entwicklungs- und Forschungsstand des Karlsruher bioliq-Prozesses* 4. Colloquium Sustainable BioEconomy, Karlsruhe.
- Dahmen, N., Dinjus, E., & Henrich, E. 2011, "Synthesekraftstoffe aus Biomasse," in *Erneuerbare Energie - Konzepte für die Energiewende*, 3., aktualis. u. erg. Auflage, T. Bürke & R. Wengenmayr, eds., Wiley-VCH, Weinheim.
- Dahmen, N., Dinjus, E., Henrich, E., Kornmayer, C., Stahl, R., & Weirich, F. 2007, "Schnellpyrolyse zur Vorbehandlung von Biomasse und Erzeugung von Bioslurries als Zwischenbrennstoff", *Chemie Ingenieur Technik*, vol. 79, no. 9, pp. 1326-1327.
- Dahmen, N., Dinjus, E., Kolb, T., Arnold, U., Leibold, H., & Stahl, R. 2012, "State of the art of the bioliq[®] process for synthetic biofuels production", *Environmental Progress and Sustainable Energy*, vol. 31, no. 2, pp. 176-181.
- Dahmen, N., Dinjus, E., & Kruse, A. 2009, "Fuels - Hydrogen Production, Biomass: Thermochemical Processes," in *Encyclopedia of Electrochemical Power Sources*, Garche, ed., Elsevier, Amsterdam, pp. 259-267.

- Damen, K., Gnutek, R., Kaptein, J., Ryan Nannan, N., Oyarzun, B., Trapp, C., Colonna, P., van Dijk, E., Gross, J., & Bardow, A. 2011, "Developments in the pre-combustion CO₂ capture pilot plant at the Buggenum IGCC", *Energy Procedia*, vol. 4, pp. 1214-1221.
- de Wit, M. & Faaij, A. 2009, "European biomass resource potential and costs", *Biomass and Bioenergy*, vol. 34, no. 2, pp. 188-202.
- Destatis 2012a, *Daten zur Energiepreisentwicklung - Lange Reihen* Statistisches Bundesamt, Wiesbaden.
- Destatis 2012b, *Durchschnittliche Kaufwerte nach ausgewählten Baulandarten im Zeitvergleich* Statistisches Bundesamt, Wiesbaden.
- Dowd, A., Amick, P., Bittle, C., Breton, D., & et al. 2000, *Wabash River Coal Gasification Repowering Project - Final Technical Report*, Wabash River Energy Ltd., West Terre Haut.
- Dry, M. E. 2008, "The Fischer-Tropsch (FT) Synthesis Processes," in *Handbook of Heterogeneous Catalysis*, Wiley-VCH, Weinheim.
- Dry, M. E. 2002, "High quality diesel via the Fischer-Tropsch process - a review", *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, vol. 77, no. 1, pp. 43-50.
- Dutta, A. & Phillips, S. D. 2009, *Thermochemical Ethanol via Direct Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass*, NREL/TP-510-45913, National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden.
- Dyckhoff, H. 2006, *Produktionstheorie : Grundzüge industrieller Produktionswirtschaft*, Fünfte, überarbeitete Auflage, Springer, Berlin.
- Ebadian, M., Sowlati, T., Sokhansanj, S., Stumborg, M., & Townley-Smith, L. 2011, "A new simulation model for multi-agricultural biomass logistics system in bioenergy production", *Biosystems Engineering*, vol. 110, no. 3, pp. 280-290.
- EEX 2012, *Historie Ergebnisse EUA Primary Auction Spot - Deutschland* European Energy Exchange AG, Leipzig.

European Commission 2009, *Directive 2009/28/EC of the European Parliament and of the Council of 23 April 2009 on the promotion of the use of energy from renewable sources and amending and subsequently repealing Directives 2001/77/EC and 2003/30/EC*, L 140, European Union, Brussels.

European Commission 2012, *Directive 2012/0288 (COD) of the European Parliament and of the Council of 17 October 2012 amending Directive 98/70/EC relating to the quality of petrol and diesel fuels and amending Directive 2009/28/EC on the promotion of the use of energy from renewable sources*, L 140, European Union, Brussels.

Eurostat 2012, *Electricity - industrial consumers - half-yearly prices*
European Commission, Brussels.

Faaij, A. 2007, *Potential Contribution of Bioenergy to the World's Future Energy Demand* International Energy Agency (IEA Bioenergy), Rotorua.

