

KIT SCIENTIFIC REPORTS 7580

Systemanalyse zur Gaserzeugung aus Biomasse

Untersuchung ausgewählter Aspekte:

- Biomasseaufkommen und -bereitstellung
- Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser
- Verfahrensvergleich der FT- und Methanolproduktion

L. Leible, S. Kälber, G. Kappler

L. Leible, S. Kälber, G. Kappler

Systemanalyse zur Gaserzeugung aus Biomasse

Untersuchung ausgewählter Aspekte:

- Biomasseaufkommen und -bereitstellung
- Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser
- Verfahrensvergleich der FT- und Methanolproduktion

Karlsruhe Institute of Technology
KIT SCIENTIFIC REPORTS 7580

Systemanalyse zur Gaserzeugung aus Biomasse

Untersuchung ausgewählter Aspekte:

- Biomasseaufkommen und -bereitstellung
- Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser
- Verfahrensvergleich der FT- und Methanolproduktion

von

L. Leible

S. Kälber

G. Kappler

Report-Nr. KIT-SR 7580

Gefördert durch das Ministerium für Ländlichen Raum, Ernährung und Verbraucherschutz mit Mitteln der Landesstiftung Baden-Württemberg.
Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autoren.

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 2011
Print on Demand

ISSN 1869-9669
ISBN 978-3-86644-656-4

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis	II
Tabellenverzeichnis	II
Abkürzungsverzeichnis	III
Zusammenfassung.....	1
Vorbemerkung	5
1 Biomasseaufkommen und Prozessketten der Biomassebereitstellung.....	7
1.1 Hintergrund.....	7
1.2 Aufkommen biogener Reststoffe und Abfälle in Deutschland und Baden-Württemberg ..	7
1.3 Aufkommen an Waldrestholz, Reststroh und Heu in Baden-Württemberg	8
1.4 Bereitstellung von Waldrestholz, Reststroh und Heu.....	15
1.4.1 Erfassung.....	15
1.4.2 Transport.....	16
1.5 Zusammenfassung und Ausblick.....	18
2 Verfahrensvergleich der Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser	21
2.1 Hintergrund.....	21
2.2 Vorbemerkungen zur Druckeinspeisung.....	22
2.3 Arten der Druckeinspeisung.....	24
2.3.1 Kammerschleuse	25
2.3.2 Zellenradschleuse	27
2.3.3 Stopfschnecke.....	28
2.3.4 Stopfkolben	29
2.4 Vergleich der Systeme zur Druckeinspeisung.....	31
2.4.1 Vergleich von Biomasse-Eintragssystemen mit Kohle-basierten Systemen.....	31
2.4.2 Zur Schleusengasproblematik.....	33
2.4.3 Handhabung der Stoffeigenschaften des Feststoffs.....	33
2.4.4 Verschleiß und Betriebskosten.....	34
2.4.5 Investitionsbedarf.....	35
2.4.6 Energieaufwand	35
2.5 Zusammenfassung und Ausblick.....	37
3 Verfahrensvergleich der Synthesegasnutzung zur Produktion von Fischer-Tropsch-Kraftstoff und Methanol	41
3.1 Hintergrund.....	41
3.2 Fischer-Tropsch-Synthese.....	42
3.2.1 Stöchiometrie und thermodynamische Grundlagen	42
3.2.2 Industrielle Anwendung.....	43
3.3 Methanolsynthese.....	44
3.3.1 Stöchiometrie und thermodynamische Grundlagen	45
3.3.2 Industrielle Anwendung – Reaktortypen.....	46
3.4 Techno-ökonomischer Verfahrensvergleich.....	49
3.4.1 Spezifikationsanforderungen an das Synthesegas	50
3.4.2 Quantitative Prozessparameter der beiden Synthesen	51
3.4.3 Spezifikation und Aufbereitung der Endprodukte	53
3.4.4 Energiebilanzen, Selektivitäten und Wirkungsgrade	56
3.4.5 Investitionen, Wirtschaftlichkeit und Größendegressionseffekte	58
3.5 Zusammenfassung und Ausblick.....	61
Literaturverzeichnis	63

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1.1:	Aufkommen an biogenen Rest- und Abfallstoffen in Deutschland und Baden-Württemberg im Jahr 2007 – Bedeutung von Reststroh und Waldrestholz	8
Abbildung 1.2:	Verteilung der Wald-, Acker- und Grünlandflächen in den einzelnen Regionen Baden-Württembergs	9
Abbildung 1.3:	Mobilisierbares Aufkommen an Waldrestholz, Reststroh und Heu von überschüssigem Grünland in Baden-Württemberg	11
Abbildung 1.4:	Mobilisierbares Waldrestholzaufkommen in Abhängigkeit des Hackschnitzelpreises	12
Abbildung 1.5:	Regional differenzierte Aufkommensdichte an Waldrestholz, Reststroh und Heu in den Landkreisen Baden-Württembergs	13
Abbildung 1.6:	Mobilisierbares Aufkommen bzw. Aufkommensdichte an Waldrestholz, Reststroh und Heu in den Gemeinden Baden-Württembergs	14
Abbildung 1.7:	Transportkosten von Waldrestholz, Reststroh, Heu und Slurry mit unterschiedlichen Transportmitteln auf der Kurzstrecke (0-100 km) und Langstrecke (100-500 km)	17
Abbildung 2.1:	Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser als Slurry oder in Staubform	21
Abbildung 2.2:	Allgemeine Funktionsstruktur des Ein- und Austrags von Schüttgütern in oder aus Druckräumen	23
Abbildung 2.3:	Schematische Darstellung der Aufbereitung und Einspeisung eines Feststoffs in einen Druckvergaser	24
Abbildung 2.4:	Schematische Darstellung eines Druckeinspeisesystems mit Kammerschleuse	26
Abbildung 2.5:	Schematische Darstellung einer Zellenradschleuse	28
Abbildung 2.6:	Schematische Darstellung einer Stopfschnecke	29
Abbildung 2.7:	Schematische Darstellung eines Stopfkolbens	30
Abbildung 3.1:	Herstellung flüssiger synthetischer Kraftstoffe: FT- und Methanolsynthese	41
Abbildung 3.2:	Der Lurgi MegaMethanol® Prozess	48
Abbildung 3.3:	Entwicklung der Marktpreise von Methanol gegenüber Erdgas und Erdöl	59

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1.1:	Kosten für Anbau, Ernte und Erfassung von Waldrestholz, Reststroh und Heu	15
Tabelle 2.1:	Wesentliche Merkmale zur Beschreibung von Druckeinspeisesystemen	25
Tabelle 2.2:	Vergleich der Druckeinspeisesysteme von Feststoffen	32
Tabelle 2.3:	Schleusengasbedarf in Kammerschleuse und Stopfkolben	33
Tabelle 2.4:	Betriebskosten einer Stopfkolbenanlage von TK Energi (TKE)	35
Tabelle 2.5:	Spezifischer Energieaufwand von Druckeinspeisesystemen	36
Tabelle 2.6:	Energieaufwand und Gesamtwirkungsgrad bei Kammerschleuse und Stopfkolben	36
Tabelle 3.1:	Druck und Temperatur verschiedener Technologien für die Methanolsynthese	46
Tabelle 3.2:	Typische Prozessparameter von Methanolreaktoren	47
Tabelle 3.3:	Vergleich quantitativer Prozessparameter	51
Tabelle 3.4:	Vergleich von Prozesskenngößen: Selektivität, Ausbeute, Umsatz und Wirkungsgrad	57

Abkürzungsverzeichnis

bbI	barrel
BtL	Biomass to Liquid
CtL	Coal to Liquid
DME	Dimethylether
FT	Fischer-Tropsch
FTS	Fischer-Tropsch-Synthese
GJ	Giga-Joule
GtL	Gas to Liquid
HS	Hackschnitzel
kJ	Kilo-Joule
Mg	Megagramm (= 1 t)
MOGD	Methanol to Olefines, Gasoline and Diesel
MTBE	Methyltertiäbutylether
MTG	Methanol To Gasoline
MTO	Methanol To Olefines
MTS	Methanol To Synfuel
Nm³	Normkubikmeter
oTS	organische Trockensubstanz
QB	Quaderballen
SMDS	Shell-middle-Distillate-Synthesis
TJ	Tera-Joule
TM	Trockenmasse
TS	Trockensubstanz
XtL	Coal, Gas or Biomass to Liquid

Zusammenfassung

Die thermochemische Gaserzeugung eröffnet vielfältige Möglichkeiten, unterschiedlichste Biomassearten sowohl zur Wärme-, Strom- und Kraftstoffproduktion als auch zur Produktion von chemischen Grundstoffen zu verwenden. Deshalb wurde vom Karlsruher Institut für Technologie (KIT) das zweistufige bioliq[®]-Verfahren entwickelt, um trockene Biomassen unterschiedlichster Herkunft effizient für die Produktion von Kraftstoffen und chemischen Grundstoffen einsetzen zu können.

Die **systemanalytische Begleitforschung** leistet zur Entwicklung dieses Verfahrens wesentliche Beiträge, die anhand technischer, ökonomischer und umweltrelevanter Kennwerte eine Einordnung in gegebene Rahmenbedingungen erlauben. Bei den aktuell durchgeführten Untersuchungen standen die nachfolgenden drei Aspekte im Vordergrund:

- Biomasseaufkommen und Prozessketten der Biomassebereitstellung
- Verfahrensvergleich der Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser
- Verfahrensvergleich der Synthesegasnutzung zur Produktion von Fischer-Tropsch-Kraftstoff und Methanol

Die im **ersten Arbeitsschwerpunkt** durchgeführten Analysen zum Biomasseaufkommen zeigen für das Bezugsjahr 2007, dass biogene Rest- und Abfallstoffe, die für eine energetische Nutzung geeignet sind, sowohl in Deutschland als auch in Baden-Württemberg bis heute noch zu großen Teilen ungenutzt sind. Dies gilt insbesondere für die mengenmäßig bedeutendsten Biomassearten Waldrestholz, Stroh und Heu von nicht mehr benötigten Grünlandflächen. Mit diesen Biomassen könnte in Baden-Württemberg ein energetisch nutzbares Aufkommen von jährlich rd. 3 Mio. Mg Trockenmasse bereitgestellt werden, ohne in Konflikt mit Bewirtschaftungsanforderungen oder Umweltauflagen zu kommen. Aufgrund der unterschiedlichen Verteilung der aufkommensrelevanten Flächen und der Nutzungsstrukturen ergibt sich regional ein sehr unterschiedlich verfügbares Aufkommen. So ist beispielsweise derzeit in vielen Regionen des Schwarzwalds, aufgrund der schwierigen Erschließungssituation, die Erfassung von Waldrestholz wirtschaftlich nicht darstellbar, obwohl dort der Holzeinschlag und damit auch das Waldrestholzaufkommen am höchsten sind.

Wie durchgeführte Untersuchungen zeigen, machen die Kosten für die Biomassebereitstellung (Erfassung und Transport) in der Regel mehr als die Hälfte der gesamten Gesteungskosten des Endprodukts (z.B. Fischer-Tropsch-Kraftstoff) aus. Folglich sollte bei Optimierungsanstrengungen das Augenmerk nicht nur auf die Ausgestaltung anlagentechnischer Prozesse gerichtet werden, sondern vor allem auch auf die Biomassebereitstellung und die damit verbundenen Mobilisierungs- und Organisationsstrukturen. Um das bestehende Optimierungspotenzial ausschöpfen

zu können, sind detaillierte Kenntnisse über die Prozesse der Biomasseerfassung, -konditionierung und des -transports notwendig.

Im **zweiten Arbeitsschwerpunkt** der Systemanalyse wird ein Überblick zum technischen Stand der Einspeisung von stückiger Biomasse in Druckvergaser gegeben, wobei aufgrund des frühen Entwicklungsstands auch Bezug auf Kohleeintragssysteme genommen wird. Neben ihren technischen Spezifikationen, werden die Systeme zur Druckeinspeisung sowohl hinsichtlich ihres Verhaltens im Betrieb, des benötigten Energieaufwands als auch der damit verbundenen Kosten verglichen.

Bei der durchgeführten Literaturlauswertung zur Biomasseeinspeisung in Druckvergaser konnte keine Untersuchung gefunden werden, die ausführlich über den praktischen Betrieb eines Druckeinspeisesystems berichtet. Wie die zum Teil recht deutlich voneinander abweichenden Einschätzungen verschiedener Autoren zeigen, lassen sich die Eigenschaften der verschiedenen Bauarten auf allgemeiner, bauartorientierter Ebene nur bedingt gegeneinander abgrenzen und bewerten. Dies dürfte vor allem auf den großen Einfluss der jeweiligen Stoffeigenschaften der Biomasse auf das Betriebsverhalten des Einspeisesystems zurückzuführen sein, aber auch auf den insgesamt unübersichtlichen Entwicklungsstand der verschiedenen Bauarten, der zwischen Katalogprodukt - mit oder ohne Anpassungsbedarf - bis hin zur kundenspezifischen Einzelfertigung einzuordnen ist. Es gilt folglich abzuwarten, welche Erfahrungen in den nächsten Jahren aus den derzeit im Aufbau und in der Demonstration befindlichen Anlagen gewonnen werden, um dann zu einer differenzierteren Einschätzung kommen zu können, unter welchen Rahmenbedingungen (Biomasseart, Druckniveau des Vergasers, Verwendung des Gases) welche Biomasse-Einspeisesysteme zu bevorzugen sind.

Mit Blick auf das bioliq®-Verfahren - bei dem die Biomasse in Form eines Slurrys in den Druckvergaser eingespeist wird - besteht folglich nach dem derzeitigen Kenntnisstand kein Anlass, diese Verfahrensweise zu ändern. Dies wird dadurch noch bestärkt, dass mit dem Slurry aus der Biomasse ein Zwischenprodukt erzeugt wird, das aufgrund seiner hohen volumetrischen Energiedichte über weite Entfernungen kostengünstig transportiert werden kann.

Im **dritten Arbeitsschwerpunkt** wird ein techno-ökonomischer Verfahrensvergleich der Synthese von Fischer-Tropsch-Kraftstoff und von Methanol durchgeführt - einschließlich der notwendigen weiteren Aufarbeitungs- bzw. Weiterverarbeitungsschritte zum Kraftstoff. Ausgehend von den stöchiometrischen und thermodynamischen Grundlagen werden die wesentlichen verfahrenstechnischen Spezifika beider Technologieoptionen dargestellt, bis hin zu ihrer industriellen Anwendung. Im anschließenden techno-ökonomischen Verfahrensvergleich werden die Spezifikationsanforderungen an das Synthesegas, die quantitativen Prozessparameter, sowie die Spezifikation und Aufbereitung der Endprodukte zu den beiden Synthesen vergleichend aufgeführt. An-

gaben zu Wirkungsgraden und Energiebilanzen, und eine ökonomische Einordnung runden diesen Vergleich ab.

Die Untersuchungen zeigen, dass sowohl die Fischer-Tropsch- als auch die Methanolsynthese zur Herstellung von Kohlenwasserstoffen bzw. synthetischen Kraftstoffen aus biogenem Synthesegas grundsätzlich geeignet sind. Die Stärken und Schwächen jeder Technologie müssen jedoch bezogen auf das gesamte Kraftstoff-Konzept und nicht nur in den limitierten Systemgrenzen der Synthesen abgewogen werden. Des Weiteren haben auch strategische und wirtschaftliche Entscheidungen eine Auswirkung auf die Wahl der Technologie, da das technologische Know-how beider Syntheseverfahren nur im Besitz und Vertrieb von sehr wenigen Firmen ist. Deshalb müssen auch Entscheidungen über strategische industrielle Partnerschaften in die Abwägungen mit einbezogen werden.

Vorbemerkung

Leitlinie für eine nachhaltige energetische Nutzung von Biomasse muss es sein, nicht in Konkurrenz zur Nahrungs- und Futtermittelproduktion zu stehen. Hierfür bieten die trockenen Restbiomassen aus der Land- und Forstwirtschaft ein großes Potenzial. Allerdings stellen sie aufgrund ihres dezentralen Aufkommens und niedrigen volumetrischen Energieinhalts besondere Anforderungen an die Konditionierung und Logistik. Darüber hinaus führt die direkte Verbrennung aschereicher Restbiomassen, wie z.B. Getreidestroh oder Heu, zu großen technischen Problemen, aufgrund der niedrigen Ascheerweichungstemperaturen und des daraus folgenden hohen Ascheagglomerationsrisikos.

Über die Vergasung eröffnen sich vielfältige Möglichkeiten, diese problematischen Biomassearten sowohl zur Wärme-, Strom- und Kraftstoffproduktion als auch zur Produktion von chemischen Grundstoffen zu verwenden. Dazu wurde vom KIT das zweistufige bioliq®-Verfahren entwickelt (Dahmen und Dinjus 2010; Dahmen et al. 2007; Henrich und Weirich 2004). Die trockene Biomasse wird hierbei zunächst durch die Schnellpyrolyse in einen Slurry überführt – dies ist eine Suspension aus Pyrolyseöl und Pyrolysekoks. Dieser Slurry ist pumpfähig und kann dann in der zweiten Stufe in einen Hochdruck-Flugstromvergaser eingespeist und in ein teerfreies Synthesegas überführt werden. Nach entsprechender Reinigung lässt sich dieses Gas dann für chemische Synthesen – z.B. zur Produktion von Fischer-Tropsch-Kraftstoff oder Methanol – oder zur Strom-/Wärmeerzeugung nutzen. Die bisherigen Arbeiten haben die prinzipielle technische Machbarkeit des Verfahrens nachgewiesen. Für seine großtechnische Umsetzung sind weitere Verbesserungen und Optimierungen diverser Verfahrensschritte notwendig.

Die **systemanalytische Begleitforschung** leistet zu diesen Verfahrensentwicklungen wesentliche Beiträge, die anhand technischer, ökonomischer und umweltrelevanter Kenndaten eine Einordnung in gegebene Rahmenbedingungen erlauben (Kappler 2008, 2010; Lange 2008; Leible et al. 2007, 2008). Diese gilt es weitergehend zu differenzieren und insbesondere den technologischen Entwicklungen oder veränderten Rahmenbedingungen anzupassen.

So konzentrierten sich die aktuell durchgeführten und in diesem Bericht dargestellten systemanalytischen Arbeiten auf die folgenden drei Aspekte der Begleitforschung:

- Biomasseaufkommen und Prozessketten der Biomassebereitstellung, mit Schwerpunkt Waldrestholz, Getreidestroh und Heu von überschüssigem Grünland (KAPITEL 1)
- Verfahrensvergleich der Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser (KAPITEL 2)
- Verfahrensvergleich der Synthesegasnutzung zur Produktion von Fischer-Tropsch-Kraftstoff und Methanol (KAPITEL 3)

1 Biomasseaufkommen und Prozessketten der Biomassebereitstellung

1.1 Hintergrund

Die durchgeführten Analysen zum Aufkommen biogener Rest- und Abfallstoffe in Deutschland und Baden-Württemberg (Bezugsjahr: 2007) verdeutlichen (vgl. Abbildung 1.1), dass insbesondere in der Land- und Forstwirtschaft große und bis dato weitestgehend ungenutzte Mengen an Biomasse anfallen, die für eine energetische Nutzung geeignet sind. Zudem lassen Entwicklungen in der Land- und Forstwirtschaft erwarten, dass das Aufkommen dieser biogenen Reststoffe tendenziell noch weiter ansteigen wird.

Mit der Frage nach den Potenzialen energetisch nutzbarer Biomasse ist untrennbar auch immer die Frage nach dem Aufkommensort verbunden. Die räumliche Trennung von Aufkommens- und Verwertungsort der Biomasse erfordert kostenintensive Transportprozesse, wobei die Biomasse zuvor im Rahmen der Erfassung zu größeren Mengen zusammengefasst und in transportierbarer Form bereitgestellt werden muss. Einige aktuelle Ergebnisse zu den Erfassungs- und Transportkosten von Waldrestholz, Stroh (genauer: Reststroh), Heu und Slurry werden vorgestellt, in Abhängigkeit von Transportentfernung und -mittel.

Anhand der bisher gewonnenen Ergebnisse hat sich gezeigt, dass die Bereitstellung (Erfassung und Transport) der Biomasse frei Anlage – je nach BtL(Biomass-to-Liquid)-Anlagengröße – die Hälfte bis zwei Drittel der Kosten des gesamten BtL-Prozesses bedingen. Es sind insbesondere diese Kosten, die die ökonomische Machbarkeit des Verfahrens begrenzen. Aus diesem Grund muss sich ein Hauptaugenmerk bei der Analyse und Bewertung von BtL-Verfahren darauf richten, inwieweit das energetisch nutzbare und großräumig verteilte Biomasseaufkommen (z.B. Waldrestholz, Reststroh oder gezielt angebaute Energiepflanzen) durch eine entsprechend angepasste Erfassungs- und Transportlogistik wirtschaftlich bereitgestellt werden kann.

1.2 Aufkommen biogener Reststoffe und Abfälle in Deutschland und Baden-Württemberg

In diesem Arbeitsschwerpunkt der Systemanalyse ist die Bestimmung der energetisch nutzbaren Biomasseaufkommen in Deutschland und Baden-Württemberg wesentlicher Untersuchungsgegenstand. Für Baden-Württemberg erfolgen die Analyse und Darstellung von Waldrestholz, Stroh und Heu von überschüssigem Grünland zudem in hoher räumlicher Auflösung.

Einleitend wird in Abbildung 1.1 das Ergebnis einer Abschätzung (Bezugsjahr 2007) des Aufkommens an biogenen Rest- und Abfallstoffen in Deutschland und Baden-Württemberg vorgestellt.