Faaij, A. 2006, "Modern Biomass Conversion Technologies", *Mitigation and Adaptation Strategies for Global Change*, vol. 11, no. 2, pp. 335-367.

Falk, J. 2008, *Persönliche Kommunikation am 11.12.2008* Probst & Class GmbH & Co. KG, Rastatt.

Fröhling, M. 2012, *Resource and energy efficiency in industrial value chains*
Habil.-Schrift, Karlsruher Institut für Technologie (KIT), Karlsruhe.

Fröhling, M., Schwaderer, F., Bartusch, H., & Rentz, O. 2010, "Integrated planning of transportation and recycling for multiple plants based on process simulation", *European Journal of Operational Research*, vol. 207, no. 2, pp. 958-970.

Fröhling, M. 2006, *Zur taktisch-operativen Planung stoffstrombasierter Produktionssysteme: dargestellt an Beispielen aus der stoffumwandelnden Industrie*, Dissertation, Deutscher Universitäts-Verlag, Wiesbaden.

Fujimoto, K., Asami, K., Saima, H., Shikada, T., & Tominaga, H. 1986, "Two-stage reaction system for synthesis gas conversion to gasoline", *Industrial & Engineering Chemistry Product Research and Development*, vol. 25, no. 2, pp. 262-267.

- Garcia-Trenco, A. & Martinez, A. 2012, "Direct synthesis of DME from syngas on hybrid CuZnAl/ZSM-5 catalysts: New insights into the role of zeolite acidity", *Applied Catalysis A: General*, vol. 411-412, pp. 170-179.
- Geerlings, J. J. C., Wilson, J. H., Kramer, G. J., Kuipers, H. P. C. E., Hoek, A., & Huisman, H. M. 1999, "Fischer-Tropsch technology - from active site to commercial process", *Applied Catalysis A: General*, vol. 186, no. 1-2, pp. 27-40.
- Geman, H. 2008, *Risk management in commodity markets : from shipping to agriculturals and energy* Wiley, Chichester.
- Götze, U. & Bloech, J. 2004, *Investitionsrechnung : Modelle und Analysen zur Beurteilung von Investitionsvorhaben*, 4., durchges. Aufl., Springer, Berlin.
- Granberg, F., Nelving, H., & Landälv, I. "Production of dimethyl ether (DME) from black liquor for use in heavy duty trucks", pp. 179-186.
- Gray, D., Plunkett, J., Salerno, S., White, C., & Tomlinson, G. 2008, *Current and Future IGCC Technologies - A Pathway Study Focused on Non-Carbon Capture Advanced Power Systems R&D Using Bituminous Coal - Volume 1*, DOE/NETL-2008/1337, National Energy Technology Laboratory (NETL), Pittsburgh.
- Grol, E. & Yang, W. C. 2009, *Evaluation of Alternate Water Gas Shift Configurations for IGCC Systems*, DOE/NETL-401/080509, National Energy Technology Laboratory (NETL), Pittsburgh.
- Haase, M. 2012, *Entwicklung eines Energie- und Stoffstrommodells zur ökonomischen und ökologischen Bewertung der Herstellung chemischer Grundstoffe aus Lignocellulose*, Dissertation, KIT Scientific Publishing, Karlsruhe.
- Hamelinck, C. 2006, *Outlook for advanced biofuels*, Dissertation, Universiteit Utrecht, Utrecht.
- Hannemann, F. 2009, *Gasification and IGCC Market in a Changing Environment*, The Institution of Chemical Engineers (IChemE), 9th European Gasification Conference, Düsseldorf.

- Hannemann, F., Schingnitz, M., Lamp, J., & Wu, B. 2008, *Application of siemens fuel gasification technology for different types of coal* 25th Annual International Pittsburgh Coal Conference, PCC, Pittsburgh.
- Haro, P., Ollero, P., Villanueva Perales, A. L., & Gómez-Barea, A. 2013a, "Thermochemical biorefinery based on dimethyl ether as intermediate: Technoeconomic assessment", *Applied Energy*, vol. 102, pp. 950-961.
- Haro, P., Ollero, P., Villanueva Perales, A. L., & Reyes Valle, C. 2012, "Technoeconomic assessment of lignocellulosic ethanol production via DME (dimethyl ether) hydrocarbonylation", *Energy*, vol. 44, no. 1, pp. 891-901.
- Haro, P., Reyes Valle, C., Villanueva Perales, A. L., Ollero, P., Caraballo, J., García Redondo, J. A., & Arjona, R. "Techno-Economic Assessment of Production of Olefins via Thermochemical Conversion of Biomass (BioMTO process)", in *19th European Biomass Conference and Exhibition*, pp. 1113-1116.
- Haro, P., Trippe, F., Stahl, R., & Henrich, E. 2013b, "Bio-syngas to gasoline and olefins via DME - A comprehensive techno-economic assessment", *Applied Energy*, vol. 108, pp. 54-65.
- Henrich, E. 2003, *Diesel und Strom aus Stroh - Biomasse als Energielieferant* Arbeitskreis "Synthesegas aus Biomasse", Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe.
- Henrich, E. 2009, *Persönliche Kommunikation am 11.09.2009* Institut für Katalysatorforschung und Technologie (IKFT), Karlsruher Institut für Technologie (KIT), Karlsruhe.
- Henrich, E., Dahmen, N., & Dinjus, E. 2009, "Cost estimate for biosynfuel production via biosyncrude gasification", *Biofuels Bioproducts and Biorefining*, vol. 3, no. 1, pp. 28-41.
- Higman, C. & van der Burgt, M. 2008, *Gasification*, 2. ed., Elsevier, Burlington.
- Hoek, A. 2006, "The Shell GTL Process: Towards a World Scale Project in Qatar - the Pearl Project", in *DGMK-Conference "Synthesis Gas Chemistry"*, DGMK German Society for Petroleum and Coal Science and Technology, Dresden.

Hoek, A. & Kersten, L. B. J. M. 2004, "The Shell Middle Distillate Synthesis process: technology, products and perspective," in *Studies in Surface Science and Catalysis, Natural Gas Conversion VII, Proceedings of the 7th Natural Gas Conversion Symposium*, Volume 147, Elsevier, Amsterdam, pp. 25-30.

Hofbauer, H. 2009, "Gasification - Technology Overview," in *Thermal Biomass Conversion*, A. Bridgwater, H. Hofbauer, & S. van Loo, eds., CPL Press, Newbury, pp. 11-36.

Hofbauer, H., Rauch, R., & Ripfel-Nitsche, K. 2009, "Gas Cleaning for Synthesis Applications," in *Thermal Biomass Conversion*, A. V. Bridgwater, H. Hofbauer, & S. van Loo, eds., CPL Press, Newbury, pp. 211-266.

ICIS 2012, "Chemical Prices", *ICIS Chemical Business*, vol. 279 to 281.

InforEuro 2013, http://ec.europa.eu/budget/contracts_grants/info_contracts/inforeuro/inforeuro_en.cfm, letzter Zugriff am 14.01.2013, European Commission, Brussels.

International Energy Agency 2008, *CO2 Capture and Storage: A Key Carbon Abatement Option* OECD, Paris.

International Energy Agency 2012, *World energy outlook* OECD, Paris.

Jensen, S. & Ullrich, N. 2010, "Uhde's activities in the development of a BTL process chain," in *The 10th European Gasification Conference*, IChemE, Amsterdam.

Jones, S. B. & Zhu, Y. 2009, *Techno-economic Analysis for the Conversion of Lignocellulosic Biomass to Gasoline via the Methanol-to-Gasoline (MTG) Process*, PNNL-18481, Pacific Northwest National Laboratory (PNNL), Richland.

Kaltschmitt, M., Hartmann, H., & Hofbauer, H. 2009, *Energie aus Biomasse: Grundlagen, Techniken und Verfahren*, 2, Springer, Berlin.

Kappler, G. 2008, *Systemanalytische Untersuchung zum Aufkommen und zur Bereitstellung von energetisch nutzbarem Reststroh und Waldrestholz in Baden-Württemberg Eine auf das Karlsruher bioliq®-Konzept ausgerichtete Standortanalyse*, Wissenschaftliche Berichte FZKA 7416, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe.