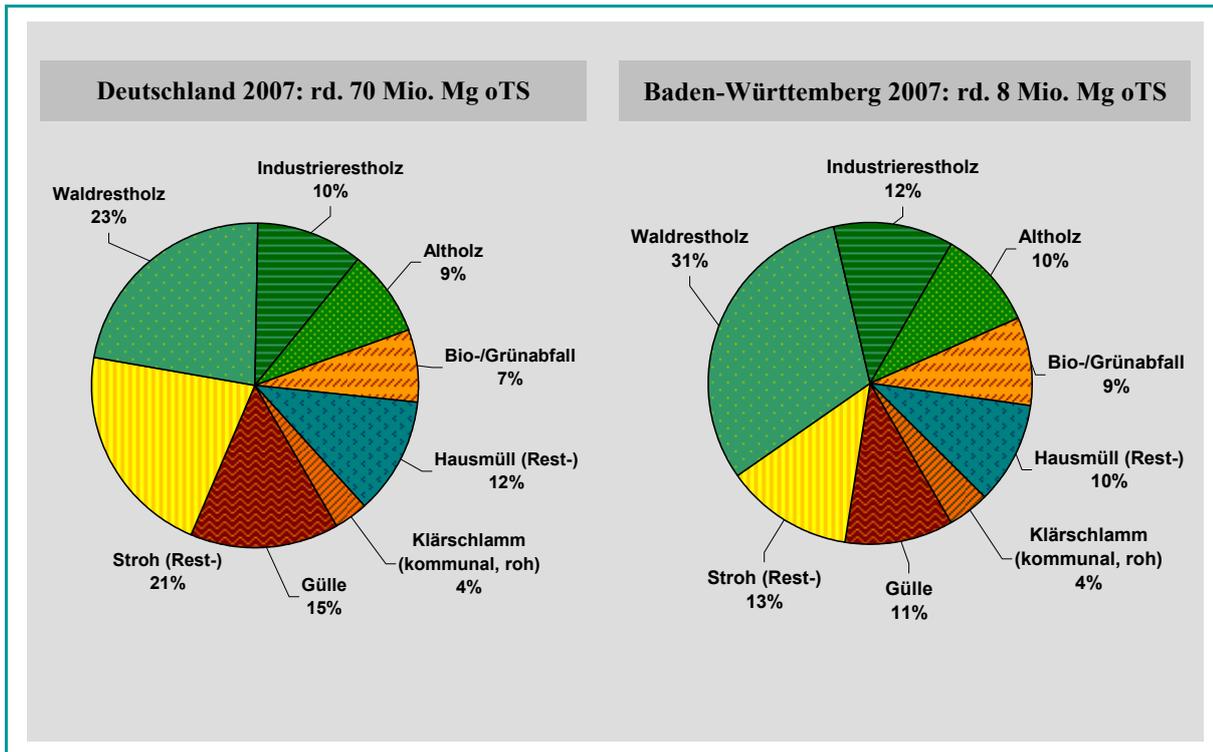


Abbildung 1.1: Aufkommen an biogenen Rest- und Abfallstoffen in Deutschland und Baden-Württemberg im Jahr 2007 – Bedeutung von Reststroh und Waldrestholz

Aus dieser Gesamtschau wird ersichtlich, wie bedeutend das Aufkommen an Waldrestholz und Reststroh ist. Beim Vergleich der durchgeführten Abschätzung für das Bezugsjahr 2007 mit den Ergebnissen für das Bezugsjahr 2002 (Leible et al., 2007) wird deutlich, dass das Aufkommen an biogenen Rest- und Abfallstoffen – entgegen der allgemeinen Erwartung – in Deutschland mit rd. 70 Mio. Mg oTS bzw. in Baden-Württemberg mit rd. 8 Mio. Mg oTS konstant geblieben ist. Auch bei den relativen Beiträgen der einzelnen Biomasseträger zu diesem Aufkommen gab es kaum nennenswerte Verschiebungen.

1.3 Aufkommen an Waldrestholz, Reststroh und Heu in Baden-Württemberg

Im Rahmen der Potenzialanalyse für Waldrestholz, Reststroh und Heu von überschüssigem Grünland wird in diesem Arbeitsschwerpunkt der Frage nachgegangen, wie sich die räumliche Verteilung des Aufkommens in Baden-Württemberg gestaltet. Das Ziel der Analyse ist es, regionalspezifische Gegebenheiten (z.B. Landnutzungsform, Topografie, Besitzstruktur, u.a.) Baden-Württembergs mit einzubeziehen und die Ergebnisse unter Einsatz eines geografischen Informationssystems (GIS) in starker regionaler Differenzierung als „mobilisierbares“ Biomasseaufkommen abzubilden.

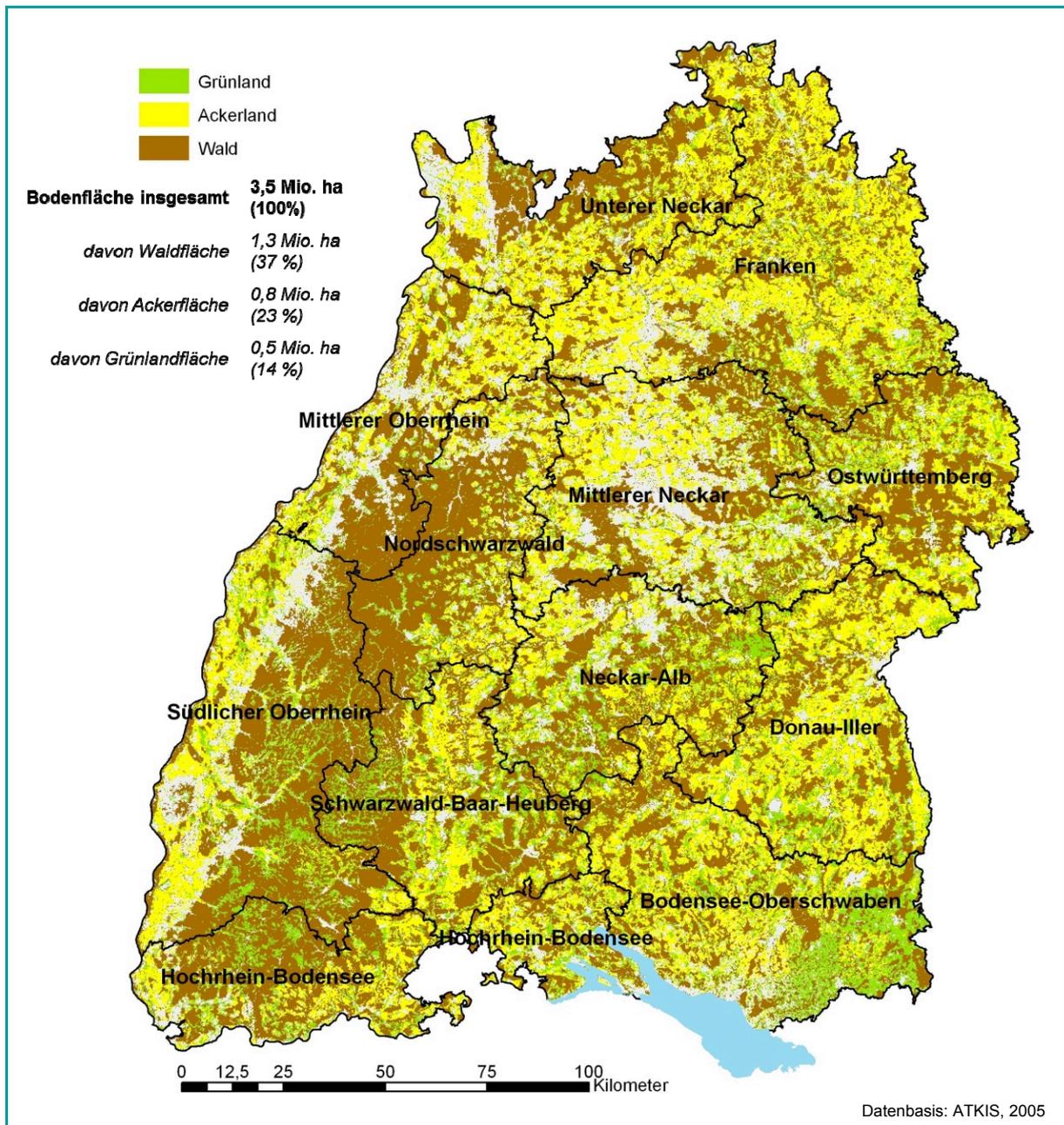


Abbildung 1.2: Verteilung der Wald-, Acker- und Grünlandflächen in den einzelnen Regionen Baden-Württembergs

Ausgangspunkt für die Abschätzungen zum räumlich differenzierten Aufkommen an Waldrestholz, Reststroh und Heu von überschüssigem Grünland bildet die spezifische Flächennutzung in den einzelnen Gemeinden. Einen Einblick in die Landnutzung Baden-Württembergs gibt Abbildung 1.2, in der die Verteilung der Wald-, Acker- und Grünlandflächen in den einzelnen Regionen dargestellt ist. Insgesamt verfügt Baden-Württemberg über eine Bodenfläche von rd. 3,5 Mio. ha. Nach der aktuellen statistischen Flächenerhebung (StaLa, 2010a) bzw. der Agrarstrukturerhebung (StaLa, 2008) sind davon 37 % Waldflächen, 23 % Ackerflächen und 14 % Dauergrünlandflächen (s. Abbildung 1.2).

Die bewaldete Fläche von ca. 1,3 Mio. Hektar (StaLa, 2010a) hat in den letzten 20 Jahren leicht zugenommen, vor allem bedingt durch den Rückzug der Landwirtschaft aus der Bewirtschaftung benachteiligter Grünlandflächen. Die Waldflächen sind hierbei vorzugsweise in Gebieten mit einer verstärkt hügeligen Topografie (Schwarzwald, Schwäbische Alb) vorzufinden, welche für andere Landnutzungsformen eher ungeeignet sind. Insgesamt ist ein großer Teil dieser statistisch ausgewiesenen Waldflächen aufgrund ihrer erschwerten Zugänglichkeit, aber auch aufgrund gesetzlicher Bestimmungen (insbesondere Naturschutzgebiete; Anteil etwa: 3,5 %) nicht oder nur sehr eingeschränkt nutzbar. So stehen nach eigener Abschätzung nur etwa 80 % der Waldfläche für eine Nutzung tatsächlich zur Verfügung.

Die Ackerflächen in Baden-Württemberg waren durch Änderung des Bewirtschaftungsumfangs in den letzten Jahren gewissen Schwankungen unterworfen. So verzeichnete der Umfang der stillgelegten Ackerflächen bis 2007, z.B. durch Auflagen der Agrarpolitik – insbesondere zur Stützung der Erzeugerpreise – in den beiden letzten Jahrzehnten einen deutlichen Zuwachs. Gegenwärtig beträgt die Ackerfläche in Baden-Württemberg rund 0,8 Mio. ha; hiervon dienen rund 60 % der Getreideerzeugung (StaLa, 2010b).

Baden-Württemberg hat nach Angaben der aktuellen Agrarstrukturerhebung (StaLa, 2008) eine Dauergrünlandfläche von rd. 0,5 Mio. ha. Wie aus Abbildung 1.2 ersichtlich ist, sind die Flächen regional sehr unterschiedlich verteilt, wobei vor allem im Schwarzwald, im Allgäu oder von der Südwestalb bis zum Albvorland von ausgeprägten Grünlandstandorten gesprochen werden kann.

Datenbasis für die Analyse des künftig zu erwartenden Aufkommens an Waldrestholz bildeten die Ergebnisse der Bundeswaldinventur, in Kombination mit dem von der Forstlichen Versuchs- und Forschungsanstalt Freiburg entwickelten Holzaufkommensprognosemodell WEHAM (Kappler, 2008). Wie sich bei der Analyse zeigte, könnten neben dem Waldrestholz (Schlagabraum) im engeren Sinne auch weitere Holzsortimente für eine energetische Nutzung einbezogen werden, für die es gegenwärtig nur unzureichende Absatzmöglichkeiten gibt (z.B. Starkholz), oder die bisher überwiegend einer stofflichen Verwertung vorbehalten waren (z. B. Industrieholz).

Für die Abschätzung des für eine energetische Nutzung zur Verfügung stehenden Stroh wurde auf aktuelle Daten der Agrarstrukturerhebung (StaLa, 2008; Bezugsjahr 2007) zurückgegriffen. Die hierbei zugrunde gelegte methodische Vorgehensweise ist bereits mehrfach dokumentiert (Kappler, 2008; Leible et al., 2007).

Bei diesen Untersuchungen wurde neben den energetisch nutzbaren Potenzialen an Waldrestholz und Reststroh auch Heu von überschüssigem Grünland berücksichtigt. Dies begründet sich aus der Tatsache, dass durch den starken Rückgang der Rindviehhaltung Grünland in zunehmen-

dem Maße nicht mehr zur Raufutterproduktion benötigt wird und somit als „überschüssig“ eingestuft werden kann. Heu von diesen Grünlandflächen könnte somit das für die energetische – insbesondere thermochemische – Verwertung zur Verfügung stehende Biomassepotenzial deutlich erhöhen. Bei den Abschätzungen zum überschüssigen Grünland wurde auf eine umfangreiche Untersuchung von ITAS (Rösch et al., 2007) zurückgegriffen und diese anhand aktueller agrarstatistischer Daten für das Bezugsjahr 2007 fortgeschrieben.

Abbildung 1.3 zeigt, dass in Baden-Württemberg (Bezugsjahr 2007) ein jährliches Aufkommen von insgesamt rd. 5 Mio. Mg TM (Trockenmasse) an Waldrestholz, Reststroh und Heu von überschüssigem Grünland ausgewiesen werden kann. Unter Berücksichtigung von restriktiven Faktoren (z.B. Topografie, Umweltauflagen, Bodenfruchtbarkeit, u.a.), die eine umfängliche Mobilisierung dieses Aufkommens einschränken, reduziert es sich auf rd. 3 Mio. Mg TM.

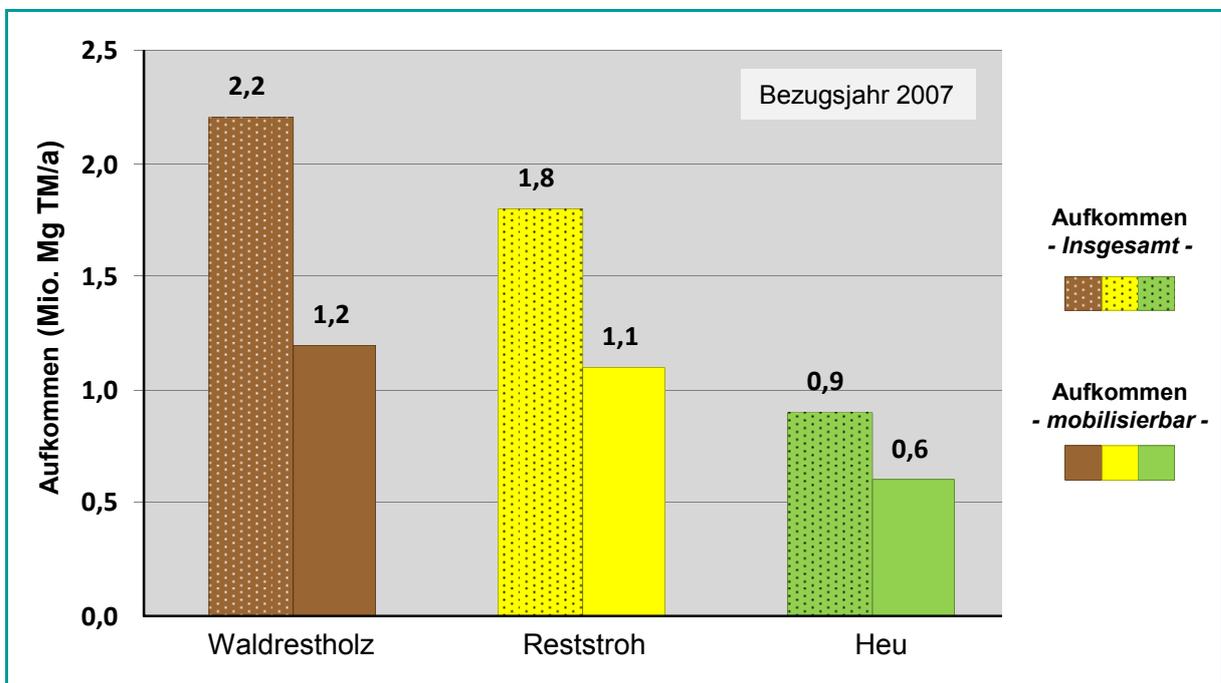


Abbildung 1.3: Mobilisierbares Aufkommen an Waldrestholz, Reststroh und Heu von überschüssigem Grünland in Baden-Württemberg

Betrachtet man das für eine energetische Nutzung potenziell mobilisierbare Aufkommen an Waldrestholz (1,2 Mio. Mg TM), Reststroh (1,1 Mio. Mg TM) und Heu von überschüssigem Grünland (0,6 Mio. Mg TM), so resultiert – bezogen auf die Bodenfläche des Landes Baden-Württemberg (3,5 Mio. ha) – eine durchschnittliche Aufkommensdichte von rd. 0,8 Mg TM/ha.

Die Mobilisierbarkeit dieses Aufkommens steht in einem engen Zusammenhang mit dem Marktpreis für die jeweiligen Biomasseträger. In Abbildung 1.4 ist dies exemplarisch für das Waldrestholzaufkommen dargestellt. Wie veranschaulicht, kann bei einem Preis von unter 20 €/Mg TM frei Waldstraße nahezu kein Waldrestholz in Form von Hackschnitzel bereitgestellt werden.

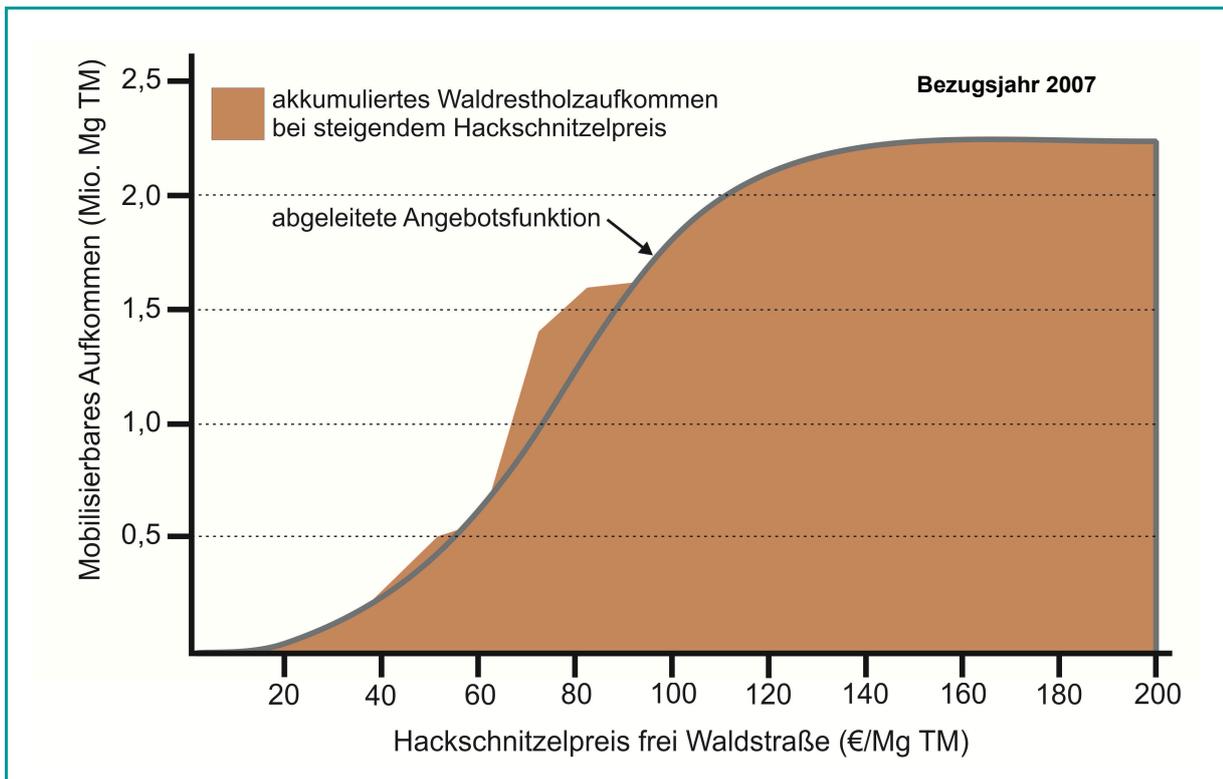


Abbildung 1.4: Mobilisierbares Waldrestholzaufkommen in Abhängigkeit des Hackschnitzelpreises

Entsprechend dem S-förmigen Verlauf der Kurve ist für das Aufkommen im Bereich von 60 bis 80 €/Mg TM eine hohe Preiselastizität gegeben, was bedeutet, dass relativ geringe Preissteigerungen ein entsprechend größeres Angebot an Hackschnitzel zur Folge haben.

In grober Näherung können in diesem preiselastischen Bereich rund 60 % des gesamten theoretischen Aufkommens in Höhe von 2,2 Mio. Mg TM bereitgestellt werden. Steigt das gegenwärtige Energiepreisniveau und die damit korrespondierende Nachfrage nach Waldrestholz weiter an, wird sich zwangsläufig auch der Marktpreis für Hackschnitzel erhöhen.

Wie sich die Aufkommensdichten der angeführten Biomasseträger auf Stadt-/Landkreisebene Baden-Württembergs darstellen, verdeutlicht Abbildung 1.5. Dabei zeigt sich, dass – wie nicht anders zu erwarten – die hier dargestellten Aufkommensdichten an Waldrestholz, Reststroh und Heu von den jeweils vor Ort dominierenden Landnutzungsformen (Waldbau, Acker- und Grünlandnutzung, vgl. Abbildung 1.2, S. 9) abhängig sind.

Demnach bieten hinsichtlich des Strohens die Landkreise der Region Franken und Donau-Iller die größten Aufkommenspotenziale, während die größten Aufkommensdichten an Waldrestholz in den Landkreisen im Bereich des Schwarzwalds liegen. Die höchsten Aufkommensdichten für Heu von überschüssigem Grünland sind in den Regionen Neckar-Alb und Mittlerer Neckar zu finden.