- Keil, F. J. 1999, "Methanol-to-hydrocarbons: process technology", *Microporous and Mesoporous Materials*, vol. 29, no. 1-2, pp. 49-66.
- Kerdoncuff, P. 2008, *Modellierung und Bewertung von Prozessketten zur Herstellung von Biokraftstoffen der zweiten Generation*, Dissertation, Univ.-Verl., Karlsruhe.
- Kirnbauer, F. & Hofbauer, H. 2011, "Investigations on bed material changes in a dual fluidized bed steam gasification plant in Güssing, Austria", *Energy and Fuels*, vol. 25, no. 8, pp. 3793-3798.
- Kiso, F. & Matsuo, M. 2011, "A simulation study on the enhancement of the shift reaction by water injection into a gasifier", *Energy*, vol. 36, no. 7, pp. 4032-4040.
- Klemmer, K. D. 2010, *Siemens Vergasungstechnologie - Lösungen für neue Herausforderungen in der Energiewirtschaft und der chemischen Industrie* Kolloquium "Neue Verfahren und Materialien für Energie- und Umwelttechnik", Zwickau.
- Klößen, W. 2006, *Simulation des stationären Verhaltens verfahrenstechnischer Systeme - Unter Nutzung des Simulationsprogramms Aspen Plus 11.1* Technische Universität Dresden, Dresden.
- Knoef, H. 2005, *Handbook biomass gasification* Biomass Technology Group (BTG), Enschede.
- Koop, D. 2012, *Zweiter Verkaufserfolg im Insolvenzverfahren: Linde kauft Chorens Carbo-V-Technologie* SunMedia Verlags GmbH, Hannover.
- Kornmayer, C. 2009, *Verfahrenstechnische Untersuchungen zur Schnellpyrolyse von Lignocellulose im Doppelschnecken-Mischreaktor*, Dissertation, Karlsruhe Institute of Technology (KIT), Karlsruhe.
- Kraum, M. 1999, *Fischer-Tropsch Synthesis on Supported Cobalt-Based Catalysts: Influence of Various Preparation Methods and Supports on Catalyst Activity and Chain Growth Probability*, Dissertation, Ruhr-Universität, Bochum.
- Kuhlmann, U. 2008, *Angebot vom 15.12.2008* Mettler-Toledo GmbH, Gießen.

- Kumar, A., Demirel, Y., Jones, D., & Hanna, M. 2009, "Optimization and economic evaluation of industrial gas production and combined heat and power generation from gasification of corn stover and distillers grains", *Bioresource Technology*, vol. 101, no. 10, pp. 3696-3701.
- Kunze, C. & Spliethoff, H. 2010, "Modelling of an IGCC plant with carbon capture for 2020", *Fuel Processing Technology*, vol. 91, no. 8, pp. 934-941.
- Kvisle, S., Fuglerud, T., Kolboe, S., Olsbye, U., Lillerud, K. P., & Vora, B. V. 2008, "Methanol-to-Hydrocarbons," in *Handbook of Heterogeneous Catalysis*, Wiley-VCH, Weinheim.
- Landälv, I. & Löwnertz, P. 2010, *A status report on the chemrec renewable motor fuels pilot and demonstration plant projects* PULPAPER 2010 Conference - Implementing the New Rise: Bioenergy Boosting Forest Industry, Helsinki.
- Lange, S. 2008, *Systemanalytische Untersuchung zur Schnellpyrolyse als Prozessschritt bei der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz*, Dissertation, Universität Karlsruhe (TH), Karlsruhe.
- Larson, E. D., Haiming, J., & Fuat, C. E. 2005, *Gasification-Based Fuels and Electricity Production from Biomass, without and with Carbon Capture and Storage*, Princeton Environmental Institute, Princeton University, Princeton.
- Larson, E. D. & Tingjin, R. 2003, "Synthetic fuel production by indirect coal liquefaction", *Energy for Sustainable Development*, vol. 7, no. 4, pp. 79-102.
- Larson, E. D., Haiming, J., & Fuat, C. E. 2009, "Large-scale gasification-based coproduction of fuels and electricity from switchgrass", *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, vol. 3, no. 2, pp. 174-194.
- Leckel, D. 2010, *Upgrading of Fischer-Tropsch Products to Produce Diesel* Haldor Topsoe Catalysis Forum, Munkerupgaard.
- Lee, S., Gogate, M., & Kulik, C. J. 1995, "Methanol-to-Gasoline vs. DME-to-Gasoline II. Process Comparison and Analysis", *Fuel Science and Technology International*, vol. 13, no. 8, pp. 1039-1057.