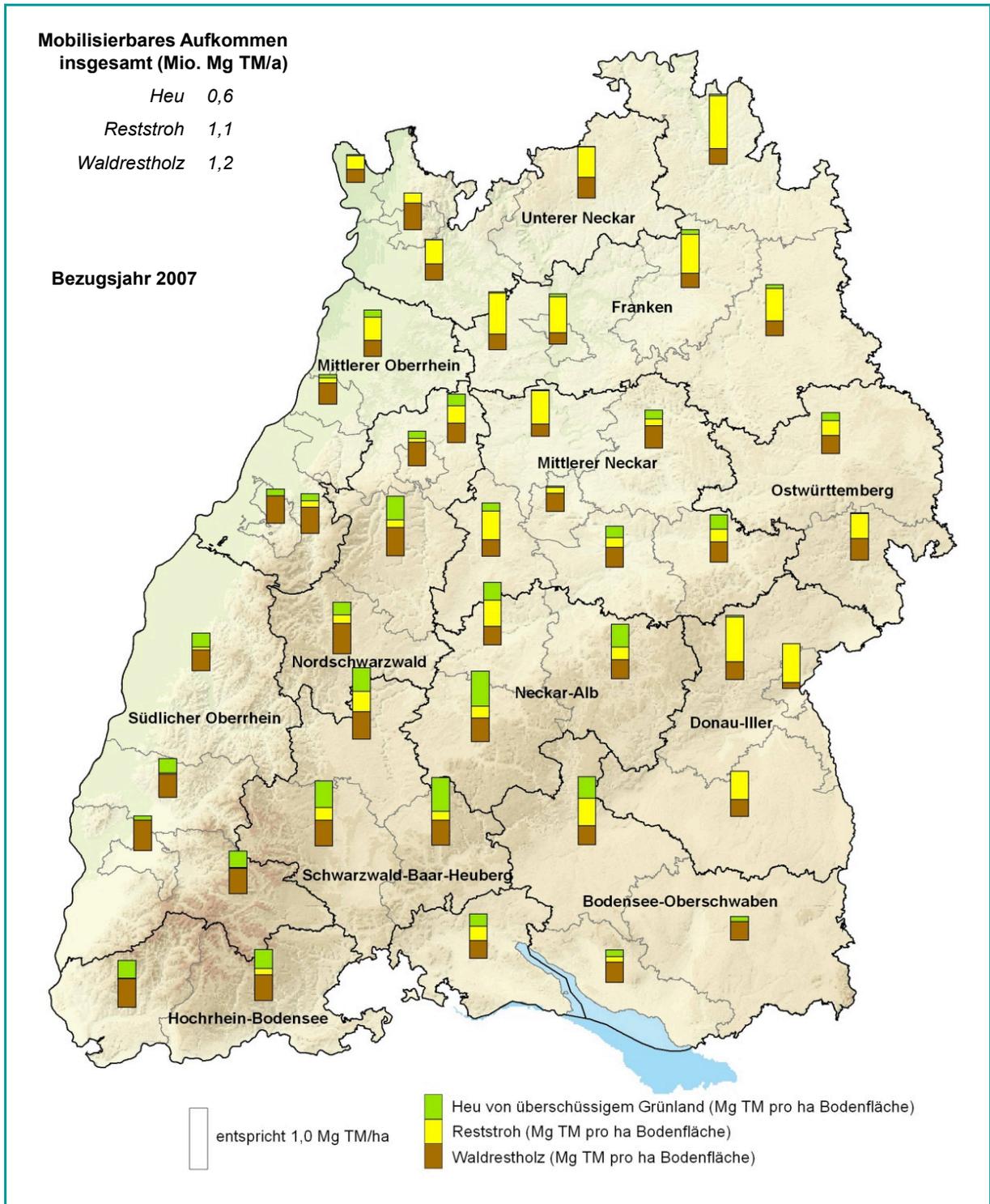


Abbildung 1.5: Regional differenzierte Aufkommensdichte an Waldrestholz, Reststroh und Heu in den Landkreisen Baden-Württembergs

In Abbildung 1.6 sind das mobilisierbare Aufkommen an Waldrestholz, Reststroh und Heu von Überschussgrünland zusammengeführt und in hoher räumlicher Auflösung (Gemeindeebene) dargestellt. Hinsichtlich der Aufkommensdichte (Mg TM/ha Bodenfläche) wurde eine Gruppierung der Gemeinden in 4 Aufkommens-Klassen vorgenommen, und zwar mit der Differenzierung 0,0 bis 0,5 (Klasse 1), 0,5 bis 0,9 (Klasse 2); 0,9 bis 1,3 (Klasse 3); 1,3 bis 5,0 (Klasse 4).

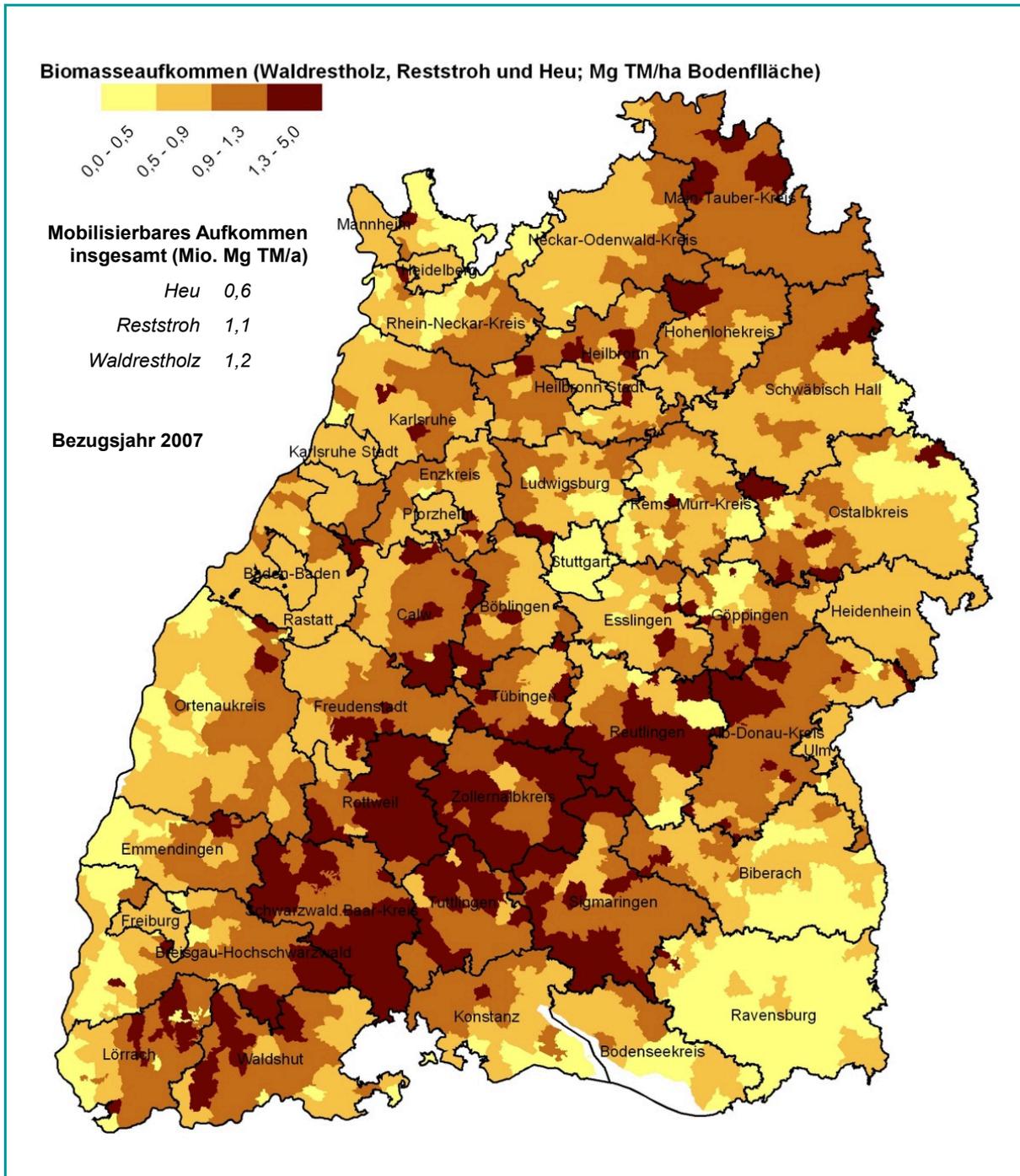


Abbildung 1.6: Mobilisierbares Aufkommen bzw. Aufkommensdichte an Waldrestholz, Reststroh und Heu in den Gemeinden Baden-Württembergs

Bemessen an der Bodenfläche von Baden-Württemberg haben Klasse 1 und 4 jeweils einen Anteil von rd. 15 %, während die Klassen 2 und 3 jeweils einen Anteil von 35 % innehaben. Die Klassen 1, 2, 3 und 4 tragen 4 %, 28 %, 37 % und 31 % zum Gesamt-Aufkommen von rd. 3 Mio. Mg TM an Waldrestholz, Stroh und Heu bei.

1.4 Bereitstellung von Waldrestholz, Reststroh und Heu

Die Bereitstellung von Biomasse an einer Bioenergieanlage erfolgt durch einen aufwändigen Prozess, der im Wesentlichen aus folgenden Teilschritten besteht: Erfassung und Konditionierung am Aufkommensort (Ballen pressen; Restholz häckseln), Zwischenlagerung (z.B. Feldmiete) und Transport vom Aufkommens- bzw. Lagerort zur Bioenergieanlage. Wie bereits erwähnt, kommt dem Bereitstellungsprozess unter technischen wie auch ökonomischen Aspekten besondere Bedeutung zu. Im Folgenden werden die wesentlichen ökonomischen Kenngrößen für die gängigsten biomassespezifischen Bereitstellungsverfahren dargelegt.

1.4.1 Erfassung

Im Allgemeinen ist der Prozess der Erfassung von der Art der Biomasse abhängig und dient dazu, die Biomasse an ihrem Aufkommensort zu größeren Mengen zusammenzufassen und transportierbar bereitzustellen. Unter ökonomischen und technischen Gesichtspunkten wird hierbei üblicherweise eine bestimmte Ernteform verlangt bzw. favorisiert, die in Abhängigkeit der spezifischen Biomasseeigenschaften und der Erschließungssituation vor Ort den Einsatz einer speziellen Erfassungstechnologie erfordert.

Tabelle 1.1: Kosten für Anbau, Ernte und Erfassung von Waldrestholz, Reststroh und Heu

	Waldrestholz	Reststroh	Heu
Kosten für die Erfassung (inkl. Anbau, Dünger,...)	85 €/Mg TM ¹⁾	60 €/Mg TM ¹⁾	150 €/Mg TM ²⁾
Erläuterungen	Anfall nach Durchforstung und Stammholzernte; Verfahren teilmechanisiert; Lagerung des Waldrestholzes an der Waldstraße; nach Hacken Direktanlieferung zur Anlage	Düngung nach Nährstoffzug; Erfassung mit Quaderballenpresse groß (Eigenmechanisierung) nach Getreideernte, Lagerung am Feldrand (Abdeckung mit Folie)	Produktion von überständigem Heu (1 Schnitt/Jahr) durch Pflegemaßnahmen; Düngung nach Nährstoffzug; Erfassung mit Quaderballenpresse groß (Lohnmaschine), Lagerung am Idw. Betrieb

Quellen: ¹⁾ Kappler (2008); ²⁾ LEL (2009), angepasst

Für die Erfassung und Konditionierung des Waldrestholzes können je nach örtlichen Gegebenheiten unterschiedliche, mehr oder weniger stark mechanisierte Erntesysteme bzw. Erntetechniken zum Einsatz kommen. Welches Verfahren in der Praxis eingesetzt wird, muss von Fall zu Fall entschieden werden und hängt von einer Reihe von Faktoren ab (z.B. Erschließungssituation, Hietsmenge, Qualitätsanforderung, u.a.). Abschätzungen haben gezeigt, dass teilmechanisierte Verfahren zwar weniger leistungsstark sind, aufgrund der geringeren Systemkosten unter ökonomischen Gesichtspunkten jedoch vielfach besser abschneiden als vollmechanisierte Verfahren.

Unter Berücksichtigung unterschiedlicher gemeindespezifischer Gegebenheiten (Geländeverhältnisse, Waldaufbau, Holzentnahme, Besitzstruktur, u.a.) zeigten eigene raumbezogene Analy-

sen, dass der durchschnittliche Kostensatz für die Erfassung von Waldrestholz (Hackschnitzel frei Waldstraße) in Baden-Württemberg bei rund 85 €/Mg TM liegt (vgl. Tabelle 1.1).

Im Falle von Stroh und Heu stellt die Erfassung ein in der Praxis ebenso gängiges wie bewährtes Verfahren dar. Dabei bildet der Einsatz leistungsstarker Ballenpressen einen wesentlichen Eckpunkt für eine kostengünstige Erfassung. Wie aus Tabelle 1.1 ersichtlich, liegen die Kosten für die Erfassung von Heu erheblich über denen von Reststroh. Dies ist in erster Linie auf die im Vergleich zum Stroh geringeren Flächenerträge, die zeit- und kostenintensivere Ernte und Konditionierung (zetten und schwaden) sowie auf die Düngemaßnahmen zurückzuführen.

1.4.2 Transport

Nach der Erfassung der Biomasse erfolgt der eigentliche Transport, in dessen Verlauf durch eine Kombination verschiedener Transportfahrzeuge und Behältnisse diverse Be-, Um- und Entladevorgänge durchgeführt werden. Gerade mit Blick auf Großanlagen und die dadurch bedingten großen Transportentfernungen bei der Anlieferung der Biomasse spielen die dabei entstehenden Kosten eine bedeutende Rolle.

Nachfolgend sind in Abbildung 1.7 einige Ergebnisse zu den Kosten des Transports von Waldrestholz (Hackschnitzel, HS), Reststroh (Quaderballen, QB), Heu (Quaderballen, QB) und Slurry mit unterschiedlichen Transportmitteln (landwirtschaftlicher Schlepper, Lkw, Bahn) für Kurzstrecken (0-100 km) und für Langstrecken (100-500 km) zusammengestellt.

Abbildung 1.7 macht deutlich, dass der Reststroh- und Heutransport – mit Ausnahme des Hackschnitzeltransports mit dem Schlepper – grundsätzlich immer teurer ist als der Transport von Waldrestholz in Form von Hackschnitzel. Der Reststrohtransport per Lkw ist erst über 60 km Transportstrecke kostengünstiger gegenüber dem Transport mit landwirtschaftlichem Schlepper. Vor allem die erheblichen Beladezeiten des Lkw im Falle von Reststroh und Heu am Feldrand mittels landwirtschaftlichem Schlepper (mit Frontladeeinrichtung) bedingen bereits einen hohen Grundsockel an Kosten, die den Transportkosten zuzurechnen sind. In der Praxis dürfte ein Reststrohtransport mit ldw. Schlepper über eine Transportstrecke von mehr als 30 km eher die Ausnahme darstellen.

Beim direkten Vergleich der Transportkosten für Waldrestholz, Reststroh und Heu zeigt Abbildung 1.7 ferner, dass Reststroh und Heu die Nachteile der sehr geringen Ballendichte gegenüber der günstigeren Schüttdichte von Hackschnitzeln nur zum Teil durch den höheren Trockenmassegehalt kompensieren können. Bei Hackschnitzel mit einem Trockenmassegehalt (TM) von 65 % wird ab einer Transportentfernung von 170 km der Lkw-Transport teurer als der Transport mit der Bahn. Für Stroh und Heu stellt die Bahn hingegen kein konkurrenzfähiges Transportmittel dar, verglichen mit dem Lkw.

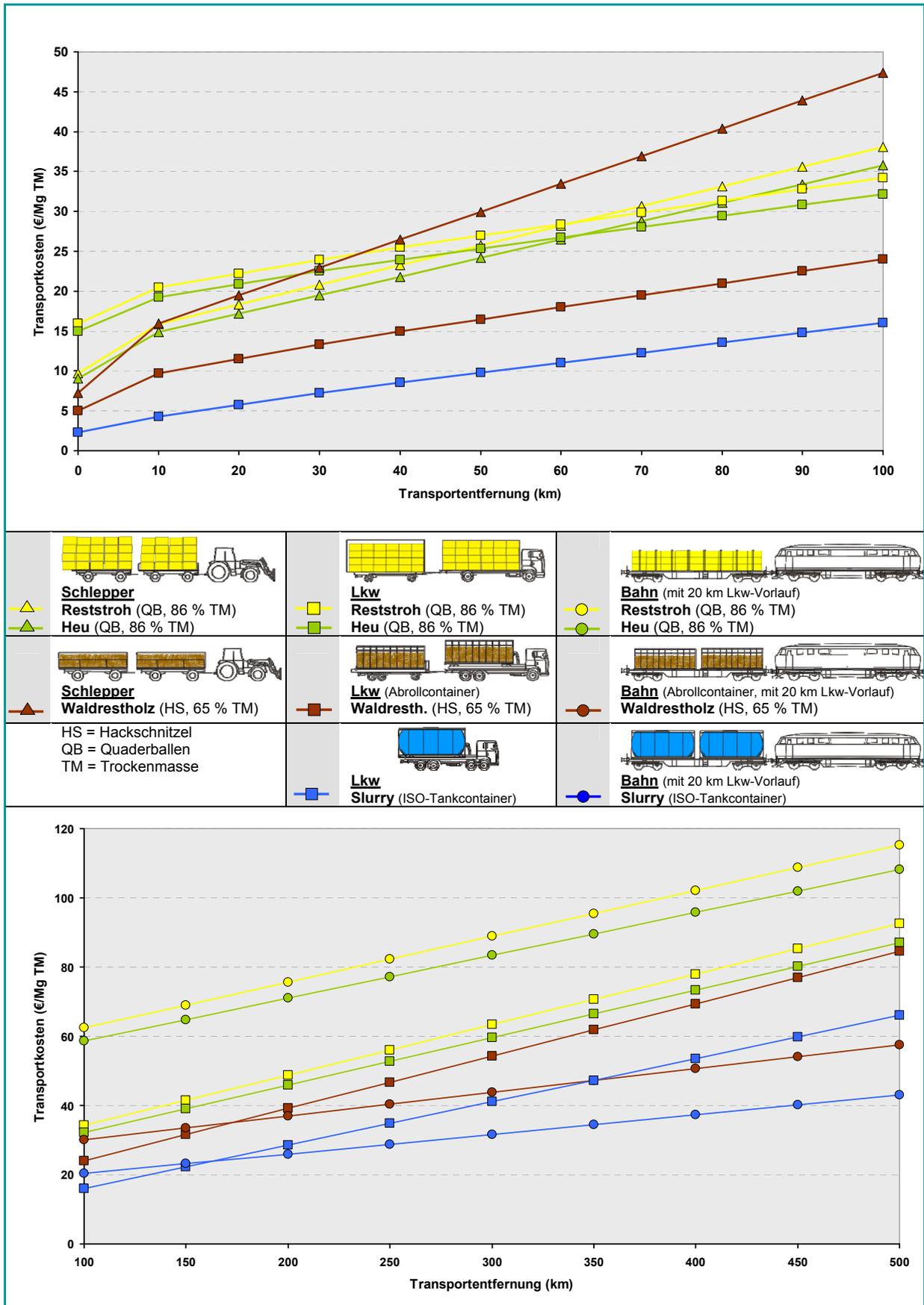


Abbildung 1.7: Transportkosten von Waldrestholz, Reststroh, Heu und Slurry mit unterschiedlichen Transportmitteln auf der Kurzstrecke (0-100 km) und Langstrecke (100-500 km)

Für den Slurrytransport wurde unterstellt, dass die dezentralen Pyrolyseanlagen über keinen Gleisanschluss verfügen. Der Slurry wird in beheizbare bzw. wärmeisolierte Wechsel-ISO-Tankcontainer gefüllt und entweder direkt mit dem Lkw zur Vergasungsanlage transportiert oder zur nächsten Bahnverladung (Transportentfernung: 20 km) gebracht und in Ganzzügen zur Verwendungsanlage gefahren. Der Bahntransport von Slurry ist schon ab ca. 160 km Entfernung kostengünstiger als der Lkw-Transport, da sich hier besonders das hohe spezifische Gewicht des Slurry von $1,3 \text{ Mg/m}^3$ vorteilhaft auswirkt. Nichtsdestotrotz zeigen die Abschätzungen, dass der Transport von Slurry – mit einer zehnmal höheren Dichte als Strohquaderballen – nur um den Faktor 2 günstiger ist, verglichen mit dem direkten Transport von Stroh.

Wie die Analysen zudem zeigen, ist der Einfluss der Transportentfernung auf die Transportkosten weniger bedeutend als dies allgemein angenommen wird. Dies begründet sich dadurch, dass die Transportkosten auch Kosten für das Be- und Umladen enthalten, und diese bei geringen Transportentfernungen zu deutlich höheren spezifischen Kosten pro km führen als bei großen Entfernungen.

Als Fazit ist festzuhalten, dass die Bereitstellung von mehreren Mio. Mg an Waldrestholz, Stroh und Heu für Großanlagen vermutlich nur durch einen Mix der betrachteten Transportmittel (insbesondere Lkw, Bahn oder auch Binnenschiff) zu bewerkstelligen ist, da hier der Einzugsbereich für die Biomassebereitstellung deutlich über hundert Kilometer liegt.

1.5 Zusammenfassung und Ausblick

Die durchgeführten Analysen zeigen, dass die Aufkommen biogener Rest- und Abfallstoffe, die für eine energetische Nutzung geeignet sind, sowohl in Deutschland als auch in Baden-Württemberg, bis dato größtenteils ungenutzt sind. Dies gilt insbesondere für die hier betrachteten und mengenmäßig bedeutendsten Sortimente Waldrestholz, Stroh und Heu.

Inwieweit und wann es gelingen wird, diese bisher ungenutzten Potenziale verfügbar zu machen und einer energetischen Nutzung in Großanlagen zuzuführen, hängt in erster Linie von zwei Faktoren ab. Erstens von der Entwicklung der Energiepreise, und zweitens davon, inwiefern es gelingt, durch organisatorische Maßnahmen überregional klare Marktverhältnisse zu schaffen. Zwar werden, ausgehend von der Annahme zunehmend steigender Energiepreise, künftig erheblich höhere Potenziale als zum gegenwärtigen Stand mobilisierbar sein, doch ist auch von einer zunehmenden Konkurrenz zwischen den einzelnen Nutzungsoptionen (Wärme, Strom, Kraftstoff) auszugehen. Insofern wird sich dann eine Potenzialaufteilung einstellen, wobei gegenwärtig schwer abzuschätzen ist, wie diese tatsächlich aussehen wird.

Aufgrund der unterschiedlichen Verteilung der aufkommensrelevanten Flächen und der Nutzungsstrukturen ergibt sich eine sehr inhomogene Verteilung und Verfügbarkeit der Aufkom-

men innerhalb Baden-Württembergs. So ist beispielsweise in vielen Bereichen des Schwarzwalds, aufgrund der schwierigen Erschließungssituation, eine Entnahme von Waldrestholz derzeit wirtschaftlich nicht darstellbar, obwohl dort der Holzeinschlag und damit auch das Waldrestholzaufkommen im Vergleich zu anderen Gebieten in Baden-Württemberg am höchsten sind.

Da die Kosten für die Bereitstellung (Erfassung und Transport) der Biomasse je nach Anlagengröße mehr als die Hälfte der gesamten Gesteungskosten des Endprodukts (FT-Kraftstoff) bilden, sollte hinsichtlich der Optimierung des gesamten Prozesses das Augenmerk nicht nur auf die Ausgestaltung anlagentechnischer Prozesse, sondern vor allem auch auf die Systeme der Biomassebereitstellung und die damit verbundenen Mobilisierungs- und Organisationsstrukturen gerichtet werden. Um dieses Rationalisierungspotenzial auszuschöpfen, sind detaillierte Kenntnisse über den Prozess der Biomasseerfassung, -konditionierung und des -transports notwendig.

2 Verfahrenvergleich der Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser

2.1 Hintergrund

Das Verfahrenskonzept des KIT ist hinsichtlich möglicher Synthesen für eine Vielzahl von Produkten offen. Dies hat aber zur Anforderung, dass die Synthese – je nach Produkt – bei Drücken von rd. 20-40 bar für FT-Kraftstoffe bis ca. 80 bar (z. B. für Methanol) durchgeführt werden muss (vgl. Kap. 3). Deshalb wird das Ziel verfolgt, bereits mit der Vergasung das für die Synthese nötige Druckniveau zu erreichen und alle nachfolgenden Schritte der Gasreinigung und -konditionierung auf dieser Druckstufe zu halten; hierdurch soll auf aufwändige Schritte der Gaskompression verzichtet werden.

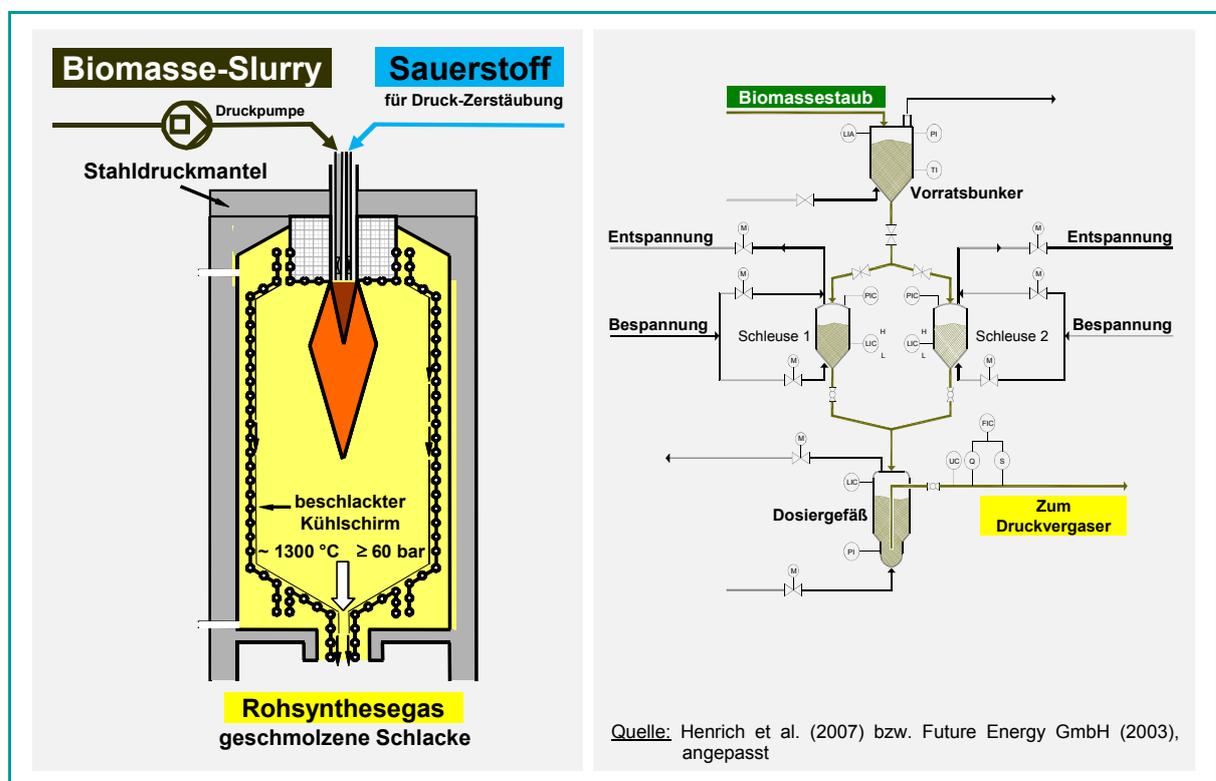


Abbildung 2.1: Biomasseeinspeisung in einen Druckvergaser als Slurry oder in Staubform

Für die Einspeisung der Biomasse in einen Flugstrom-Druckvergaser (bei Drücken von bis zu 80 bar) muss die Biomasse entsprechend konditioniert werden. Bei hohen Vergaserdrücken ist dies sinnvoll nur über eine Suspension (Slurry) umzusetzen (vgl. Abbildung 2.1, linkes Bild). Zielführend ist ein Schnellpyrolyseverfahren zur Konditionierung der Biomasse, wobei vom Flugstrom-Druckvergaser selbst keine hohen Reinheitsansprüche an die Slurrys gestellt werden. Diese sollten pumpfähig sein und einen Heizwert >10 MJ/kg besitzen.

Demgegenüber stellt der direkte Eintrag von Feststoffen in einen Druckvergaser ein schwer zu lösendes technisches Problem dar. Die Einspeisung von pulverförmiger Biomasse bzw. Bio-

massekoks mit geringer Schüttdichte (wie z.B. beim CarboV-Verfahren) scheint bei Drücken von bis zu 30 bar auch mit Druckschleusen realisierbar (vgl. Abbildung 2.1, rechtes Bild). Der hierfür nötige apparative Schleusenaufwand ist jedoch hoch; darüber hinaus führt das große Schleusengasvolumen zu Nachteilen beim Wirkungsgrad.

Vor diesem Hintergrund wird in diesem Kapitel ein Überblick zum technischen Stand der Einspeisung von stückiger Biomasse in Druckvergaser gegeben werden, wobei in gewissem Umfang auch auf Kohleeintragssysteme Bezug genommen wird. Ziel dieser Ausarbeitung ist ein bewertender Vergleich verschiedener Biomasseeintragssysteme in Druckvergaser, wobei neben verschiedenen technischen auch ökonomische Kenngrößen Berücksichtigung finden. Hierbei wurde Bezug auf die jeweils spezifischen Anforderungen der Biomasse an die Vorkonditionierung (insbesondere Aufmahlung) genommen.

Darüber hinaus wurde mit dieser – in erster Linie auf Basis der verfügbaren Literatur – Untersuchung angestrebt, das vom KIT verfolgte Verfahren der Herstellung von Slurrys aus Biomasse als zentraler Schritt der Vorkonditionierung für die nachfolgende Flugstrom-Druckvergasung besser in sein technisch-ökonomisches Umfeld einzuordnen. Auf weitergehende verfahrenstechnische und logistische Vorteile der Herstellung und Verwendung von Slurrys kann in diesem Zusammenhang nicht eingegangen werden; Abschätzungen zu den logistischen Vorteilen liegen bereits vor (Leible et al., 2007).

2.2 Vorbemerkungen zur Druckeinspeisung

Für die Beschreibung des Prozessschrittes, Biomasse unter Gegendruck in einen Vergaser einzuspeisen, kann grundsätzlich auf bestehende Lösungen zur Einspeisung schüttgutartiger Feststoffe in Druckräume zurückgegriffen werden. Die funktionale Analyse der Aufgabenstellung und deren Lösungsmöglichkeiten (Stahl und Stadler, 1984) gelten in ihrer Verallgemeinerung von Ein- und Austrag von Schüttgütern in und aus Druckräumen beispielsweise auch für Prozesse im Rahmen der Vakuum- und Gefriertrocknung von Lebensmitteln oder bei der Polymerisation von Kunststoffen. In Abbildung 2.2 ist die prinzipielle Funktionsstruktur des Ein- und Austrags von Schüttgütern in oder aus Druckräumen am Beispiel der Kammerschleuse dargestellt, jeweils differenziert nach umzusetzenden Teilaufgaben, wobei die gestrichelt dargestellten Funktionen wünschenswerte Ergänzungen kennzeichnen. Reimert (1981) stellt demgegenüber in seiner Übersicht einige praxisrelevante Lösungen dar, geordnet nach Wirkprinzipien.

Die durchgeführte Recherche konzentrierte sich in ihrer Analyse und Bewertung auf die Überführung von aufbereiteter, feststoffförmiger Biomasse (= Schüttgut) von Raum A in den Raum B (= Druckreaktor) (vgl. Abbildung 2.2). Im weiteren Verlauf wird dies als Druckeinspeisung bezeichnet; die Einspeisung erfolgt also in Richtung eines Druckgradienten.

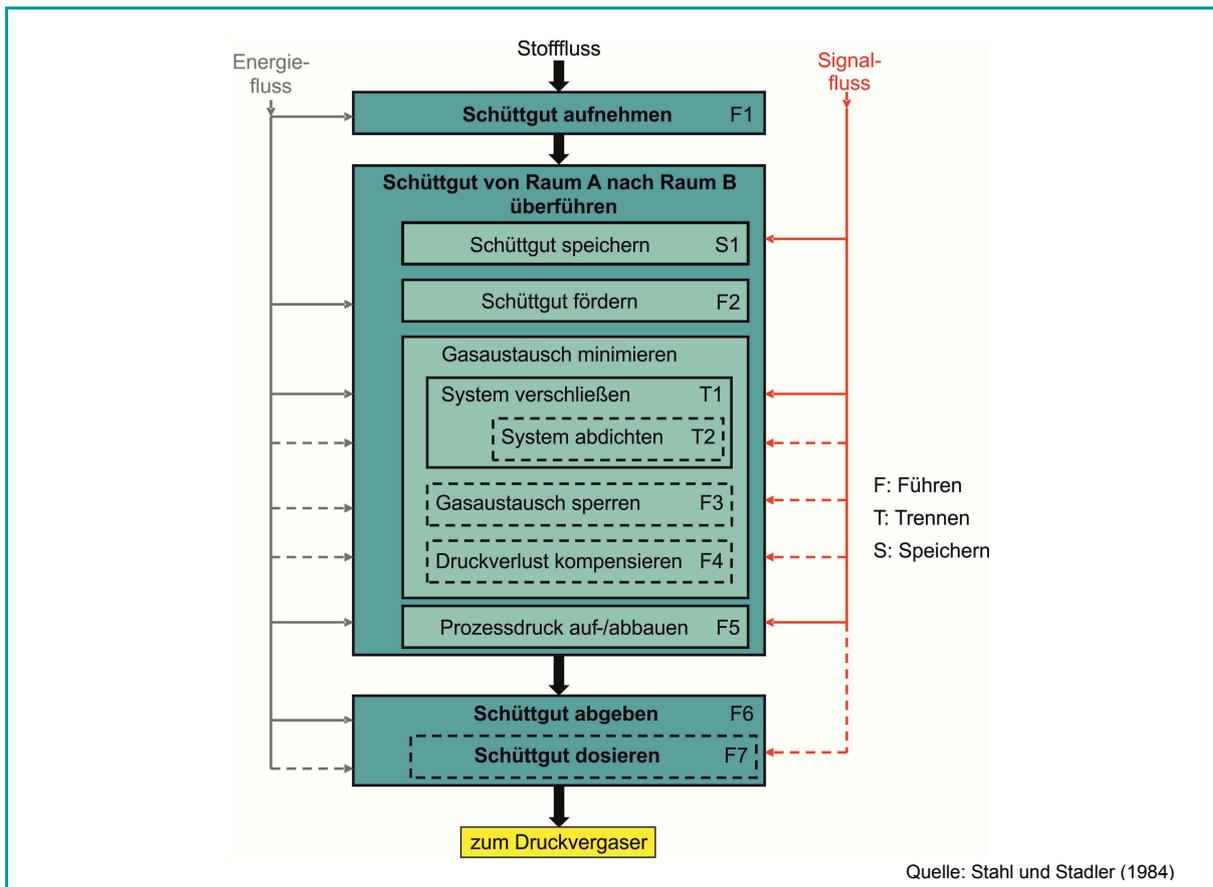


Abbildung 2.2: Allgemeine Funktionsstruktur des Ein- und Austrags von Schüttgütern in oder aus Druckräumen

Meist gliedert sich der Einspeiseprozess in die eigentliche Überwindung des Druckgefälles und – in deren Vor- und Nachlauf – in Förderprozesse unter räumlich konstantem Druck. Für letztere stehen mit pneumatischen Anlagen, Schnecken- und Bandförderern bewährte Lösungen zur Verfügung. Der eigentliche Schritt der Druckeinspeisung ist somit innerhalb des gesamten Einspeiseprozesses entsprechend abgegrenzt (siehe Abbildung 2.3).

Vor dem „Druckeinspeisesystem“ befinden sich Lager- und Aufbereitungseinrichtungen, einschließlich der erforderlichen Fördereinrichtungen. An der Systemgrenze tritt der aufbereitete, durch Volumen oder Masse quantifizierte Feststoffstrom unter Umgebungsdruck in das Druckeinspeisesystem ein. Der Austritt des Feststoffstroms erfolgt – nun auf dem Druckniveau des Reaktors („Druckvergaser“) – über eine weitere Fördereinrichtung direkt in den Reaktor oder in zwischengeschaltete Puffer- und Aufbereitungsvorrichtungen.

Im großindustriellen Maßstab wurden Druckeinspeisesysteme zunächst für die Kohlevergasung entwickelt. Dies führte zu einem Entwicklungsvorsprung, der in den vergangenen Jahrzehnten in vielen Fällen den Transfer von Kohleeintragssystemen auf Biomassefeststoffe nahe legte. Als Vorreiter hierfür nennen Lau et al. (2003) die Papier- und Zellstoffindustrie.

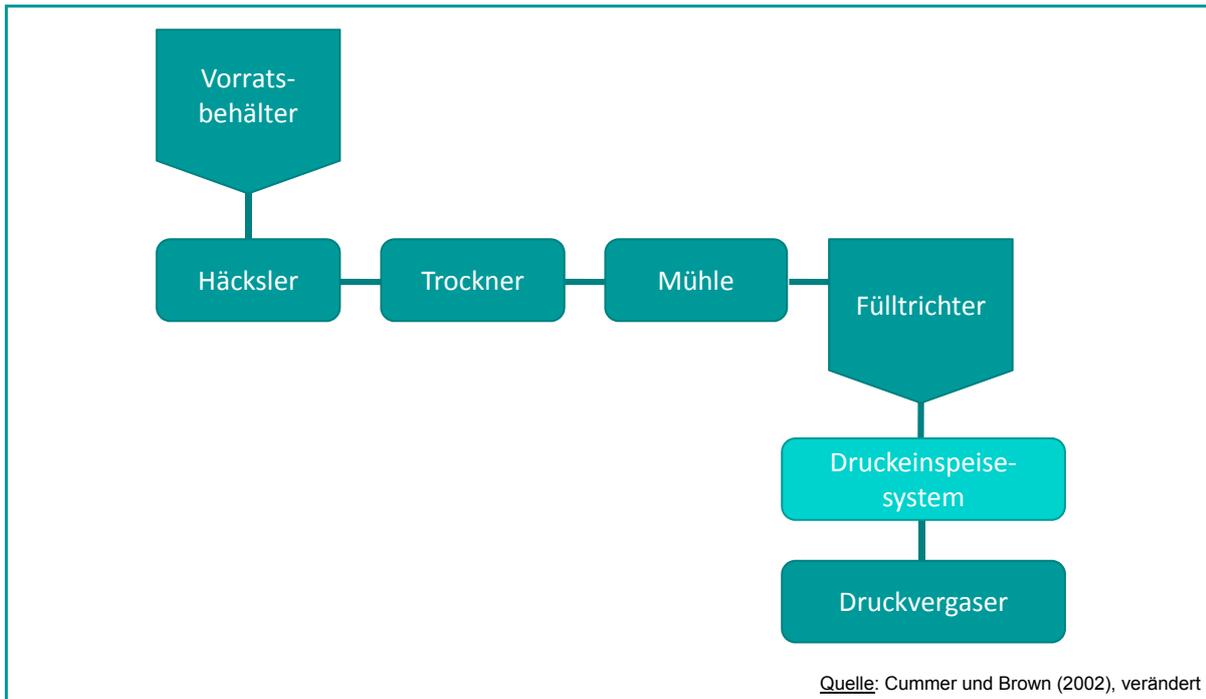


Abbildung 2.3: Schematische Darstellung der Aufbereitung und Einspeisung eines Feststoffs in einen Druckvergaser

Aufgrund der in wesentlichen Punkten differierenden Stoffeigenschaften von Biomasse und Kohle haben sich derartige Transfers jedoch als problematisch erwiesen. Wegen dieser Erfahrungen erscheint es nicht sinnvoll, Biomasse auf vorhandene Kohleeintragstechnik hin anzupassen (Boerrigter und Drift, 2004). Beispielhaft hierfür können die Erfahrungen mit der Umrüstung der Biomasseanlage in Värnamo angeführt werden (Friedling et al., 2007; Rensfelt, 2010).

2.3 Arten der Druckeinspeisung

Die nachfolgende Beschreibung der verschiedenen Bauarten von Druckeinspeisesystemen orientiert sich in ihrer Differenzierung und Ablauf an den in Tabelle 2.1 aufgeführten Merkmalen. In diesem Zusammenhang sei auf die Anmerkung von Cummer und Brown (2002) hingewiesen. Sie stellen fest, dass Biomasse-Einspeisesysteme oft Sonderanfertigungen sind, deren Gestaltung und Betriebseigenschaften in der Literatur nur in begrenztem Maße beschrieben werden – eine Einschätzung, die nach der durchgeführten Recherche auch gegenwärtig noch berechtigt erscheint. So wird beispielsweise in Berichten über den Aufbau und den Betrieb von Anlagen zur Biomassevergasung die verbaute Biomasse-Fördertechnik zumeist zwar benannt, in der Regel fehlen jedoch Angaben zu deren Betriebseigenschaften und zu ökonomischen Merkmalen.

Eine ausführliche Beschreibung der spezifischen Merkmale von Eintragungssystemen – in Form von Anforderungskatalogen – findet sich beispielsweise bei Binder (1999) und Lau et al. (2003).

Tabelle 2.1: Wesentliche Merkmale zur Beschreibung von Druckeinspeisesystemen

Merkmale	Beschreibung
Technik	<ul style="list-style-type: none"> • Funktionsweise, Komplexität • Weiterentwicklungen
Betrieb	<ul style="list-style-type: none"> • Anforderungen an den einzuspeisenden Feststoff • Dosierbarkeit und Stetigkeit der Förderung • Dichtwirkung gegenüber dem Druckreaktor • Schleusengasbedarf und Verunreinigung der Prozessgase • Spezifischer Energieaufwand
Ökonomie	<ul style="list-style-type: none"> • Investitionsbedarf • Unterhaltskosten

Die nachfolgende Beschreibung der praxisrelevanten Druckeinspeisesysteme erfolgt auf der konstruktiv-technischen Ebene nach den vier Hauptgruppen **Kammerschleuse**, **Zellenradschleuse**, **Stopfschnecke** und **Stopfkolben** (s.a. Cummer und Brown, 2002; Lau et al., 2003; Wilén und Rautalin, 1993). Swanson et al. (2003) leiten aus ihrer ausführlichen Sichtung der marktgängigen Systeme die etwas allgemeineren Kategorien Kammerschleusen, Zellenradschleusen, verdichtende Schleusen und nichtverdichtende Schleusen ab.

2.3.1 Kammerschleuse

Die Kammerschleuse wird bereits seit Jahrzehnten in der Kohlevergasung und -verbrennung eingesetzt. Ihre Funktionsweise basiert auf einer Schleusenkammer, die über ein Ventil mit Feststoff aus einem Vorratsbehälter befüllt wird (s. Abbildung 2.4). Nach dem Schließen dieses Ventils erfolgt die Bespannung der Kammer mittels Schleusengas auf das Druckniveau des Reaktors. Über ein zweites Ventil kann der Feststoff daraufhin ausgetragen werden.

Weiterentwicklungen über Doppel- und Mehrfachschleusen zielen darauf ab, Einsparungen beim Schleusengas von 25 bis 40 % zu realisieren (Lau et al., 2003; Reimert, 1981); dadurch verringert sich die Anzahl der erforderlichen Förderzyklen und somit der Verschleiß der Ventiltechnik. Auf eine Schleusengaseinsparung zielt auch dessen mechanische Verdrängung (Reimert, 1986) oder die Vorverdichtung der einzuspeisenden Biomasse (Lau et al., 2003).

Hinsichtlich der Anforderungen an den einzuspeisenden Feststoff zeichnen sich Kammerschleusen durch eine große Flexibilität bei dessen Partikelgröße aus; Mindestvoraussetzung ist die Rieselfähigkeit des Feststoffs. Klebriges Material kann zu Ablagerungen an Ventilen und im Kammerinneren und faseriges Material zu Verstopfung und Verbrückung führen. Verbesserungen bei den Fließbedingungen – gegenüber Schwerkraft- oder Pneumatikförderung – können durch den Einsatz speziell geformter Trichter und Förderschnecken (s. Cummer und Brown, 2002) erreicht werden.

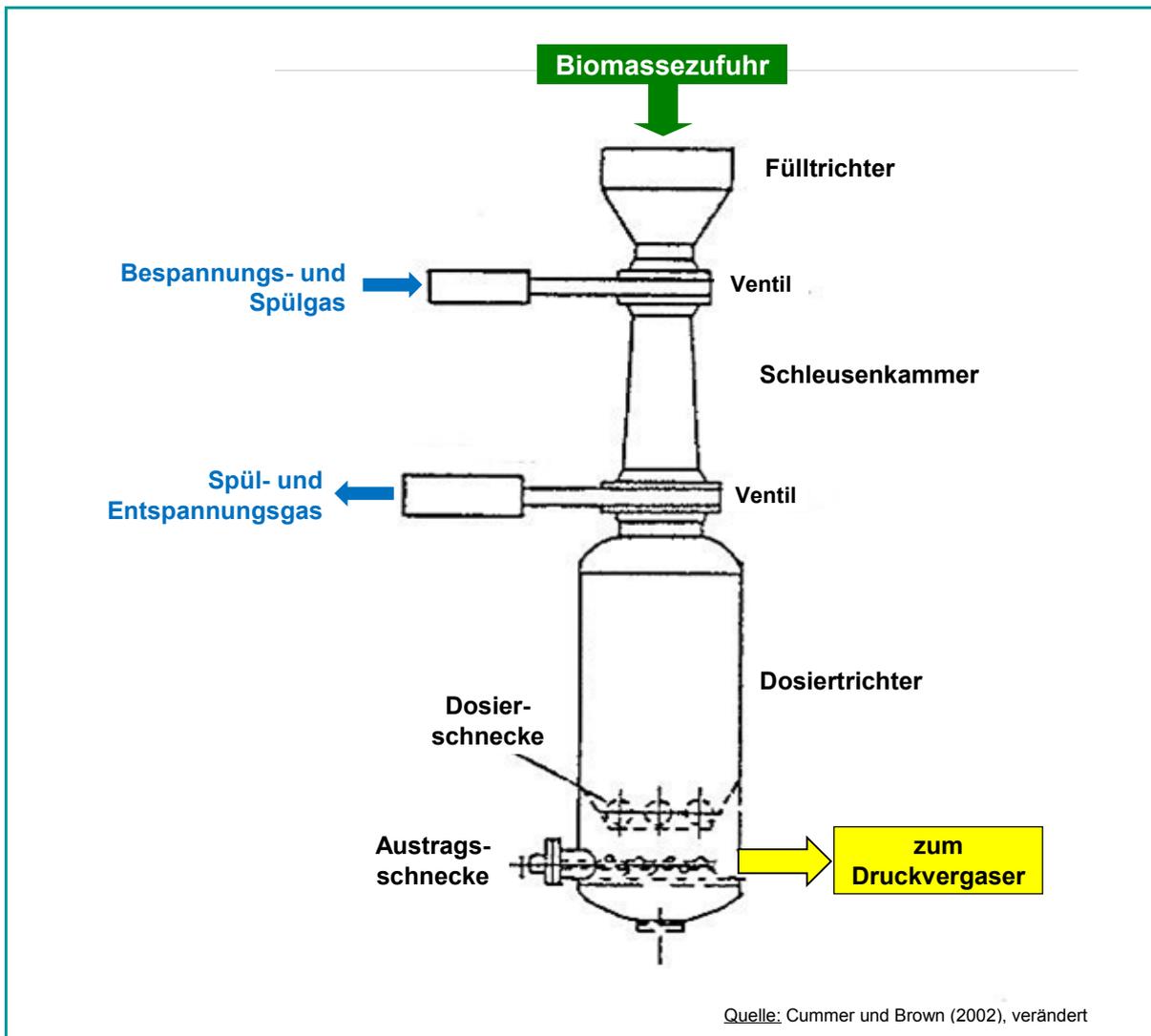


Abbildung 2.4: Schematische Darstellung eines Druckeinspeisesystems mit Kammerschleuse

Ein- und Austrag in die Schleusenkammer erfolgen schubweise während der Öffnungsintervalle der Ventile. Kurze Einspeisezyklen sind somit im Sinne stetiger Feststoff-Förderung vorteilhaft; sie gehen aber mit einem erhöhten Verschleiß einher. Darüber hinaus müssen dazu Kammern mit relativ geringer Aufnahmekapazität zum Einsatz kommen. Eine Möglichkeit zur Verstetigung des Feststoffstroms sind nachgeschaltete Pufferspeicher auf dem Druckniveau des Vergasers.