- Leible, L., Kälber, S., & Kappler, G. 2011, *Systemanalyse zur Gaserzeugung aus Biomasse: Untersuchung ausgewählter Aspekte: Biomasseaufkommen und -bereitstellung, Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser, Verfahrensvergleich der FT- und Methanolproduktion*, KIT scientific reports 7580, KIT Scientific Publishing, Karlsruhe.
- Leible, L., Kälber, S., Kappler, G., Eltrop, L., Stenull, M., Lansche, J., Poboss, N., Stürmer, B., Kelm, T., & Köppel, W. 2012, "Perspektiven für Bio-Erdgas. Teil I: Bereitstellung aus nasser und trockener Biomasse", *BWK Das Energie-Fachmagazin*, vol. 2012, no. 5-6, pp. 21-27.
- Leible, L., Kälber, S., Kappler, G., Lange, S., Nieke, E., Proplesch, P., Wintzer, D., & Fürniss, B. 2007, *Kraftstoff, Strom und Wärme aus Stroh und Waldrestholz: eine systematische Untersuchung*, Wissenschaftliche Berichte 7170, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe.
- Leibold, H., Hornung, A., & Seifert, H. 2008, "HTHP syngas cleaning concept of two stage biomass gasification for FT synthesis", *Powder Technology*, vol. 180, no. 1-2, pp. 265-270.
- Linde AG Engineering Division 2010, *Cryogenic Air Separation: History and Technological Progress*, Linde AG, Pullach.
- Lucas, K. 2006, *Thermodynamik : Die Grundgesetze der Energie- und Stoffumwandlungen*, 5., korrigierte und erweiterte Auflage, Springer, Berlin.
- Lumma, D., Kaufmann, B., & Errington, R. 2010, *Taylorville Energy Center - Basis of Estimate*, Kiewit/Burns & McDonnell Joint Venture (KBMD Partners), Kansas City.
- Lurgi GmbH 2011, *The Rectisol Process - Lurgi's leading technology for purification and conditioning of synthesis gas*, Lurgi GmbH, Frankfurt a.M.
- Marshall, R. 2012, "Plant Cost Index (CEPCI)", *Chemical Engineering*, vol. 119, no. 10.
- McDaniel, J. & Hornick, M. 2002, *Tampa Electric Polk Power Station Integrated Gasification Combined Cycle Project - Final Technical Report*, Tampa Electric Company, Tampa.
- Merle, W. 2008, *Persönliche Kommunikation am 20.11.2008* ABUS Krankentechnik GmbH, Gummersbach.

Müller-Erlwein, E. 2007, *Chemische Reaktionstechnik*, 2., Überarb. und erw. Aufl., Teubner, Wiesbaden.

MWV 2011, *Zusammensetzung des Verbraucherpreises für Superbenzin und Dieselkraftstoff* Mineralölwirtschaftsverband e.V.(MWV), Berlin.

Nikolaisen, L., Nielsen, C., Larsen, M., Nielsen, V., Zielke, U., Kristensen, J. K., & Holm-Christensen, B. 1998, *Stroh als Energieträger: Technik – Umwelt – Ökonomie* Center für Biomasse Technologie, Kopenhagen.

Penkuhn, T. 1997, *Umweltintegriertes Stoffstrommanagement in der Prozessindustrie: dargestellt am Beispiel der operativen Produktionsplanung der Ammoniaksynthese*, Dissertation, Lang, Frankfurt a.M.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. 2003, *Plant design and economics for chemical engineers*, 5. ed., international ed., McGraw-Hill, Boston.

Phillips, S. D., Tarud, J., Bidy, M., & Dutta, A. 2011, *Gasoline from Wood via Integrated Gasification, Synthesis, and Methanol-to-Gasoline Technologies*, NREL/TP-5100-47594, National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden.

Prelipceanu, A., Kaballo, H. P., & Kerestecioglu, U. 2007, *Linde Rectisol Wash Process* 2nd International Freiberg Conference on IGCC & XtL, Freiberg.

Quaschnig, V. 2010, *Erneuerbare Energien und Klimaschutz : Hintergründe - Techniken - Anlagenplanung - Wirtschaftlichkeit*, 2., aktualis. Aufl., Hanser, München.

Raffelt, K. 2008, *Persönliches Gespräch am 15.12.2008* Institut für Katalysatorforschung und -Technologie (IKFT), Karlsruher Institut für Technologie (KIT), Karlsruhe.

Raffelt, K., Henrich, E., Koegel, A., Stahl, R., Steinhardt, J., & Weirich, F. 2006, "The BTL2 process of biomass utilization entrained-flow gasification of pyrolyzed biomass slurries", *Applied Biochemistry and Biotechnology*, vol. 129, no. 1, pp. 153-164.