Bei Kammerschleusen ist ein hohes Druckniveau möglich. Die Ventilbetätigung ist hierbei selbstsichernd ausgelegt, d.h. bei einer Störung bleibt das Ventil durch die Wirkung des Reaktordrucks geschlossen (Reimert, 1981). Über den in der Schleusenkammer gemessenen Druck können Störungen vor dem Öffnen des hochdruckseitigen Ventils erkannt werden. Wie bereits erwähnt, können Ablagerungen von klebriger oder staubiger Biomasse die Dichtwirkung am Ventilsitz und die Ventilbetätigung beeinträchtigen.

Schleusengas ist zur Bespannung der Schleusenkammer und zum Spülen der Kammer nach dem Austrag des Feststoffs erforderlich, um den Rückfluss schädlicher Reaktorgase in die Schleusen-

kammer zu verhindern. Dadurch gelangt Schleusengas in den Reaktor und führt zur Verunreinigung der Prozessgase (z.B. des Rohsynthesegases).

Mit Blick auf Komplexität und Investitionskosten ist die Kammerschleuse als bewährte Technik einzustufen, mit einer geringen Anzahl bewegter Teile. Es ist aber eine aufwändige Regelungstechnik für Ventile, Be- und Entspannungsaggregate und die Dosierung erforderlich (Lau et al., 2003). Der spezifische Energieaufwand für den Betrieb der Schleuse steigt mit abnehmender Dichte des Feststoffs und überproportional mit dem angestrebten Druckniveau an (Wilén und Rautalin, 1993; Cummer und Brown, 2002). Die Unterhaltskosten der Anlage – insbesondere bei kurzen Einspeisezyklen – werden maßgeblich durch den Austausch der verschleißanfälligen Ventile und Dichtungen mitbestimmt.

2.3.2 Zellenradschleuse

Die Zellenradschleuse besteht aus einem Flügelrad und einem Gehäuse (s. Abbildung 2.5). Die Kammern („Zellen“) zwischen benachbarten Flügeln des Zellenrads werden durch einen kontinuierlichen Feststoffstrom aus einem Vorratsbehälter befüllt und fördern den Feststoff mit der Drehbewegung des Zellenrads zur Öffnung des Druckreaktors. Dort wird er mit Hilfe von Pressluft entladen. Die Abdichtung erfolgt dynamisch zwischen den Gehäusewänden der Zellenradschleuse und den ggf. mit Dichtleisten versehenen Flügeln.

Weiterentwicklungen bei Zellenradschleusen zielen, z.B. durch konische Anpassungen von Gehäuse und Zellenrad, auf eine Verbesserung der verschleißbedingten Undichtigkeit (Swanson et al., 2003). Ähnliche Vorteile für die Dichtwirkung verspricht man sich von linear bewegten Zellenradschleusen (Reimert, 1981; Swanson et al., 2003).

Zellenradschleusen zeichnen sich hinsichtlich der Anforderungen an den einzuspeisenden Feststoff durch eine große Flexibilität aus. Problematisch sind klebrige Stoffe, die an den Wänden von Zellen und Gehäuse haften, wodurch das Zellenrad blockieren kann oder die Dichtwirkung beeinträchtigt wird. Die Schleuse kann dann nur unvollständig oder unregelmäßig entladen werden. Die Dosierbarkeit und Stetigkeit der Feststoffförderung erfolgt über die Drehzahl des kontinuierlich laufenden Zellenrads. In Abhängigkeit von der Stegbreite der Zellenrad-Flügel und der Haftung des Feststoffs in der Zelle können aber gewisse Unstetigkeiten in der Förderung auftreten.

Zellenradschleusen arbeiten auf einem vergleichsweise geringen Druckniveau und zeichnen sich durch eine kompakte und – mit Ausnahme der Dichtigkeit – unproblematische Bauweise aus. Hinsichtlich der Dichtigkeit des Systems ist anzuführen, dass keine Sicherungsmöglichkeiten gegen Rückfluss von Prozessgas bestehen. Schleusengas zur Bespannung der Zellen und zum Ausblasen des Feststoffs ist erforderlich, folglich kommt es zur Verunreinigung der Prozessgase.

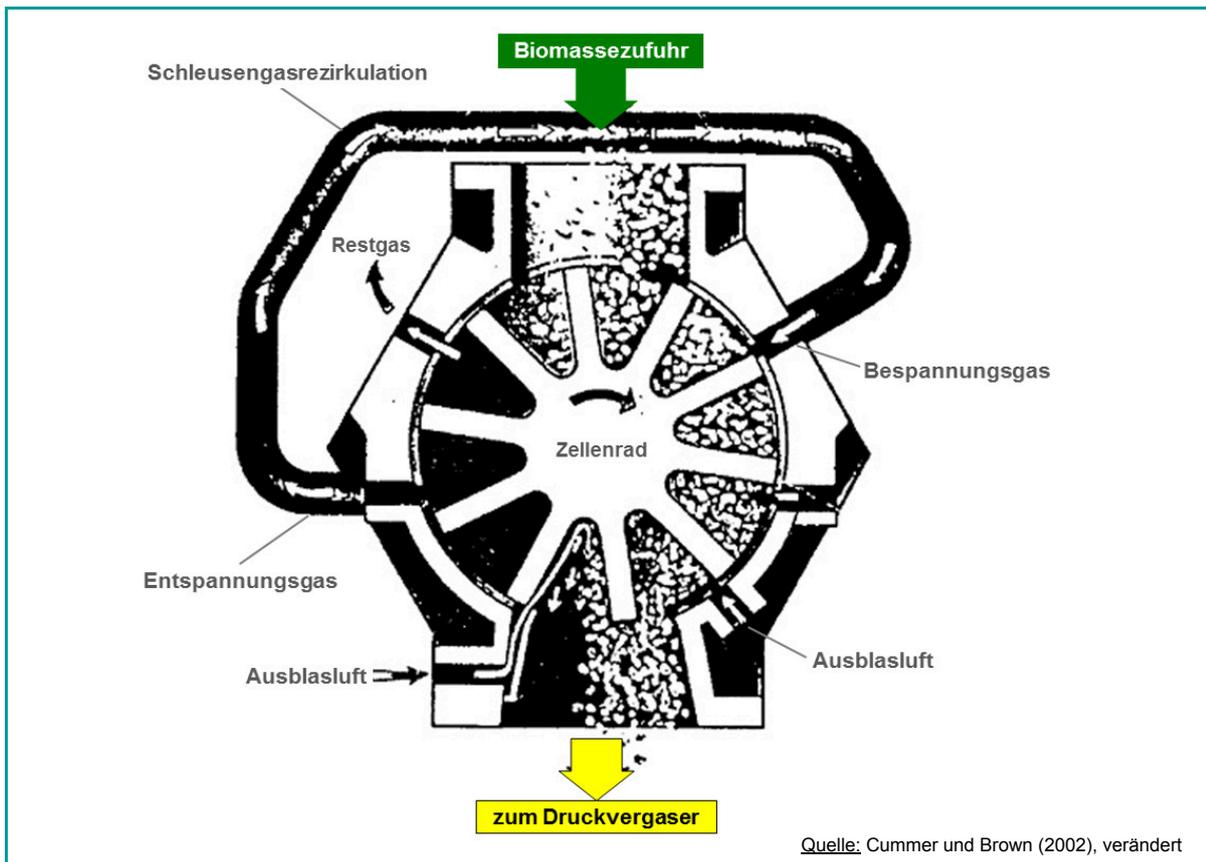


Abbildung 2.5: Schematische Darstellung einer Zellenrad-Schleuse

Das von den Zellen nach der Entladung des Feststoffs mitgeführte Gas kann als Bespannungsgas wiederverwendet werden. Der spezifische Energieaufwand zum Betrieb der Schleuse kann als günstig eingestuft werden. Die Unterhaltskosten werden, insbesondere bei klebrigen Materialien, maßgeblich durch die verschleißanfälligen und wartungsaufwändigen Dichtungen mitbestimmt.

2.3.3 Stopfschnecke

Im Unterschied zu reinen Förderschnecken verdichtet die Stopfschnecke den in ihrem Gewinde geförderten Feststoff, indem sich ihr wirksamer Querschnitt durch die Verjüngung des Förderkanals und/oder reduzierte Ganghöhe über der Förderlänge verringert (s. Abbildung 2.6). Der gebildete Stopfen dichtet gegenüber dem Reaktordruck und wird am Ende des Kanals mechanisch vereinzelt.

Eine Weiterentwicklung ist z.B. der Koaxial-Schnecken-Kolbenförderer (Swanson et al., 2003); sein Energiebedarf soll bei lediglich einem Drittel einer Stopfschnecke liegen.

Der zu fördernde Feststoff muss feinkörnig und ausreichend verdichtbar (feucht oder plastisch verformbar) vorliegen; hierzu ist die Verwendung von Zuschlagstoffen möglich. Klebrige Stoffe neigen zum Zusetzen der Gewindegänge. Ungünstig für die gleichmäßige Förderung können die Änderungen der Stoffeigenschaften des Feststoffs sein, infolge der Verdichtung und der hohen Temperaturen und Drücke am Stopfenende.

Die Dosierung erfolgt über die Drehzahl der kontinuierlich fördernden Schnecke. Unstetigkeiten in der Förderung können jedoch im Zuge der mechanischen Vereinzelung am Ende des Förderkanals auftreten. Bei Stopfschnecken sind ein mittleres Druckniveau und auch eine Rückflusssicherung am Kanalende möglich. Es gibt jedoch geringe Eingriffsmöglichkeiten hinsichtlich der Stopfenbildung bei veränderlichen Stoffeigenschaften des Fördergutes. Mit Blick auf die Dichtigkeit des Systems ist neben dem Stopfen als weiterer Dichtmechanismus auch die hierauf abgestimmte Paarung von Gewinde und Förderkanal denkbar. Die Einspeisung des Fördergutes erfolgt weitgehend ohne Schleusengas, so dass es zu keiner Verunreinigung der Prozessgase kommt.

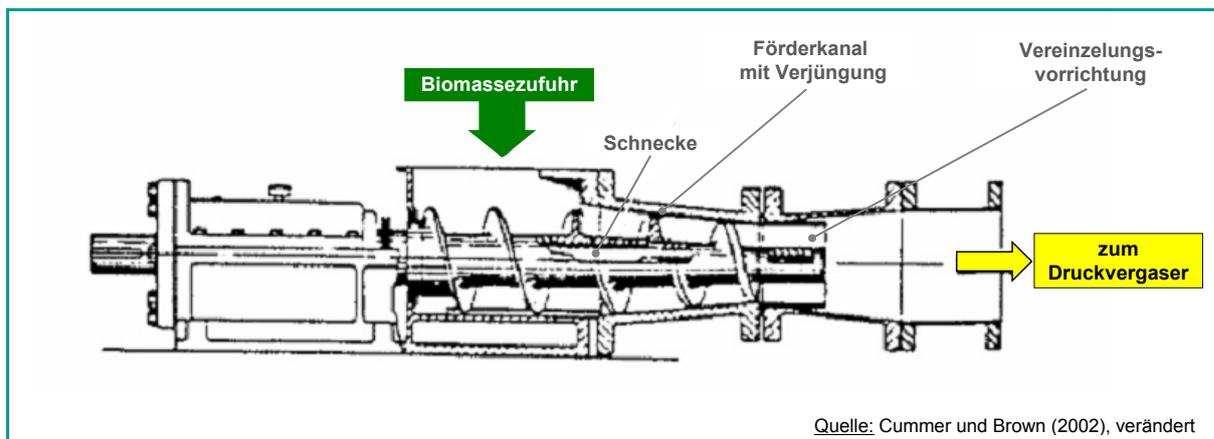


Abbildung 2.6: Schematische Darstellung einer Stopfschnecke

In der Extrudertechnik sind Stopfschnecken in ihrer kompakten Bauweise eine bewährte und kostengünstige Mechanik zur Förderung von Gütern. Für den verdichteten Feststoff ist eine zusätzliche Vereinzelungsvorrichtung erforderlich. Aufgrund ihres Funktionsprinzips – Reibungskräfte und Verdichtung des Feststoffs – ist der spezifische Energieaufwand relativ hoch. In analoger Weise trifft dies auch auf die Unterhaltskosten zu, da die Reibungskräfte erodierend auf Schnecke und Förderkanal wirken.

2.3.4 Stopfkolben

Beim Stopfkolben wird der Feststoff in einem Förderkanal durch einen Kolben in den Bereich des sich verjüngenden Querschnitts gefördert und dort zu einem Dichtstopfen komprimiert (s. Abbildung 2.7). Durch einen Absatz ist der Kanal so gestaltet, dass der Stopfen seine Lage und Dichtwirkung behält, während der Kolben zurückfährt und weiterer Feststoff in den Förderkanal eingebracht wird. Der Austrag des verdichteten Feststoffs in den Druckbehälter erfolgt über ein Kanalstück mit einer einstellbaren, die Reibungskraft regulierenden Verjüngung, an deren Öffnung der Stopfen mechanisch vereinzelt wird.

Eine Weiterentwicklung ist z.B. der Dreikolbenförderer (Swanson et al., 2003; Drift et al., 2004). Über die Vorverdichtung des einzutragenden Materials ist die Trennung der Funktionen „Dich-

ten“ und „Stopfenbildung“ umgesetzt; die Dichtheit des Systems kann dadurch deutlich verbessert werden. Beim Fortum-Förderer (Lau et al., 2003; Swanson et al., 2003) erfolgen Stopfenbildung und Eintrag in den Druckraum jeweils in zwei Phasen, in zwei getrennten Zylindern, die horizontal übereinander liegen und mit jeweils einem innen liegenden Verdrängerkolben versehen sind. Vorteile werden hierbei in dem geringeren Verschleiß und der Reduzierung der Gefahr von Reaktionen des Feststoffs im Förderkanal gesehen.

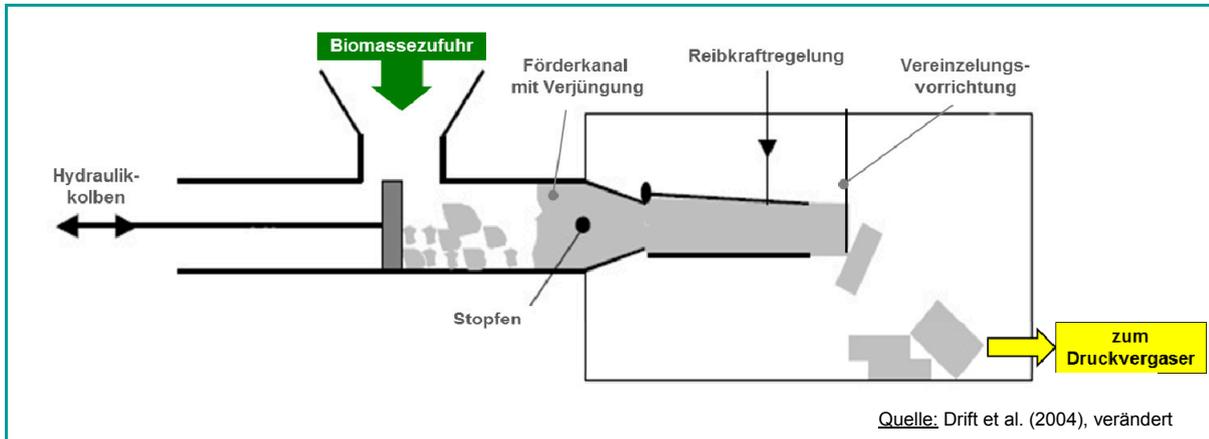


Abbildung 2.7: Schematische Darstellung eines Stopfkolbens

Für den einzuspeisenden Feststoff gelten die gleichen Anforderungen wie bei der Stopfschnecke; dies gilt analog für die Änderungen der Stoffeigenschaften während des Förder- und Verdichtungsprozesses. Die Förderung erfolgt schubweise durch Anlagerung von Feststoff an den bestehenden Stopfen, der auch als Pufferspeicher wirkt. Unstetigkeiten ergeben sich auch hier aus der erforderlichen Vereinzelung des verdichteten Feststoffs.

Beim Einsatz von Stopfkolben zur Förderung von Feststoffen ist ein hohes Druckniveau möglich. Hierbei wirkt neben dem Feststoff-Stopfen der Kolben im Förderkanal als zweiter Dichtmechanismus. Die Dichtigkeit des Systems kann durch den zusätzlichen Einbau einer Rückflusssicherung am Kanalende noch weiter verbessert werden. Die Stopfenbildung ist zwar als sensibel einzustufen, sie zeichnet sich aber durch gute Anpassungsmöglichkeiten hinsichtlich veränderlicher Stoffeigenschaften aus.

Die Einspeisung des Feststoffs erfolgt weitgehend ohne Schleusengas, die Verunreinigung der Prozessgase ist folglich eher gering. Aufgrund der kompakten Bauweise sind die Investitionskosten eher als günstig einzustufen; eine komplexe Steuerung der Stopfenbildung kann dies aber wieder deutlich relativieren. Der spezifische Energieaufwand muss in Folge der wirkenden Reibungskräfte und der Verdichtung des Feststoffs als relativ hoch eingestuft werden. Die Unterhaltskosten werden wesentlich durch den Verschleiß bestimmt, bedingt durch erodierend wirkende Reibungskräfte im Förderkanal und durch Druckkräfte auf die Kolbenfront.

2.4 Vergleich der Systeme zur Druckeinspeisung

Nachdem die Literaturrecherche keine konkreten Aussagen über Kennzahlen und Erfahrungen im praktischen Betrieb einzelner Anlagen erbrachte, beruht der folgende Vergleich der Systeme weitgehend auf den Übersichtsartikeln von Lau et al. (2003) und Swanson et al. (2003), auf Abschätzungen und Berechnungen von Drift et al. (2004) sowie auf einer von der Firma TK Energi, die Stopfkolbensysteme entwickelt, durchgeführten Studie (Koch, 2008). Ein Überblick zum Vergleich der Druckeinspeisesysteme ist in Tabelle 2.2 zusammengestellt. Nachfolgend werden hierzu weitergehende Erläuterungen gegeben.

2.4.1 Vergleich von Biomasse-Eintragssystemen mit Kohle-basierten Systemen

Drift et al. (2004) erörtern, inwiefern die Anwendung von Druckeintragssystemen aus der Kohletechnik auf Biomasse übertragbar ist. Kohle wird meist pneumatisch in und aus der Druckschleuse gefördert und daher typischerweise auf eine Partikelgröße von 90 μm vermahlen. Während derart gemahlene Kohle ein dichter Feststoff mit enger Partikelgrößenverteilung und geringen Kohäsionskräften ist, neigt die entsprechend aufbereitete Biomasse infolge von Fasrigkeit, Klebrigkeit, Kompressibilität und inhomogener Größenverteilung zu Verbrückung und Verstopfung in Fördereinrichtungen und ist für einen zuverlässigen, dosierbaren pneumatischen Transport wenig geeignet.

Weiterhin verursacht die geringe Energiedichte der Biomasse einen etwa doppelt so hohen spezifischen Schleusengasbedarf. Dies mindert die Effizienz des Vergasungsprozesses, da das Schleusengas auf Prozesstemperatur zu erhitzen ist, auf Prozessdruck komprimiert werden muss und zu einer Verunreinigung des Synthesegases im Vergaser führt. Zudem ist die Vermahlung von Biomasse auf 90 μm Partikelgröße energetisch etwa fünfmal aufwändiger als die von Kohle. Jedoch können aufgrund der höheren Reaktionsfreudigkeit bereits bei einer Partikelgröße in der Größenordnung von 1 mm die erforderlichen Umsetzungsraten im Vergaser erreicht werden.

Tabelle 2.2: Vergleich der Druckeinspeisesysteme von Feststoffen

	Kammer- schleuse	Zellenrad- schleuse	Stopfschnecke	Stopfkolben
Druckniveau ¹⁾	günstig bis 35 bar	15 bar	15 bar	150 bar
Druckniveau ²⁾	90 bar	25 bar	50 bar	40 bar
Quelle: ¹⁾ Cummer und Brown (2002); ²⁾ Lau et al. (2003)				
Druckniveau	hoch, bis 200 bar	bis 5-7 bar	bis 10 bar bei feuchter Biomasse	hoch, bis 50-80 bar
Maximale Förderleistung	hoch	15 Mg/h	10-25 Mg/h	bis 10 Mg/h
Flexibilität hinsichtlich der Stoffeigenschaften	Probleme bei Stoffen mit Neigung zu Verstopfung und Verklebung	Probleme bei klebrigen Stoffen, Neigung zu Verstopfung und unzuverlässigem Austrag	zuverlässiger Betrieb erfordert spezielle Stoffeigenschaften	verdichtbarer Feststoff, 0-60 % Feuchtigkeit
Änderung der Stoffeigenschaften	keine	keine	Verdichtung, muss wieder vereinzelt werden	Verdichtung, muss wieder vereinzelt werden
Einfluss auf Feuchtigkeitsgehalt	keiner	keiner	mittel bis hoch, bis 55-60 % Trockenmasse	hoch, bis 65-70 % Trockenmasse
Anfälligkeit für Verbrückung	hoch, durch geeignete Gestaltung verringerbbar	mittel, Stoff kann in der Kammer verbrücken	gering	gering
Stetigkeit	gering, Pufferspeicher erforderlich		sehr gut, kontinuierliche Förderung	mittel, Eintrag alle 10-15 s
Bereich Förderleistung	1-100 %	1-100 %	20-100 %. Überhitzung bei zu geringer Zufuhr	5-100 %
Gasleckagestrom, bei 5 Mg/h Biomasse, 10 bar Gegendruck	250-1000 Nm ³ Gas pro Stunde, dichteabhängig		5-50 Nm ³ Gas pro Stunde	2-20 Nm ³ Gas pro Stunde
Sicherheit	hoch aufgrund Möglichkeit, die Leckrate vor Öffnen eines Ventils zu prüfen	mittel bis hoch, hohe Leckrate bei Verschleiß	niedrig, da nur ein Dichtsystem und eingeschränkte Eingriffsmöglichkeiten in die Stopfenbildung	hoch durch zwei unabhängige Dichtsysteme
Schleusengaseintrag in Vergaser	Gasverlust aus Schleusengas	Gasverlust aus Schleusengas	vernachlässigbar	vernachlässigbar
Verschleiß und Unterhalt	mittel, hauptsächlich wegen Ventilen	hoch, infolge des Verschleißes des Zellenrads	hoch	mittel, hauptsächlich wegen Kolbenfront und Laufbuchse
Betriebskosten, inkl. Schleusengas	hoch	hoch	mittel	niedrig
Energieaufwand	10-20 kJ/kg	10-20 kJ/kg	100-300 kJ/kg	50-100 kJ/kg
Kapitalkosten für System 5 Mg/h, 5 bar	700.000 € (einstufig)	1.000.000 €	1.000.000 € (mit höherer Förderleistung)	1.700.000 €
Kapitalkosten für System 15 Mg/h, 30 bar	1.600.000 € (zweistufig)	nicht möglich	nicht möglich	2.000.000 €
Entwicklungsstand	auf Kundenwunsch gefertigt	lieferbares Produkt	noch nicht industriell; lieferbar in Papier- u. Zellstoffindustrie für feuchte Biomasse	noch nicht industriell
Probleme im Betrieb	Kondensation und Verbrückung in der Schleusenammer	Austrag aus den Kammern, Verschleiß und Justierung	Verschleiß, instabiler Stopfen bei Änderung der Stoffeigenschaften	Steuerung der Stopfenbildung

Quelle: Koch (2008)

2.4.2 Zur Schleusengasproblematik

Schleusengas ist bei Kammerschleusen erforderlich, um das Druckniveau in der Schleusenkommer auf jenes im Vergasungsbehälter anzuheben, und die Schleusenkommer nach Austrag der Biomasse zu spülen, so dass bei der folgenden Befüllung der Schleusenkommer keine schädlichen Prozessgase in den Vorratsbehälter zurückströmen können. Die Energiebilanz wird durch das Schleusengas belastet, da es durch Nebenaggregate zu komprimieren ist und sich im Druckvergaser mit den Prozessgasen vermischt, wodurch es zu Temperaturschwankungen und Störungen der Reaktionskinetik kommen kann.

Aufgrund der volumenbezogen geringen Energiedichte von Biomasse ist im Vergleich zu Kohle etwa die doppelte Menge an Schleusengas erforderlich (Boerrigter und Drift, 2004). Ohne nähere Erläuterung werden in der Literatur auch für dichtende Varianten (Stopfschnecke, Stopfkolben) Schleusengasverbräuche genannt. Die im Vergleich zur Kammerschleuse erforderlichen Mengen differieren zum Teil erheblich; Boerrigter und Drift (2004) nennen ein Verhältnis von 1/50, Lau et al. (2003) von 1/5.

Tabelle 2.3: Schleusengasbedarf in Kammerschleuse und Stopfkolben

	Bespannen (m ³ CO ₂ /Mg)	Spülen (m ³ CO ₂ /Mg)	Eintrag in Vergaser (m ³ CO ₂ /Mg)	Effizienz-minderung Kaltgas (%-Punkte)
Kammerschleuse	4,3	4,0	2,0	1,2
Stopfkolben	-	0,2	0,1	0,05

Quelle: Drift et al. (2004)

Einen direkten Vergleich des Schleusengasverbrauchs bei Verwendung von CO₂ in Kammerschleuse und Stopfkolben, jeweils in Verbindung mit Schneckenförderern im Vor- und Nachlauf der Druckstufe, zeigt eine Berechnung von Drift et al. (2004) (s. Tabelle 2.3). Neben reaktionsträgen Gasen können geeignete Abgase des Vergasungsprozesses verwendet werden. Der Schleusengasbedarf der Kammerschleuse lässt sich durch die Anordnung als Doppel- und Mehrfachschleuse, durch mechanische Schleusengasverdrängung und durch Vorverdichtung wesentlich verringern.

2.4.3 Handhabung der Stoffeigenschaften des Feststoffs

Auf Grundlage der Recherche ist eine generelle Differenzierung der Eignung der verschiedenen Bauformen für bestimmte Gruppen von Biomasse nur bedingt möglich. Alle Bauformen neigen im Eintrittsbereich zu Verbrückung. Die vor allem bei klebrigen Stoffen ausgeprägte Verstopfungsneigung in der eigentlichen Druckschleuse könnte bei der Stopfschnecke und insbesondere beim Stopfkolben geringer sein, da der Stofftransport unter relativ großen Kräften erfolgt.

Stopfschnecke und Stopfkolben verwenden zur Abdichtung primär den einzutragenden Feststoff. Infolgedessen sind sie im Vergleich zu den technikbasierten Dichtmechanismen bei der Kammerschleuse und Zellenradschleuse sensibler gegenüber den Stoffeigenschaften und deren Schwankungen im laufenden Betrieb. Dem kann begegnet werden, durch die Zugabe von Bindemitteln, durch die aktive Beeinflussung der Stopfenbildung über die Anpassung der Geometrie im Förderkanal im Austrittsbereich und durch die Justierung der Zyklen von Stopfenbildung und Stopfenaustrag zueinander. Für diese aktive Beeinflussung bietet der Stopfkolben (Koch, 2008) günstigere technische Voraussetzungen als die Stopfschnecke. Voraussetzung hierfür ist die Überwachung von Temperatur und Druck im Förderkanal (Cummer und Brown, 2002; Friehling et al., 2007).

Förderkanäle mit beheizbaren Wänden, wie sie in der Extrudertechnik verbreitet sind und im verdichtenden Druckeinspeisesystem zur gezielten Beeinflussung der Stoffeigenschaften denkbar wären, werden in der neueren Literatur nicht erwähnt. Gegen ihren Einsatz spricht der sehr hohe Energieaufwand der Beheizung (Reimert, 1981) und die bei der Bewegung des Stopfens im Kanal ohnehin anfallende Reibungswärme.

Während in der Kammer- und Zellenradschleuse die Stoffeigenschaften praktisch keiner Veränderung unterliegen, wird der Feststoff in den verdichtenden Bauformen (Stopfschnecke, Stopfkolben) von einer Dichte von etwa 100-160 kg/m³ auf 1000-1700 kg/m³ komprimiert (Friehling et al., 2007; Swanson et al., 2003). Die dabei herausgepresste Feuchtigkeit fließt durch perforierte Platten aus dem Förderkanal ab.

Um mit ausreichend großer Reaktionsoberfläche in den Vergaser, insbesondere in einen Flugvergaser, zu gelangen, muss der Stopfen beim Austritt aus der Druckstufe vereinzelt und ggf. fein verteilt werden. Vereinzelmechanismen sind z.B. Schleif- oder Trennscheiben, kegelförmige Reiter auf der Stirnfläche des Stopfens (die zugleich als Sicherheitsventil wirken) und Luftein-schlüsse im Stopfen, die beim Austritt aus dem verjüngten Förderkanal expandieren und den Stopfen von innen aufbrechen können.

Ausgehend von den Vorzügen, die Swanson et al. (2003) bei Weiterentwicklungen von Stopfkolben und Stopfschnecke beschreiben, können auch die insbesondere im vorderen (hochdruckseitigen) Teil des Stopfens wirkenden hohen Temperaturen und Drücke die Stoffeigenschaften beeinträchtigen. Lau et al. (2003) führen hier die mögliche Gefahr der Pyrolyse im Förderkanal an.

2.4.4 Verschleiß und Betriebskosten

Im Hinblick auf den Verschleiß sind die kritischen Stellen von Kammer- und Zellenradschleuse die dichtenden Flächen, die durch Feststoffablagerungen der Erosion unterliegen. Bei den verdichtenden Bauarten tritt die Erosion hingegen Prinzip bedingt fortwährend auf, infolge der ho-

hen – zwischen Stopfen und Förderkanal sowie Schnecke bzw. Kolbenfront wirkenden – Reibungs- bzw. Druckkräfte. Aus dem Blickwinkel der Funktionsanalyse lässt sich diese Problematik auf die mangelnde Trennung der Funktionen Stopfenbilden, Dichten und Eintragen zurückführen.

Tabelle 2.4: Betriebskosten einer Stopfkolbenanlage von TK Energi (TKE)

Energieaufwand	500-700 kWh/15 Mg, entsprechend 120 kJ/kg
Ersatzteilkosten pro Jahr, bei 6000 Betriebsstunden	350-500 t€
Kosten der Biomasseeinspeisung	11-14 €/Mg

Rahmenbedingungen: 30 bar, 15 Mg/h, 6000 h/a

Quelle: Koch (2008)

Erfolgt die Stopfenbildung räumlich getrennt vom Eintrag, verringert sich die unter hohem Druck zu verrichtende, verschleißträchtige Verschiebearbeit. Von Koch (2008) wird der Verschleiß – und damit gekoppelt auch der Unterhalt – bei Zellenradschleusen und bei der Stopfschnecke als hoch eingestuft (s. Tabelle 2.2, S. 32). Zu den Betriebskosten nannte TK Energi (Koch, 2008) auf Anfrage für eine Stopfkolbenanlage die in Tabelle 2.4 aufgeführten Daten.

2.4.5 Investitionsbedarf

Ein Vergleich der Investitionen findet sich bei Lau et al. (2003) und Koch (2008). Der „kleine“ Stopfkolben (5 Mg/h) stellt in der TK Energi-Studie die kapitalintensivste Bauart dar, wobei TKE betont, dass die Kosten mit der Förderleistung deutlich unterproportional ansteigen und die Firma noch auf der Suche nach einem geeigneten Marktpreis ist. Lau et al. (2003) geben jeweils einen Kapitalkosten-Index für die Druckeinspeiseanlagen an (ohne Installation und Zusatzaggregate für Schleusengas). Auch hier ist die Kammerschleuse deutlich günstiger als der Stopfkolben und etwas günstiger als die Stopfschnecke. Swanson et al. (2003) führten eine Kalkulation für ein Einspeisesystem (30 bar, 27 Mg/h) mit Kammerschleuse in der Druckstufe durch; die Kosten für die Kernkomponenten der Druckstufe wurden mit 800.000 \$, und für das gesamte Fördersystem (einschließlich Installation) mit 3.600.000 \$ angegeben.

2.4.6 Energieaufwand

Reimert (1981) gibt für Systeme zur Druckeinspeisung von Kohle Abschätzungen (auf Basis nicht weiter spezifizierter Versuchsanlagen und Berechnungen) zum spezifischen Energieaufwand an (s. Tabelle 2.5). Die verdichtenden Bauarten schneiden demnach infolge der hohen Reibungskräfte um eine Größenordnung schlechter ab als die Kammerschleuse. TK Energi hat im Rahmen einer Marktuntersuchung (Koch, 2008) die in Tabelle 2.2, (S. 32) genannten Werte ermittelt, die eine klare Abstufung zwischen Kammerschleuse/Zellenradschleuse, Stopfkolben und Stopfschnecke

zeigen. Trotz des um den Faktor fünf gegenüber Kammer- und Zellenradschleuse höher angesetzten Leistungsbedarfs kehrt sich das Bild bei der Betrachtung der Betriebskosten um. Anzunehmen ist, dass der angegebene mechanische Energieaufwand für die Kammerschleuse lediglich etwaige Förderschnecken im Vor- und Nachlauf der Druckstufe umfasst, während die Schleusengaskompression nicht berücksichtigt ist.

Tabelle 2.5: Spezifischer Energieaufwand von Druckeinspeisesystemen

	Energieaufwand (kJ/kg)
Kammerschleuse, mit Schleusengas-Rekompression	28
Doppelschleuse	17
Kammerschleuse, mit Verdränger	3,5 (1981) bzw. 7,5 (1986)
Stopfschnecke, ohne Beheizung	216
Stopfschnecke, ohne Beheizung, mit voller Plastifizierung	300-430
Stopfschnecke, mit Beheizung	714
2-Wellen-Stopfschnecke, ohne Beheizung	70
Stopfkolben	240
Ideal	2,3

Rahmenbedingungen: 30 bar

Quelle: Reimert (1981, 1986)

Eine realistischere Sicht ermöglicht die Berechnung (Drift et al., 2004) des elektrischen Energieaufwands für die Bespannung der Kammerschleuse und für die Verschiebe- und Kompressionsarbeit des Stopfkolbens, die dem Stopfkolben bereits für den reinen Einspeisevorgang einen deutlichen Vorteil attestieren (s. Tabelle 2.6). Diese bilanzierenden Ergebnisse zeigen auch mit Blick auf den Gesamtwirkungsgrad der Vergasung einen deutlichen Vorteil für den Stopfkolben.

Tabelle 2.6: Energieaufwand und Gesamtwirkungsgrad bei Kammerschleuse und Stopfkolben

Prinzip	Druckeinspeisung, spezifischer Energieaufwand (W_{el}/kW_{th})	Gesamtwirkungsgrad Biomasse zu Synthesegas, 40 bar, Partikelgröße 1 mm
Kammerschleuse + Förderschnecke	20	80 %
Stopfkolben + Förderschnecke	9	84 %

Quelle: Drift et al. (2004)

Ein pneumatischer Transport in Verbindung mit einer verdichtenden Druckstufe ist nicht sinnvoll, da der Gesamtwirkungsgrad auf 75 % sinkt. Der Vorteil des Stopfkolbens beträgt in diesem Fall nur noch einen Prozentpunkt. Friehling et al. (2007) geben für eine kleine TK Energi-Anlage (25 bar, 0,4 Mg/h) als Faustregel für den Energieaufwand der Einspeisung 1 % des Brennwertes der Biomasse an, für Stroh somit etwa 140 kJ/kg.

2.5 Zusammenfassung und Ausblick

Bei der Recherche konnte leider keine Untersuchung gefunden werden, die ausführlicher über den praktischen Betrieb eines Druckeinspeisesystems berichtet. Wie die zum Teil recht deutlich voneinander abweichenden Einschätzungen verschiedener Autoren zeigen (vgl. Kapitel 2.4), lassen sich die Eigenschaften der verschiedenen Bauarten auf allgemeiner, bauartorientierter Ebene nur bedingt gegeneinander abgrenzen und bewerten.

Dies dürfte vor allem auf den großen Einfluss der jeweiligen Stoffeigenschaften der Biomasse auf das Betriebsverhalten des Einspeisesystems zurückzuführen sein, aber auch auf den insgesamt unübersichtlichen Entwicklungsstand der verschiedenen Bauarten, der zwischen Katalogprodukt – mit oder ohne Anpassungsbedarf – bis hin zur kundenspezifischen Einzelfertigung einzuordnen ist.

Ausgehend von einer Umfrage unter Betreibern von atmosphärischen Biomassevergasungsanlagen betont Kübel (2003), das Know-how zur Gestaltung eines unter den anlagen- und rohstoff-spezifischen Bedingungen funktionsfähigen Einspeisesystems liege nicht zuletzt bei den Anlagenbauern und -betreibern, die an den gelieferten Einspeiseanlagen oftmals Anpassungsarbeiten durchführen mussten, um ein zufrieden stellendes Betriebsverhalten sicherzustellen. Hiervon ausgehend ist anzunehmen, dass die Beschickung von Druckvergaseranlagen eine eher noch komplexere Aufgabe darstellt.

Die Bewertung der Verfahren zur Einspeisung von fester Biomasse in Druckvergaser lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Die Kammerschleuse ist in der Kohletechnik seit langem Stand der Technik, wurde für die erste Generation von Druckeinspeisesystemen übernommen und dient als bewährte Referenzbauart. Probleme mit dem Materialfluss und die im Vergleich zu Kohlestaub deutlich schlechtere Energiebilanz dürften Ansatzpunkte für die Entwicklung der Biomasse-spezifischen verdichtenden und nicht-verdichtenden Bauarten gewesen sein.
- Die Zellenradschleuse ist aufgrund ihrer weiten Verbreitung in der verarbeitenden Industrie ein nach Katalogdaten bestellbares Produkt, das für den Einsatz mit Biomasse keine größeren Anpassungen erfordert, allerdings auch nicht zulässt. Sie ist konstruktiv einfach und im Energieverbrauch sehr günstig, jedoch auf ein Druckniveau von allenfalls etwa 20 bar beschränkt (höchster genannter Wert: 26 bar).
- Stopfkolben, Stopfschnecken und ihre Varianten scheinen – im Unterschied zu Kammer- und Zellenradschleuse – eine Vielzahl von Variationen und Zusatzkomponenten zur Lösung spezieller Einspeiseprobleme im Anlagenbetrieb zu ermöglichen. Sie befinden sich folglich oft im Stadium der Entwicklung bzw. der kundenspezifischen Einzelfertigung.

Ihre Wirkmechanismen sind komplexer als die von Kammer- und Zellenradschleuse, da zunächst die Bildung eines dichtenden Stopfens zu bewerkstelligen ist und dessen Vereinzelung anschließend weiteren Aufwand erfordern kann.

Im Hinblick auf das vorrangige Ziel einer Einspeisung mit möglichst geringem Energieaufwand stellt sich die Frage, ob eine 50 %ige Einsparung, wie sie Drift et al. (2004) für den Stopfkolben gegenüber einer Kammerschleuse mit pneumatischer Förderung nennen, nicht bereits durch die verfügbaren, einfachen Weiterentwicklungen der Kammerschleuse (insbesondere Mehrfachschleuse und Vorverdichtung) erreicht werden kann. So könnte beispielsweise nach erfolgter Umrüstung des IGCC Värnamo von Kammerschleuse auf Stopfkolben ein direkter, auf praktischen Erfahrungen beruhender Vergleich möglich sein. Dies dürfte sich aber noch etwas hinauszögern, da mit den Bestellungen zu dieser Umrüstung erst im Jahr 2010 begonnen wurde (Rensfelt, 2010).

In Abhängigkeit von der angestrebten Nutzung des thermo-chemisch aus Biomasse erzeugten Gases finden sich nachfolgend – ausgehend von der durchgeführten Recherche – unterschiedliche Präferenzen für die zu bevorzugende Technologie bei der Biomasseeinspeisung in den Druckvergaser. Da diese Einordnung in der Regel auf modellhaften Betrachtungen bzw. Simulationen beruht, ist sie sicherlich mit „vorläufig“ zu kennzeichnen.

Ähnlich wie Drift et al. (2004) stufen auch Swanson et al. (2003) die verdichtend wirkenden Einspeisesysteme (Stopfkolben, -schnecken) für den kommerziellen Einsatz bei der **Co-Vergasung von Biomasse** in Kohlekraftwerken als am bedeutendsten ein. Für ein Gesamtsystem (31 bar, 40 Mg/h), das in der Druckstufe aus der als günstig erachteten Stopfschnecke besteht, wird von den Autoren ein detaillierter Entwurf vorgestellt. Als Idealvariante hierfür erstellten sie ein Einspeisungskonzept aus der Verbindung eines Fünfphasen-Kolbenförderers und des Fortum-Förderers (Stopfkolben, S. 30); die Vorteile sehen sie im geringen Energieaufwand und in der Beibehaltung der Stoffeigenschaften der eingespeisten Biomasse.

Dem gegenüber favorisieren Lau et al. (2003) in ihrer Studie zur **H₂-Produktion aus Biomasse** die Verwendung der bewährten Kammerschleusen. Verdichtende Bauarten seien aus Gründen des Verschleißes, des Energieaufwands und der eingeschränkten Handhabbarkeit von fasrigen, flockigen Stoffen ungünstiger. Auch Swanson et al. (2010) sehen bei ihren techno-ökonomischen Analysen zur **Fischer-Tropsch-Kraftstoffproduktion** die Kammerschleusen als das gegenwärtig am besten geeignete System an, um Biomasse in einen Flugstrom-Druckvergaser (1300 °C, 28 bar) einzuspeisen. Die damit einher gehenden hohen Kosten sind v.a. auch auf die Nutzung von CO₂ (aus der Synthesegasreinigung) als Schlusengas zurückzuführen. Meijden et al. (2010) präferieren bei ihren Analysen zur **Produktion von SNG** (Substitute Natural Gas) aus Holz ebenfalls die Einspeisung der Biomasse über Kammerschleusen (CO₂ als Schlusengas) in den Flugstrom-

Druckvergaser (1300 °C, 30 bar). Bei der hierfür nötigen Aufmahlung gehen die Autoren von der Torrefaction (Versprödung, kurzzeitiges Rösten) des Holzes und somit einem deutlich reduzierten Energieaufwand aus. Demgegenüber kommen Svoboda et al. (2009) bei ihrem Überblick zur Vorbehandlung und Einspeisung von Biomasse in einen Flugstrom-Druckvergaser zur Einschätzung, dass es hierfür nicht die eine alleinige Methode und Kombination gibt. Vielmehr haben sowohl die Einspeisung von Holzstaub über Kammerschleusen als auch von Slurry über Pumpen ihre spezifischen Vor- und Nachteile.

Es gilt folglich abzuwarten, welche Erfahrungen in den nächsten Jahren aus den derzeit im Aufbau und in der Demonstration befindlichen Anlagen gewonnen werden, um dann zu einer differenzierteren Einschätzung kommen zu können, unter welchen Rahmenbedingungen (Biomasseart, Druckniveau des Vergasers, Verwendung des Gases) welche Biomasse-Einspeisesysteme zu bevorzugen sind.

Zusammenfassend ist somit festzuhalten, dass nach dem derzeitigen Kenntnisstand an der im Jahr 2005 (Henrich und Leible, 2005) skizzierten Begründung für die Auswahl des BtL-Konzepts des KIT/Campus Nord kein Änderungsbedarf besteht. Der auf die Biomasseeinspeisung zutreffende Auszug lautet wie folgt:

- Für die Einspeisung der Biomasse in einen Druckvergaser (bis 80 bar) muss diese entsprechend konditioniert werden. Bei hohen Vergaserdrücken ist dies sinnvoll nur über eine Suspension (Slurry) umzusetzen. Zielführend ist ein Schnellpyrolyseverfahren zur Konditionierung der aschereichen Biomasse, wobei vom Flugstrom-Druckvergaser keine hohen Reinheitsansprüche an die Slurrys gestellt werden („Allesfresser“). Diese sollten pumpfähig sein und einen Heizwert >10 MJ/kg besitzen. Die Einspeisung von pulverförmiger Biomasse bzw. Biomassekoks mit geringer Schüttdichte (wie beim CarboV-Verfahren) scheint bis Drücken von 30 bar auch mit Druckschleusen realisierbar. Der hierfür nötige apparative Schleusenaufwand ist jedoch hoch, darüber hinaus führt das große Schleusgasvolumen zu Nachteilen beim Wirkungsgrad.
- Als positiver Nebeneffekt wird gesehen, dass mit der räumlichen Entkopplung von Schnellpyrolyse und Vergasung die Option gegeben ist, eine von der Größe der Vergasungsanlage unabhängige dezentrale Produktion von Slurrys zu ermöglichen. Mit deren anschließendem Transport zur großen zentralen Vergasungs- und Syntheseanlage lassen sich logistische Vorteile (hohe Transportdichte der Slurrys) erschließen.