Reich, J. & Benesch, W. 2007, "Hard Coal-fired Power Plants: Concepts and Criterias for Site Selection", *VGB PowerTech* no. 09/2007.

- Reimert, R., Marschner, F., Renner, H. J., Boll, W., Supp, E., Brejc, M., Liebner, W., & Schaub, G. 2000, "Gas Production, 2. Processes," in *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Wiley-VCH, Weinheim.
- Reinhold, G. 2001, "Betriebswirtschaftliche Bewertung der Bereitstellung von Stroh und Energiegetreide," in *Güzlöcher Fachgespräche Band 17: „Energetische Nutzung von Stroh, Ganzpflanzengetreide und weiterer halmgutartiger Biomasse“*, FNR, ed., Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), Gülzow.
- Remmers, J. 1991, *Zur Ex-ante-Bestimmung von Investitionen bzw. Kosten für Emissionsminderungsstechniken und den Auswirkungen der Datenqualität in meso-skalierten Energie-Umwelt-Modellen*, Dissertation, Shaker, Aachen.
- Rentz, O., Fröhling, M., Nebel, F., Schultmann, F., & Engels, B. 2006, *Integrierter Umweltschutz in der Metallerzeugung: Simulationsgestützte operative Produktionsplanung zur Optimierung metallurgischer Abfallverwertungsprozesse* Forschungsbericht des Instituts für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion (IIP), Karlsruhe.
- Requard, A. 2001, "Die Preisbildung in der Petrochemie," in *Volkswirtschaftslehre für Chemiker*, F. Festel, F. Söllner, & P. Bamelis, eds., Springer, Berlin.
- Schellberg, W. 2010, "Uhde's Prenflo process to be part of joint R&D project BioTfuel in France", *Chemical Engineering*, vol. 117, no. 4, p. 79.
- Schingnitz, M. 2002, "Die Vergasungstechnik - Eine Chance zur Gestaltung umweltkompatibler Prozesse in der chemischen und Zellstoffindustrie", *Chemie Ingenieur Technik*, vol. 74, no. 7, pp. 976-984.
- Schingnitz, M. 2010, "Übersichtsvortrag zur Vergasungstechnik", in *16. Kolloquium "Abfall & Altlasten aktuell"*, Technische Universität Dresden, ed., Technische Universität Dresden.
- Schultmann, F. 2003, *Stoffstrombasiertes Produktionsmanagement: betriebswirtschaftliche Planung und Steuerung industrieller Kreislaufwirtschaftssysteme*, 1. Aufl, Erich Schmidt, Berlin.
- Schultmann, F., Engels, B., & Rentz, O. 2003, "Closed-Loop Supply Chains for Spent Batteries", *Interfaces*, vol. 33, no. 6, pp. 57-71.

Schuster, A., Karellas, S., Kakaras, E., & Spliethoff, H. 2009, "Energetic and economic investigation of Organic Rankine Cycle applications", *Applied Thermal Engineering*, vol. 29, no. 8-9, pp. 1809-1817.

Schwaderer, F. 2012, *Integrierte Standort-, Kapazitäts- und Technologieplanung von Wertschöpfungsnetzwerken zur stofflichen und energetischen Biomassenutzung*, Dissertation, KIT Scientific Publishing, Karlsruhe.

Segatz, J. 2012, "Production of Green Hydrogen Using Renewable Feedstock Glycerin", *Chemie Ingenieur Technik*, vol. 84, no. 8, pp. 1303-1304.

Sichinga, J. & Buchanan, A. 2005, *Unlocking the potential wealth of coal introducing Sasol's unique coal-to-liquids technology*, Sasol Synfuels International (Pty) Ltd, Johannesburg.

Siemens AG 2008, *Siemens Fuel Gasification Technology*, Siemens AG, Erlangen.

Siemens AG 2011, *Siemens Gas Turbine SGT-2000E Series* Siemens AG - Energy Sector, Erlangen.

Siemens AG 2012, *Industrial Steam Turbines - The comprehensive product range from 2 to 250 megawatts* Siemens AG - Energy Sector, Erlangen.

Smith, A. & Klosek, J. 2001, "A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes", *Fuel Processing Technology*, vol. 70, no. 2, pp. 115-134.

Smith, R. 2005, *Chemical process design and integration* Wiley, Chichester.