3 Verfahrenvergleich der Synthesegasnutzung zur Produktion von Fischer-Tropsch-Kraftstoff und Methanol

3.1 Hintergrund

Die Herstellung flüssiger synthetischer Kraftstoffe aus Biomasse – aber auch aus Kohle und Erdgas – besteht prinzipiell aus den folgenden vier Einzelschritten: Synthesegaserzeugung, Gasreinigung und Gaskonditionierung, Synthese und Aufarbeitung bzw. Weiterverarbeitung der Syntheseprodukte (vgl. Abbildung 3.1). Mit Blick auf die Synthesegaserzeugung werden im Rahmen des bioliq®- Projekts Forschungsarbeiten zur Flugstromvergasung von Biomasse-Slurries durchgeführt, welche zunächst mittels Schnellpyrolyse aus Biomasse gewonnen werden.

Für den darauf folgenden Schritt der Kraftstoffherstellung aus Synthesegas eignen sich grundsätzlich die Fischer-Tropsch(FT)-Synthese mit anschließender Aufarbeitung der Kohlenwasserstoffe sowie die Methanolsynthese mit anschließender Weiterverarbeitung des Methanols (u.a. zu Kraftstoff), wobei es sich beim Methanol bereits um einen universell einsetzbaren Chemie- und Energierohstoff handelt.

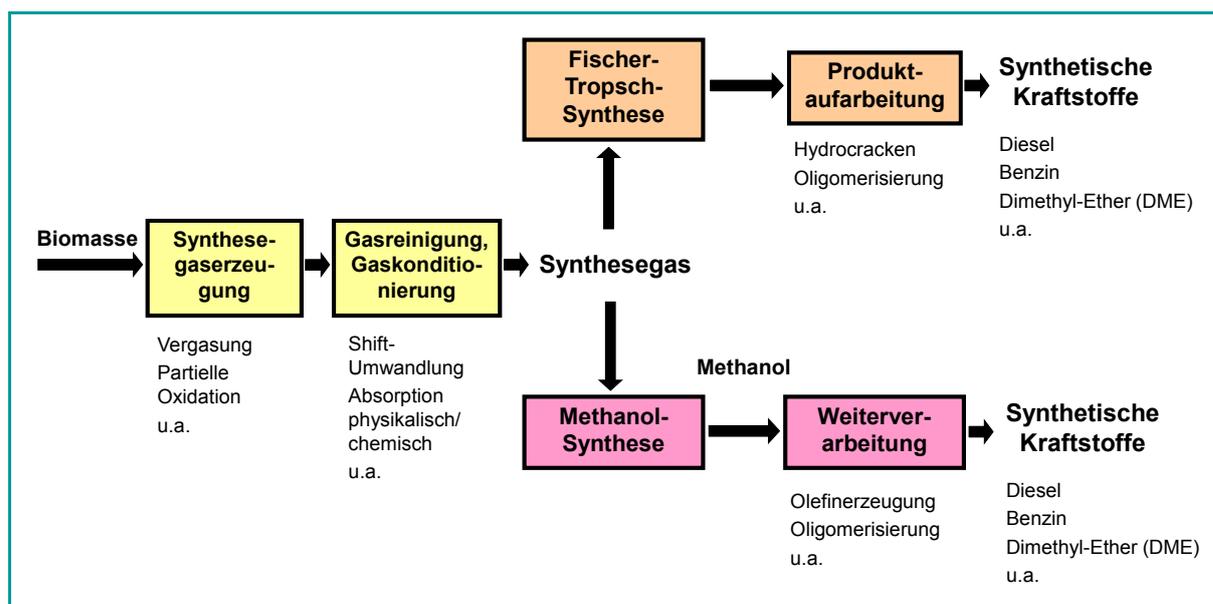


Abbildung 3.1: Herstellung flüssiger synthetischer Kraftstoffe: FT- und Methanolsynthese

Mit Blick auf die Nutzung von Kohle und Erdgas haben sich die bei der FT-Synthese eingesetzten Technologien bereits weltweit im Rahmen von Coal to Liquid (CtL)-Anlagen großtechnisch bewährt; aktuelle Entwicklungen zielen auf die Erschließung bisher nicht genutzter Erdgasvorkommen in Gas to Liquid (GtL)-Anlagen (Leible et al., 2007).

Die Methanolherstellung aus Synthesegas ist ebenfalls großtechnisch bewährt, nicht jedoch die anschließende Kraftstoffsynthese aus Methanol, die aber teilweise auf Standardtechnologien beruht. Im Falle der Nutzung von Biomasse werden derzeit noch keine BtL-Anlagen im großtechni-

schen Maßstab betrieben; insofern steht auch noch keine Technologie als geschlossenes, am Markt etabliertes Verfahren zur Verfügung.

Im Rahmen der systemanalytischen Arbeiten wurde daher ein technischer Verfahrensvergleich von FT-Synthese und Methanolsynthese durchgeführt – einschließlich der notwendigen weiteren Aufarbeitungs- bzw. Weiterverarbeitungsschritte zu Kraftstoffen. Dazu wurden die wesentlichen verfahrenstechnischen Parameter beider Technologieoptionen erarbeitet. Daneben wurden die spezifischen Vorteile, aber auch die bestehenden Nachteile der beiden unterschiedlichen Technologiepfade zur Herstellung synthetischer Kraftstoffe aus Biomasse identifiziert und einander gegenübergestellt. Dies beinhaltete die Bewertung weiterer Optimierungsmöglichkeiten bei den Prozessen, insbesondere zur Steigerung der Gesamtwirkungsgrade und der Anlagen-Verfügbarkeit. So konnten die generellen Möglichkeiten als auch die zu bevorzugenden Einsatzbereiche der untersuchten Technologien identifiziert werden.

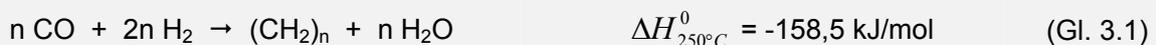
Daneben wurden die betrachteten Pfade zur Herstellung synthetischer Kraftstoffe, aber auch bereits die Herstellung von Methanol, in ihr ökonomisches Umfeld eingeordnet und bewertet. Hierzu wurde eine Literaturrecherche zu den ökonomischen Kenngrößen der Herstellung von synthetischen Kraftstoffen und Methanol durchgeführt, wobei auf die bestehenden Unsicherheiten aufgrund des frühen Entwicklungsstands der BtL-Herstellung hinzuweisen ist. Diese Untersuchungen dienten vor allem dazu, deren Marktchancen bzw. Erfolgsaussichten besser einschätzen zu können.

3.2 Fischer-Tropsch-Synthese

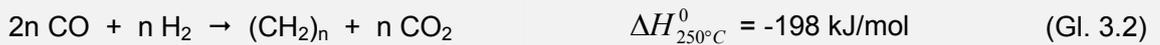
Im Jahre 1923 begann am Kaiser-Wilhelm-Institut für Kohleforschung in Mülheim a. d. Ruhr die Entwicklung der FT-Synthese (nachfolgend auch FTS) als Verfahren zur Gewinnung von flüssigen Kohlenwasserstoffen aus Kohle. Mit der industriellen Verwertung wurde 1938 begonnen. Im zweiten Weltkrieg wurden mit diesem Verfahren in Deutschland Kraftstoffe hergestellt; im Jahr 1944 war eine Jahreskapazität von 600.000 Mg Kraftstoff vorhanden. In den letzten 50 Jahren war die Entwicklung der FT-Synthese stark von der südafrikanischen Firma SASOL dominiert.

3.2.1 Stöchiometrie und thermodynamische Grundlagen

In Anlehnung an Schmieder und Schaub (2002) kann die Basisreaktion der FT-Synthese vereinfachend als die Bildung aliphatischer Molekülketten, bestehend aus dem bei der Synthese gebildeten Monomer (CH₂), beschrieben werden:



In einer Nebenreaktion wird CO_2 gebildet, gemäß:



Damit entstehen als Koppelprodukte zum gewünschten Kohlenwasserstoff H_2O und CO_2 , wobei letzteres auch durch die Folgereaktion des primär gebildeten H_2O mit CO in der nachfolgend beschriebenen CO-Shift-Reaktion gebildet wird (Gl. 3.3). Das Verhältnis von H_2O zu CO_2 hängt dabei von den Reaktionsbedingungen und dem verwendeten Katalysator ab.



Der chemische Mechanismus der FT-Synthesereaktion führt hauptsächlich zu langkettigen, gering verzweigten, gesättigten Kohlenwasserstoffen. Neben den Hauptprodukten „Paraffine und Olefine“ bilden sich auch sauerstoffhaltige Nebenprodukte, wie Alkohole, Aldehyde, Ketone, Carbonsäuren und Ester.

3.2.2 Industrielle Anwendung

Die FT-Synthese ist eine stark exotherme Reaktion, bei der eine Vielzahl von gasförmigen und flüssigen Produkten gebildet wird. Neben den geforderten sehr guten Wärmeübertragungseigenschaften der Reaktoren ist auch die Abtrennung der Produkte vom festen Katalysator ein wichtiges Kriterium bei der Reaktorentwicklung gewesen. Die wichtigsten Ausführungen technischer Reaktoren für die FT-Synthese sind derzeit (vgl. Tijmensen et al., 2002):

- Rohrbündelreaktoren (Festbettreaktoren)
- Slurryreaktoren
- Wirbelschichtreaktoren (zirkulierend oder blasenbildend)

Die ersten beiden Reaktortypen werden dabei für die Niedertemperatur-FTS (180-250 °C), die Wirbelschichtreaktoren ausschließlich für die Hochtemperatur-FTS (300-350 °C) verwendet. Im Rahmen der Entwicklung des Shell-Middle-Distillate-Synthesis(SMDS)-Prozesses wurden die Eigenschaften der verschiedenen Reaktortypen verglichen (vgl. hierzu Krishna und Sie, 2000).

Für die Niedertemperatur-FTS sind großtechnisch zunächst Rohrbündelreaktoren zum Einsatz gekommen. SASOL betreibt dabei schon seit 1955 die so genannten „ARGE tubular fixed bed reactors“. Diese enthalten etwa 2.000 Rohre mit einer Länge von 12 m und einem Innendurchmesser von etwa 46 mm. Die Reaktionsbedingungen sind ca. 220 °C und 25 bar bzw. seit 1987 etwa 45 bar für die neueren Reaktoren. Die maximale Kapazität beträgt 1.500 bbl/d pro Reaktor (Espinoza et al., 1999). Bei der von Shell im Jahr 1993 in Bintulu (Malaysia) in Betrieb genommenen FT-Anlage nach dem SMDS-Prozess wird ebenfalls ein Rohrbündelreaktor verwendet, wobei

der Rohrrinnendurchmesser hier wegen höherer Katalysator-Aktivität nur etwa 25 mm beträgt. Die Reaktionsbedingungen werden mit 220 °C und 40-50 bar angegeben (Sie et al., 1991).

Als Konsequenz aus den großen Nachteilen des Rohrbündelreaktors wurde von SASOL Mitte der 1980er Jahre mit der Entwicklung eines Slurryreaktors begonnen. Besonders problematisch gestaltete sich dabei die Abtrennung der feinen Katalysatorpartikel (Durchmesser: 5-50 µm) vom flüssigen Produkt. Nach der Entwicklung einer speziellen Katalysator/Wachstrenneinheit konnte schließlich im Jahr 1993 ein Slurryreaktor mit einer Kapazität von 2.500 bbl/d in Betrieb genommen werden. Als Reaktionsbedingungen werden Drücke von etwa 25 bar angegeben, bei einem Druckverlust im Betrieb von etwa 2 bar.

Die Hochtemperatur-FTS wird von SASOL in Secunda (Südafrika) und in Zusammenarbeit mit Mossas in Mossel Bay (Südafrika) betrieben. Zu Beginn wurden dabei im so genannten Synthol-Verfahren Reaktoren mit zirkulierender Wirbelschicht verwendet, betrieben bei einer Temperatur von ca. 340 °C und einem Druck von ca. 25 bar, mit einer Kapazität von 7.500 bbl/d. Diese „Synthol“-Reaktoren wurden im Jahr 1999 durch die „SASOL Advanced Synthol“-Reaktoren ersetzt. Dabei handelt es sich um blasenbildende Wirbelschicht-Reaktoren, die bei ca. 340 °C und 20-40 bar betrieben werden. Die Kapazität der größten Reaktoren mit einem Durchmesser von ca. 11 m liegt mit etwa 20.000 bbl/d nahezu um den Faktor drei über dem Wert der bisherigen „Synthol“-Reaktoren (Schmieder und Schaub, 2002).

3.3 Methanolsynthese

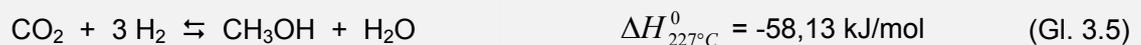
Methanol war bis zum 19. Jahrhundert nur ein Nebenprodukt aus der trockenen Destillation von Holz und wurde bis dahin lediglich in privaten Haushalten verbraucht. Zu dieser Zeit fand noch keine industrielle Methanolsynthese statt. Ab dem Jahr 1913 wurde dann die industrielle Synthese für Methanol entwickelt, gefolgt von der zunehmenden Verwendung von Methanol in der chemischen Industrie. Insbesondere die Entwicklung der Ammoniaksynthese begleitete die industrielle Synthese von Methanol (Olah et al., 2006). Historische, soziale und politische Ereignisse, wie beispielsweise die beiden Weltkriege, beeinflussten deren Fortschritte in einem erheblichen Maße.

Heute findet hauptsächlich das Niederdruckverfahren industrielle Anwendung, in dem Synthesegas eingesetzt wird, welches zunächst mittels Dampfreformierung aus Erdgas (Methan) gewonnen wird. Die aktuellen Forschungsarbeiten konzentrieren sich insbesondere darauf, Druck und Temperatur des industriellen Prozesses zu reduzieren, und auf neue Reaktor- bzw. Prozessdesigns. Die in den letzten Jahren verstärkte öffentlich diskutierte Umwelt- und Klimaaspekte begünstigten die Entwicklung der Methanolsynthese aufgrund der möglichen Verwendung von Methanol als Kraftstoff oder als Kraftstoffbasis (z.B. für Dimethylether und Diesel) und dessen

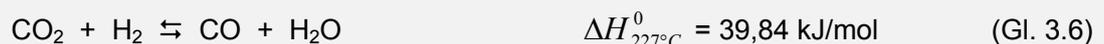
Flexibilität bezüglich der eingesetzten Ausgangsstoffe (Olah et al., 2006). Denn Synthesegas – als Edukt für den Prozess – kann sowohl aus fossilen Quellen als auch aus Biomasse gewonnen werden. Derzeit wird die Methanolsynthese überwiegend dazu eingesetzt, um Basischemikalien zu produzieren, wie beispielsweise Formaldehyd für Kunststoffe, MTBE (Methyl-tertiär-buthylether) für Mineralölraffinerien oder Essigsäure. Im Jahr 2008 betrug der weltweite Methanolverbrauch rund 45 Mio. Mg, bis 2012 wird bei einer installierten Produktionskapazität von 85 Mio. Mg ein zusätzlicher Bedarf von 5 Mio. Mg erwartet (CMAI, 2008). Obwohl die Nutzung von Biomasse zur Erzeugung von Synthesegas derzeit intensiv erforscht wird, ist Methan (Erdgas) immer noch die Hauptquelle für die Methanolsynthese. Dieses hat in den Jahrzehnten nach dem zweiten Weltkrieg die zunächst eingesetzte Steinkohle substituiert.

3.3.1 Stöchiometrie und thermodynamische Grundlagen

Im Gegensatz zur FT-Synthese erzeugt die Methanolsynthese nur einen hauptsächlich gewünschten Kohlenwasserstoff; und zwar Methanol, den einfachsten aliphatischen Alkohol. Gemäß Fiedler et al. (2002) kann die Bildung von Methanol mit nachfolgenden Reaktionsgleichungen beschrieben werden:

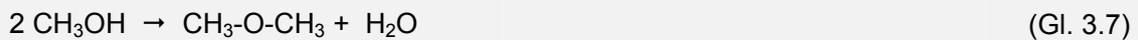


Bei beiden chemischen Reaktionen handelt es sich um exotherme Gleichgewichtsreaktionen, bei denen jeweils durch die Bildung von Methanol eine Reduzierung des Volumens stattfindet. So wird die Methanolbildung gemäß Thermodynamik durch eine niedrige Temperatur und einen hohen Druck begünstigt. Die maximale Umsetzungsrate wird durch die Gleichgewichtszusammensetzung festgelegt. Zusätzlich findet bei den Reaktionsbedingungen der Methanolsynthese die endotherme umgekehrte Wassergas-Shiftreaktion statt (Gl. 3.6), die die Zusammensetzung des Synthesegases und damit die Umsetzungsraten der beteiligten Reaktionen beeinflusst. Die Gleichung 3.5 kann als Resultat der beiden anderen chemischen Reaktionen angesehen werden (Fiedler et al., 2002).



Die Berechnung des stöchiometrischen Gleichgewichts ergibt für den Idealfall, dass rund 1,43 kg Methanol aus 1 m³ CO erhalten werden kann, falls nur die chemische Reaktion gemäß Gleichung 3.4 stattfindet. Wegen der Struktur der Bildungsreaktionen für Methanol hat die umgekehrte Wassergas-Shiftreaktion keinen bedeutenden Einfluss auf die Massenbilanz, im Vergleich zur FT-

Synthese. Vielmehr ist die Thermodynamik die kontrollierende Größe für die Methanolsynthese. Obgleich der industrielle Prozess und die Katalysatortechnologie bereits sehr gut entwickelt sind, laufen einige Nebenreaktionen ab, die zu nicht erwünschten Nebenprodukten führen. Diese werden insbesondere durch Verunreinigungen beim Katalysator oder beim Synthesegas hervorgerufen. Die überwiegend exothermen Nebenreaktionen sind eher kinetisch als thermodynamisch kontrolliert und führen beispielsweise zur Bildung höherer Alkohole, Kohlenwasserstoffe und Wachse gemäß dem FT-Prozess, oder von Estern, Ketonen und Dimethylether (DME) (Fiedler et al., 2002; Mittelbach, 2005). Die Bildung von DME ist in nachfolgender Reaktionsgleichung dargestellt und aufgrund der besonderen Eigenschaften von DME als Kraftstoff hier von besonderem Interesse.



3.3.2 Industrielle Anwendung – Reaktortypen

In über 80 Jahren industrieller Methanolsynthese fanden zahlreiche technologische Entwicklungen statt. In ähnlicher Weise wie bei der FT-Synthese liegt der Fokus des vorliegenden Vergleichs auf den derzeit angewendeten, vielversprechendsten Technologien. Die Tabelle 3.1 liefert einen Überblick zu den verschiedenen Synthesebedingungen, die industriell im Einsatz waren und immer noch sind. Seit Mitte der 1980er Jahre wird bei der Methanolsynthese nur noch das Niederdruckverfahren verwendet, aufgrund von ökonomischen Vorteilen, von Fortschritten in der Katalysatortechnik, verbesserter Anlagenverfügbarkeit und höherer Flexibilität bei der Anlagenkapazität (u.a. Fiedler et al., 2002).

Tabelle 3.1: Druck und Temperatur verschiedener Technologien für die Methanolsynthese

Methanolsynthese	Druckbereich	Temperaturbereich
Hochdruckverfahren	250-300 bar	300-450 °C
Mitteldruckverfahren	100-250 bar	>300 °C
Niederdruckverfahren	50-100 bar	200-300 °C

Quelle: Fiedler et al. (2002)

Betrachtet man die Reaktortechnologie genauer, so kommen hauptsächlich zweiphasige Gas-Feststoff-Festbettreaktoren zum Einsatz. Die vorherrschenden Reaktortypen sind diejenigen von One Synergy – früher Syntex bzw. Imperial Chemical Industries (ICI) – mit einem Marktanteil von rund 61 % und die von Lurgi mit einem Beitrag von 27 % zur weltweiten Produktion an Methanol (Olah et al., 2006; Fiedler et al., 2002). Weitere Gasphasenreaktoren mit unterschiedlichem Betaufbau werden von Tijm et al. (2001) und Lee (1990) beschrieben. Die charakteristischen Pro-

zessdaten der derzeit den Markt bestimmenden Reaktortypen sind in Tabelle 3.2 im Vergleich zusammengestellt.

Die im Niederdruckverfahren eingesetzten Reaktortypen müssen eine effektive Wärmeabfuhr erlauben, um die Katalysatoraktivität zu erhalten. Im Jahr 1966 entwickelte das Unternehmen ICI die erste Niederdrucksynthese in einem adiabatischen Reaktor, basierend auf einem Kupfer-Zinkoxid-Alumina-Katalysator, in dem an mehreren Stellen mit kaltem Synthesegas gequenchet wird, was zu einem Temperaturverlauf ähnlich eines Sägezahnprofils führt (Fiedler et al., 2002). Diese Technologie wird als ein einfacher verlässlicher Prozess angesehen, der über die Jahre in kleinen Schritten weiter verbessert wurde, aber inhärente thermodynamische Nachteile im Wirkungsgrad aufweist, da Aufwärmen und Abkühlen mehrmals nacheinander erfolgen (Hamelinck und Faaij, 2002; Tonkovich et al., 2008; English et al., 2006).

Tabelle 3.2: Typische Prozessparameter von Methanolreaktoren

Parameter	Einheit	ICI/One Synergy	Lurgi	Lurgi MegaMethanol
Temperaturbereich	°C	200-230	200-300	220-250
Druckbereich	bar	~ 50	50-100	50-100
Druckverlust		-	+	+
Gasgeschwindigkeit		?	?	+
Aktive Komponente des Katalysators		Cu/ZnO	Cu/ZnO	Cu/ZnO
Katalysator austausch		+	?	+
Temperaturführung		adiabatisch	quasi isotherm	quasi isotherm
Wärmeübertragung an Kühlmedium		Quenchen mit Kaltgas	siedendes Wasser	1. wassergekühlt, 2. gasgekühlt
Temperaturgradient entlang des Reaktors		-	+	+
H ₂ Rückführ-Verhältnis		-	-	+
Scale-up Faktor		-/+	-	+
maximale Kapazität	Mg/d	1.500	2.500	5.000-10.000

Symbole: (+) vorteilhaft, (-) nachteilig, (?) keine Angaben
Bewertungsversuch anhand folgender Literaturquellen:

Quellen: Aasberg-Petersen et al. (2007); Bhakta et al. (2008); Fiedler et al. (2002); Hamelinck und Faaij (2002); Lange (2001); Lurgi (2008); Wurzel (2007)

Lurgi entwickelte einen Festbett-Rohrbündelreaktor, in dem quasi isotherme Bedingungen herrschen, da die Rohrbündel, in denen sich das Katalysatorbett befindet, an der Außenseite durch siedendes Wasser gekühlt bzw. auf Temperatur gehalten werden. Dies führt zu einer effizienten Nutzung der Wärme für die Dampferzeugung und zu einem geringeren Bedarf an Katalysator-

menge im Vergleich zu anderen angewandten Reaktordesigns (Fiedler et al., 2002; Greeff et al., 2002; Hamelinck und Faaij, 2002; English et al., 2006). Aufgrund der isothermen Fahrweise kommen Temperaturspitzen im Katalysatorbett und somit die Erzeugung unerwünschter Nebenprodukte recht selten vor (English et al., 2006). Diese Technologie stellt ebenfalls die Basis für das Lurgi MegaMethanol®- Konzept dar, welches am Ende des nächsten Abschnitts kurz vorgestellt wird.

Das durch intelligentes Reaktordesign zu lösende Hauptproblem ist die hohe Menge an zurückzuführendem Wasserstoff. Die Konversionsrate pro Durchlauf ist wegen der schwierigen Temperaturführung nicht höher als 10 bis 20 %. Wie bereits beschrieben, rührt dies aus der hohen Exothermie der Reaktion und aus der extremen Begrenzung der Umsetzungsrate aufgrund des thermodynamischen Gleichgewichts. Aus diesen Gründen muss H_2 nach dem Reaktor abgetrennt und zum Reaktoreingang zurückgeführt werden; dabei wird die hohe Wärmekapazität des Wasserstoffs genutzt. Gleichzeitig verbessert die so erhöhte Gasgeschwindigkeit den Wärmeübergang (Hamelinck und Faaij, 2002; Tijm et al., 2001). So steigt nach Tijm et al. (2001) das interne H_2/CO -Verhältnis im Reaktor an und es können Verhältnisse im Bereich von 3 bis 5 auftreten.

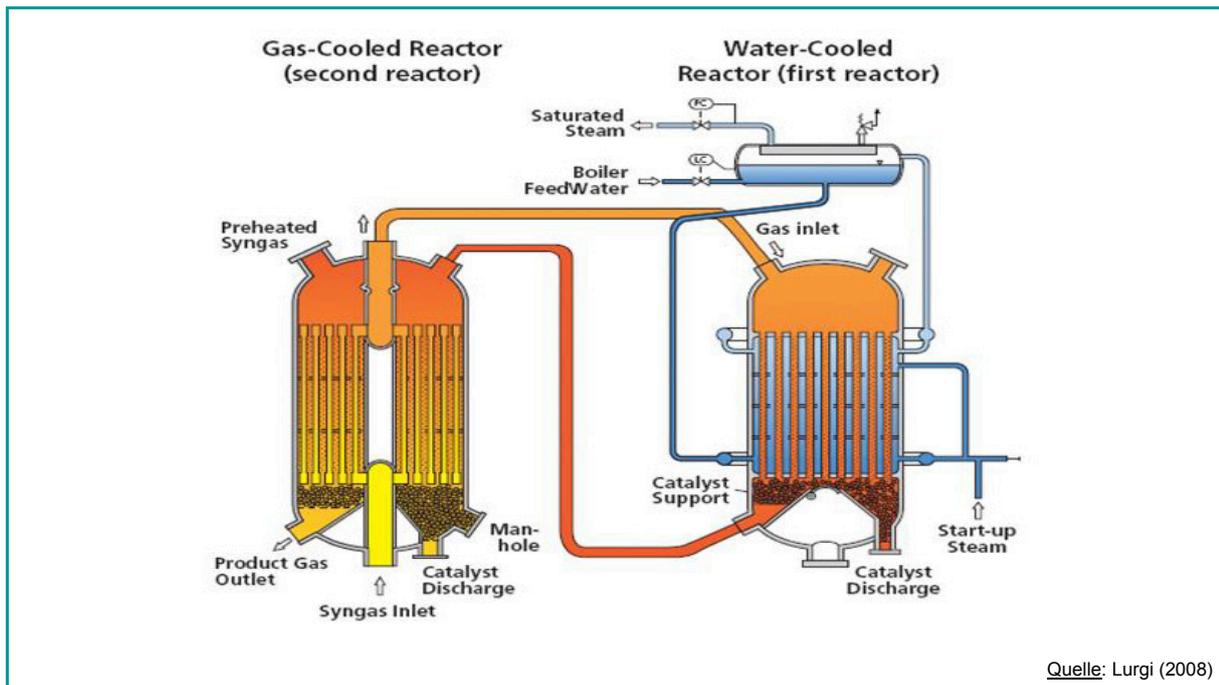


Abbildung 3.2: Der Lurgi MegaMethanol® Prozess

Im Vergleich hierzu erwähnen Hamelinck und Faaij (2002), dass der ICI-Reaktor normalerweise mit einem Verhältnis von 2,3 bis 6 betrieben wird. Das führt dazu, dass das eingesetzte Synthesegas am Reaktoreingang nicht mehr als einen Anteil von 16 % CO besitzt. Um dieses Problem zu lösen und die Kapazitätsgrenze weiter nach oben zu verschieben, wurde von Lurgi das Lurgi MegaMethanol®-Konzept entwickelt, welches eine jährliche Produktion von 1 Mio. Mg Methanol ermöglicht. Das Konzept ist in Abbildung 3.2 schematisch dargestellt. Die Kombination von zwei

unterschiedlichen Kühlsystemen in den Reaktoren führt zu Vorteilen im Hinblick auf Wirtschaftlichkeit, Wirkungsgrad der Synthesegaskonversion, Reduktion des zurückgeführten Wasserstoffstroms und höherer Kapazität. Weitere Informationen hierzu finden sich bei Lurgi (2008) und Höhle et al. (2003).

Ein weiteres derzeit in der Forschung befindliches Konzept ist das so genannte Liquid-Phase Methanol Projekt (LPMEOH®), welches Mitte der 1970er Jahre vom US Department of Energy finanziell unterstützt wurde. Dieses wird dazu eingesetzt, um Kohle in Methanol umzuwandeln, und wird für den industriellen Einsatz bei dem Unternehmen Air and Chemical Products Inc. erprobt. Es besteht aus Gas-Feststoff-Flüssig Dreiphasenprozessen, von denen erwartet wird, dass hier Vorteile mit Blick auf Temperaturführung, Bandbreite für das H₂/CO-Verhältnis und Wirkungsgrad der Wärmeübertragung bestehen, im Vergleich zu den derzeit hauptsächlich eingesetzten Reaktortypen (u.a. Cybulski, 1994). Weitere Informationen hierzu finden sich bei Cybulski (1994), Tijm et al. (2001), APC (1998), ARCADISC (1999) und Heydorn et al. (1998). Weiterhin werden viele Forschungsaktivitäten durchgeführt, die auf dem Wirbelschichtprinzip, auf dem Rieselbett-Reaktor oder Suspensionsblasen-Reaktor basieren (z.B. Wang et al., 2005; Zhang und Zhao, 2006; Stelmachowski und Nowicki, 2003).

3.4 Techno-ökonomischer Vergleich

Für den Vergleich der unterschiedlichen Verfahren zur Nutzung von Synthesegas wurde im Projektverlauf eine umfassende Literaturrecherche bzw. -auswertung durchgeführt. Die wesentlichen Aspekte der Technologien zur Herstellung von Fischer-Tropsch- und Methanol-Kraftstoffen wurden analysiert und zusammengestellt. Dies erfolgte anhand nachfolgender Gesichtspunkte:

- Spezifikationsanforderungen an das Synthesegas
- Quantitative Prozessparameter der beiden Synthesen
- Spezifikation und Aufbereitung der Endprodukte
- Energiebilanzen, Selektivitäten und Wirkungsgrade
- Investitionen, Wirtschaftlichkeit und Größendegressionseffekte

Darüber hinaus wurden jedoch – um eine Vergleichbarkeit überhaupt zu ermöglichen – auch die notwendigen weiteren Konversionsschritte von Methanol in die Analyse mit einbezogen, wie beispielsweise die MTS-Technologie von Lurgi oder die Herstellung von DME oder MTBE.

3.4.1 Spezifikationsanforderungen an das Synthesegas

Es ist sehr schwierig, eine quantitative Aussage über die Unterschiede der Synthesegas-Spezifikation der beiden Syntheseverfahren zu machen. Obwohl alle Literaturquellen übereinstimmend angeben, dass die katalytischen Reaktionen der beiden Prozesse durch diverse Verunreinigungen signifikant beeinflusst werden, wurde anscheinend noch keine fundierte Studie hierüber verfasst. Die verfügbaren Daten unterscheiden darüber hinaus oftmals nicht einmal zwischen FT-Synthese und Methanolsynthese. Insbesondere spezifische, fundierte Daten für die Methanolsynthese waren nur schwierig zu erhalten.

Schwefelverbindungen wirken als Katalysatorgifte. Aus diesem Grunde muss ihre Konzentration mindestens in den Bereich von ppb reduziert werden. Dasselbe gilt für Stickstoff- und Alkali-Verbindungen, deren Konzentration bis auf niedrige ppm-Werte gebracht werden muss. Partikel oder Flüssigkeiten wie Teere dürfen ebenfalls nur in Konzentrationen unterhalb des ppm-Bereichs vorliegen. Die verwendeten Studien beziehen sich zumeist auf spezifische Reaktionsbedingungen wie Temperatur, Druck, Art des Katalysators und seine Zusammensetzung, um detaillierte Angaben zur Grenzkonzentration von Verunreinigungen zu machen.

Darüber hinaus gibt es aber Prozesskennwerte, die sich für beide Synthesen grundlegend unterscheiden. Einer davon ist das H_2/CO -Verhältnis, welches durch die Bedingungen im Reaktor beeinflusst werden kann, um den Gesamtprozess zu steuern, und ebenfalls durch die Wassergas-Shiftreaktion. In den vorliegenden Studien ist dieses Verhältnis mitunter auch als „Stöchiometrie-Nummer“ definiert. Diese ist für die FT-Synthese als sehr flexibel (0,6-2) angegeben, während für Methanol ein eher strikter Wert (1,5-2) eingehalten werden muss.

Die Stöchiometrie, basierend auf den grundlegenden Reaktionen, unterstützt diese Annahmen (unter anderem aufgrund der Vielfalt der Fischer-Tropsch-Produkte). Andererseits unterscheiden sich diese optimalen Werte von denen, die bei der technischen Implementierung aufgrund von Wärmeführung und anderen Faktoren erreicht werden. Daraus folgt, dass die Methanolsynthese reaktor-interne Verhältnisse von 5-6 benötigt. Werden diese benötigten Verhältnisse nicht durch das eingesetzte Synthesegas erreicht (d.h. zusätzliche Wasserstoffbereitstellung muss vorgesehen werden), müssen im Allgemeinen große Rückführströme und eine der Synthese nachfolgende Wasserstofftrennung installiert werden. Das Verhältnis von H_2 zu CO übt einen großen Einfluss auf den Gesamtprozess aus, insbesondere bezüglich Temperatur, Umsatzgraden und Produktspezifikationen (gerade bei der FT-Synthese).

Ein weiterer Aspekt, den es zu beachten gilt, ist der CO_2 -Gehalt im Synthesegas. Dieser wird mit <10 Vol.-Prozent für beide Prozesse angegeben. Es fällt auf, dass die Literaturwerte für die Methanolsynthese meistens unter denen der FT-Synthese liegen. Ausgehend von der Theorie hemmt CO_2 die Fischer-Tropsch-Reaktionen, während die Methanolreaktion gefördert oder zumindest

nicht negativ beeinflusst wird, da Methanol auch über eine andere Reaktionsroute gebildet werden kann. Daraus folgt, dass ein vergleichsweise höherer CO₂-Gehalt für die Methanolsynthese eigentlich möglich sein sollte.

3.4.2 Quantitative Prozessparameter der beiden Synthesen

Im Folgenden wird ein technischer Vergleich von FT-Synthese und Methanolsynthese anhand grundlegender quantitativer Prozessparameter vorgenommen. Ein Hauptunterschied zwischen den beiden Synthesen besteht in der Komplexität der grundlegenden Reaktionen und Reaktionsmechanismen. Die FT-Synthese produziert ein breites Spektrum an Kohlenwasserstoffen, welches eine weitere chemische Aufarbeitung erfahren muss, um zu den gewünschten Endprodukten – synthetische Benzin- und Diesel-Kraftstoffe – zu gelangen.

Tabelle 3.3: Vergleich quantitativer Prozessparameter

	FT-Synthese	Methanol-synthese	Methanol-to-fuels	DME	MTBE
Temperatur	180-250 °C	200-250 (300) °C	~350 °C (MTG) ~500 °C (MTO)	210-300 °C	50-90 °C
Druck	25-45 bar	50-100 bar	~20 bar (MTG) ~3 bar (MTO)	n.s.	10-15 bar
Reaktionsenthalpie (Reaktionsbed.)	-158,5 kJ/mol -198 kJ/mol	-97,97 kJ/mol -58,13 kJ/mol	-1,74 MJ/kg	23,4 kJ/mol (STP)	-37,7 kJ/mol (STP)
Anzahl gewollter Reaktionen	2	2	3-5	1	1
Gewünschte Produkte	verschiedene Kohlenwasserstoffe	Methanol	Benzin/Diesel (verschiedene Stoffe)	DME	MTBE
Anzahl von Nebenprodukten während den gewünschten Reaktionen	2	1	n.s.	1	0
Anzahl wichtiger Nebenreaktionen	2-3	einige, aber nur sehr geringer Anteil am Prozess	n.s.	n.s.	n.s.
Produktaufbereitung, Anzahl der Schritte	2-4	1	1-3	1	1-2

n.s. = nicht spezifiziert; STP = Standard Temperatur und Druck; MTG = Methanol To Gasoline; MTO = Methanol To Olefines
Quelle: Eigene Zusammenstellung

Die Methanolsynthese dagegen erzeugt selektiv nur ein einziges Hauptprodukt (Methanol), welches lediglich durch physikalische Trennverfahren aufbereitet werden muss (vgl. Tabelle 3.3). Diesbezüglich ist die Methanolsynthese durch die einfachere Steuerung des Prozesses vorteilhaft. In Anbetracht der notwendigen weiteren Prozessschritte, welche vom Methanol zu Kraftstoffen oder kraftstoffähnlichen Substanzen führen, relativiert sich jedoch dieser Vorteil erheblich.

Des Weiteren unterscheiden sich die allgemeinen Steuermechanismen bei beiden Synthesen grundsätzlich. Während die FT-Synthese durch ihre Kinetik gesteuert wird, ist der beschränkende Faktor der Methanol-Synthese ihr thermodynamisches Gleichgewicht.

Mit Blick auf die thermodynamischen Parameter ist die Reaktionsenthalpie der FT-Synthese im Vergleich zur Methanolsynthese dem Betrag nach wesentlich höher, was zu einem signifikant niedrigeren Energiegehalt im Endprodukt führen sollte. Allerdings hebt sich dieser Vorteil der Methanolsynthese auf, wenn Methanol zu Kraftstoffen mit vergleichbaren Eigenschaften wie bei den FT-Endprodukten weiterverarbeitet wird. Betrachtet man MTBE und insbesondere DME, ist zwar ein höherer Anteil des Synthesegas-Energiegehaltes noch im Endprodukt vorhanden. Demgegenüber muss jedoch die – beispielsweise für die endotherme DME-Reaktion – benötigte Energie mit berücksichtigt werden. Darüber hinaus müssen auch weitere technologische Prozessparameter wie Wärmerückführung, Rückgewinnung von Nebenprodukten, Rückführströme usw. in diesem Zusammenhang mit beachtet werden, da diese einen bedeutenden Einfluss auf die Gesamtenergiebilanz haben können.

Beide Prozesse werden von der Wassergas-Shiftreaktion beeinflusst. Die FT-Synthese nutzt diese charakteristische Reaktion allerdings nur in eine Richtung, während die Methanolsynthese durch ihre Reaktionsführung auch die Rückreaktion verwerten kann. Nichtsdestotrotz kann die Wassergas-Shift-Rückreaktion im Methanolfall auch zu äußerst negativen Effekten führen, wenn eine bestimmte Menge an produziertem Wasser überschritten wird. Trotz dieser Begebenheit tritt CO_2 im FT-Prozess lediglich als ungenutztes, den Energiegehalt des Endproduktes reduzierendes Nebenprodukt auf, während es in der Methanolsynthese direkt wieder verwendet und in den Prozess eingeschleust werden kann.

Weitere Nebenreaktionen und somit Nebenprodukte kommen bei beiden Synthesen vor. Jedoch hat der Katalysator der Methanolsynthese eine äußerst hohe Methanolsekktivität. Daraus resultiert, dass hier nur sehr geringe Anteile an unerwünschten Nebenprodukten produziert werden. Diese können aufbereitet oder nach Trennungsschritten zur Energiegewinnung genutzt werden.

Zusammenfassend lässt sich feststellen, dass die Methanolsynthese einige vorteilhafte Eigenschaften aufzubieten hat, insbesondere aufgrund der weit niedrigeren Prozesskomplexität. Diese Vorteile sind einfachere Steuerung der Reaktionen und die Vielzahl an Möglichkeiten zur Weiterverarbeitung zu anderen Produkten. Andererseits ist aber festzuhalten, dass sich diese Stärken signifikant abschwächen, wenn Methanol in weiteren Prozessschritten zu synthetischen Kraftstoffen, vergleichbar dem FT-Kraftstoff, weiter verarbeitet wird.

3.4.3 Spezifikation und Aufbereitung der Endprodukte

Einer der Hauptunterschiede zwischen der FT-Synthese und der Methanolsynthese ist die Anzahl der in den Hauptprozessen gewonnenen Produkte. Demzufolge gibt es ein breites Spektrum bezüglich des Reinheitsgrads und der Anzahl der Produkte. Bei Erhalt nur eines Produktes ist die Aufbereitung selektiver, aufgrund wesentlich einfacherer Prozessanforderungen. Das FT-Rohprodukt muss dagegen erst aufwändig aufgetrennt werden, um dieselbe Ausgangslage wie im Fall von Methanol zu erhalten. Diese Trennverfahren sind aufgrund der Vielzahl an gewonnenen Produkten äußerst komplex.

Die Verteilung der FT-Produkte ist sehr breit und wird sehr stark durch die Einstellung der Prozessparameter beeinflusst. Deshalb ist es durchaus möglich, auch andere Chemikalien zu erhalten, obwohl hauptsächlich die Produktion von synthetischen Kraftstoffen gewollt und eine Optimierung ihrer Ausbeute über Jahrzehnte hinweg durch Dimensionierung und Betrieb zu erreichen versucht wurde. Eine Kommerzialisierung der FT-Synthese findet seit Anfang der 1950er Jahre statt, mit einer stetig steigenden Produktionskapazität auf dem Weltmarkt.

Methanol ist Grundstoff für viele Chemikalien. Ein Großteil der weiterverarbeitenden Prozesse, um Methanol zu Komponenten zu wandeln, welche zu Kraftstoffen zugemischt werden können (DME und MTBE), hat einen hohen Grad an technologischer Reife mit großen Produktionskapazitäten auf dem Weltmarkt erreicht. Andererseits wurde die direkte Umwandlung von Methanol zu synthetischen Kraftstoffen bis heute erst zu einem sehr geringen Maße kommerzialisiert: Lediglich das MTG-Verfahren wurde bisher erfolgreich unter industriellen Bedingungen in Neuseeland eingesetzt.

Bei der Untersuchung und dem Vergleich der Produktzusammensetzung und -spezifikation beider Synthesen wird deutlich, dass nur ein sehr geringer Anteil der aus Studien zu entnehmenden Informationen die aktuellen und zukunftsorientierten Technologien sowie deren Parameter beschreibt. Insbesondere quantifizierende Daten sind diesbezüglich sehr selten zu finden. Demzufolge muss die darauf basierende Analyse an diversen Stellen mit einiger Vorsicht betrachtet werden.

Da FT-Produkte hauptsächlich als synthetische Kraftstoffe eingesetzt werden, befinden sich die Siedebereiche der gewünschten Stoffe im Bereich von Naphta und Mitteldestillaten (hauptsächlich Olefine und Paraffine). Diese machen nur 35-40 % der Kohlenwasserstoffe im Destillations-Rohprodukt der FT-Synthese aus. Der Rest muss zur weiteren Verwendung erst aufbereitet oder abgetrennt werden. Nach der Aufbereitung befinden sich 70-80 % der Kohlenwasserstoffprodukte im gewünschten Siedebereich und können als synthetischer Kraftstoff verwendet werden. Im Vergleich zur FT-Synthese erreicht die Methanolsynthese Destillationsausbeuten von mehr als

80 % an gewünschtem Produkt. Lediglich 5-20 % des eingesetzten Synthesegases wird im Methanolfall zu Nebenprodukten oder Unreinheiten umgewandelt, wie hauptsächlich Wasser, längerkettige Alkohole und Dimethylether. Nach der Aufbereitung erreicht die Methanolsynthese Produktreinheiten >99,85 %. Nebenprodukte, die alleine aufgrund der Stöchiometrie produziert werden, wurden im Fischer-Tropsch-Fall bei dieser Betrachtung außen vor gelassen.

Nach obiger Analyse lässt sich feststellen, dass Methanol bezüglich Ausbeute und Selektivität des gewünschten Produktes im Vergleich zur FT-Synthese äußerst vorteilhafte Eigenschaften besitzt. Die Methanolsynthese hat auch bei den Produkt-Aufbereitungsschritten Vorteile aufzuweisen, da diese hauptsächlich aus physikalischen Trennverfahren (konventionelle Destillation) mit angenommenen Wirkungsgraden von über 95 % bestehen.

Das FT-Rohprodukt benötigt hingegen eine chemische Aufbereitung, um die Ausbeute im Bereich der Mitteldestillate erheblich zu verbessern. Um eben diese gewünschten Produkte zu erhalten, müssen Hydrocracking- und Hydrotreating-Verfahren angewandt werden. Obwohl auch diese Prozesse in großen Maßstäben und mit relativ hohen Wirkungsgraden in der Industrie bereits betrieben werden, treten Energieverluste auf. Im Ganzen betrachtet sind beide Aufbereitungsverfahren exotherm, d.h. der Energiegehalt ihres Endproduktes sinkt dadurch weiter. Darüber hinaus muss weitere Energie, sowohl für den Erhalt der Reaktionsbedingungen (Hydrocracking bei 330-355 °C und 35-70 bar), als auch für den erhöhten Bedarf an Wasserstoff für die