Soerensen, L. 2001, "Straw-fired Combined Heat and Power Plant," in *Gülzower Fachgespräche Band 17: „Energetische Nutzung von Stroh, Ganzpflanzengetreide und weiterer halmgutartiger Biomasse“*, FNR, ed., Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), Gülzow.

Song, H. S., Ramkrishna, D., Trinh, S., & Wright, H. 2004, "Operating strategies for Fischer-Tropsch reactors: A model-directed study", *Korean Journal of Chemical Engineering*, vol. 21, no. 2, pp. 308-317.

Spengler, T. 1998, *Industrielles Stoffstrommanagement: betriebswirtschaftliche Planung und Steuerung von Stoff- und Energieströmen in Produktionsunternehmen*, 54, Erich Schmidt, Berlin.

Stahlschmidt, R., Boblenz, K., Krzack, S., & Meyer, B. 2010, "Ermittlung spezifizierter Kosten und ökologischer Auswirkungen der Erzeugung von BtL-Kraftstoffen", *Erdöl Erdgas Kohle*, vol. 126, no. 10, pp. 346-350.

Stare, R. 2010, "BioDME starts fueling trucks", *Chemical Engineering*, vol. 117, no. 10.

Stiefel, M. 2011, *Dimethylether-Direktsynthese aus kohlenmonoxidreichem Synthesegas*, Dissertation, Universitätsbibliothek der Universität Heidelberg, Heidelberg.

Stiefel, M., Ahmad, R., Arnold, U., & Döring, M. 2011, "Direct synthesis of dimethyl ether from carbon-monoxide-rich synthesis gas: Influence of dehydration catalysts and operating conditions", *Fuel Processing Technology*, vol. 92, no. 8, pp. 1466-1474.

Tijmensen, M., Faaij, A., Hamelinck, C., & van Hardeveld, M. 2002, "Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification", *Biomass and Bioenergy*, vol. 23, no. 2, pp. 129-152.

Trepanier, M. 2010, *Promoted Co-CNT nano-catalyst for green diesel production using Fischer-Tropsch synthesis in a fixed bed reactor*, Dissertation, University of Saskatchewan, Saskatoon.

Trippe, F., Fröhling, M., Schultmann, F., Stahl, R., & Henrich, E. 2010, "Techno-Economic Analysis of Fast Pyrolysis as a Process Step Within Biomass-to-Liquid Fuel Production", *Waste and Biomass Valorization*, vol. 1, no. 4, pp. 415-430.

Trippe, F., Fröhling, M., Schultmann, F., Stahl, R., & Henrich, E. 2011, "Techno-economic assessment of gasification as a process step within biomass-to-liquid (BtL) fuel and chemicals production", *Fuel Processing Technology*, vol. 92, no. 11, pp. 2169-2184.

Trippe, F., Fröhling, M., Schultmann, F., Stahl, R., & Henrich, E. 2012, "Techno-economic Assessment of Process Parameter Variations in Entrained Flow Gasification as a Process Step within Biomass-to-Liquid (BtL) Production", in *20th European Biomass Conference and Exhibition*, pp. 942-947.

Trippe, F., Fröhling, M., Schultmann, F., Stahl, R., Henrich, E., & Dalai, A. 2013, "Comprehensive techno-economic assessment of dimethyl ether (DME) synthesis and Fischer-Tropsch synthesis as alternative process steps within biomass-to-liquid production", *Fuel Processing Technology*, vol. 106, pp. 577-586.

Unger, S. 2008, *Persönliche Kommunikation am 9.12.2008* Wilhelm Spiess GmbH & Co. KG, Solingen.

van der Laan, G. P. 1999, *Kinetics, Selectivity and Scale Up of the Fischer-Tropsch Synthesis*, Dissertation, University of Groningen, Groningen.

van der Ploeg, R., Grootveld, G., Fleys, M., & Deprez, L. 2010, *Nuon Magnum Power Initiative 1200 MWe multi-feed IGCC* 2nd International Freiberg Conference on IGCC & XtL, Freiberg.

Vauck, W. & Müller, H. 2000, *Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik*, 11., Überarb. und erw. Aufl., Dt. Verl. für Grundstoffindustrie, Stuttgart.

VCI 2012, *Chemiewirtschaft in Zahlen 2011* Verband der Chemischen Industrie e.V. (VCI), Frankfurt a.M.

VdS 1999, *VdS Richtlinie 2242, Sicherheitsvorschriften für die Landwirtschaft (Ausgabe 1999-03)* VdS Schadenverhütung GmbH, Köln.

Villanueva Perales, A. L., Reyes Valle, C., Ollero, P., & Gómez-Barea, A. 2011, "Technoeconomic assessment of ethanol production via thermochemical conversion of biomass by entrained flow gasification", *Energy*, vol. 36, no. 7, pp. 4097-4108.

Willner, T., Scherer, P., Meier, D., & Vanselow, W. 2004, "Vergärung von Flash-Pyrolyseöl aus Holz zu Biogas", *Chemie Ingenieur Technik*, vol. 76, no. 6, pp. 838-842.

- Wöhe, G. & Döring, U. 2008, *Einführung in die allgemeine Betriebswirtschaftslehre*, 23., vollst. neu bearb. Aufl., Vahlen, München.
- Wolff, F. 2005, *Biomasse in Baden-Württemberg: ein Beitrag zur wirtschaftlichen Nutzung der Ressource Holz als Energieträger*, Dissertation, Universitätsverlag, Karlsruhe.
- Woods, M., Capicotto, P., Haslbeck, J., Kuehn, N., Matuszewski, M., Pinkerton, L., Rutkowski, M., Schoff, R., & Vaysman, V. 2007, *Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants - Volume I: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity*, DOE/NETL-2007/1281, National Energy Technology Laboratory (NETL), Pittsburgh.
- Wright, M. & Brown, R. 2007, "Establishing the optimal sizes of different kinds of biorefineries", *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, vol. 1, no. 3, pp. 191-200.
- Wright, M., Brown, R., & Boateng, A. 2008, "Distributed processing of biomass to bio-oil for subsequent production of Fischer-Tropsch liquids", *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, vol. 2, no. 3, pp. 229-238.
- Wright, M., Daugaard, D., Satrio, J., & Brown, R. 2010, "Techno-economic analysis of biomass fast pyrolysis to transportation fuels", *Fuel*, vol. 89, no. 1, p. S2-S10.
- Yang, J., Blanchette, D., de Caumia, B., & Roy, C. 2001, "Modelling, Scale-Up and Demonstration of a Vacuum Pyrolysis Reactor," in *Progress in Thermochemical Biomass Conversion*, Blackwell Science Ltd, pp. 1296-1311.

PRODUKTION UND ENERGIE

Karlsruher Institut für Technologie (KIT)



Institut für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion
Deutsch-Französisches Institut für Umweltforschung

ISSN 2194-2404

Die Bände sind unter www.ksp.kit.edu als PDF frei verfügbar
oder als Druckausgabe zu bestellen.

- Band 1** **National Integrated Assessment Modelling zur Bewertung
umweltpolitischer Instrumente.**
Entwicklung des otello-Modellsystems und dessen Anwendung
auf die Bundesrepublik Deutschland. 2012
ISBN 978-3-86644-853-7
- Band 2** **Erhöhung der Energie- und Ressourceneffizienz und
Reduzierung der Treibhausgasemissionen in der Eisen-,
Stahl- und Zinkindustrie (ERESTRE).** 2013
ISBN 978-3-86644-857-5
- Band 3** **Frederik Trippe**
**Techno-ökonomische Bewertung alternativer Verfahrens-
konfigurationen zur Herstellung von Biomass-to-Liquid (BtL)
Kraftstoffen und Chemikalien.** 2013
ISBN 978-3-7315-0031-5



Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, aus technischer sowie ökonomischer Sicht vielversprechende verfahrenstechnische Konfigurationen eines Biomass-to-Liquid (BtL) Konzepts zur Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse zu identifizieren und zu bewerten. Am Beispiel des bioliq-Verfahrens wird ein techno-ökonomisches Bewertungsmodell entwickelt, das verfahrenstechnische Auslegungsparameter direkt mit ihren wirtschaftlichen Auswirkungen verknüpft. Das techno-ökonomische Bewertungsmodell liefert Ergebnisse für die Stoff- und Energiebilanzen, die Investitionsschätzung sowie die Konversions- und Herstellkosten der Zwischenprodukte Pyrolyseslurry und Synthesegas sowie der Endprodukte Benzin, Diesel, Ethylen und Propylen. Aus den gewonnenen Ergebnissen werden geeignete Konfigurationen des BtL Konzepts abgeleitet und Schlussfolgerungen für die weitere verfahrenstechnische Entwicklung der Anlagen gezogen.

ISSN 2194-2404
ISBN 978-3-7315-0031-5

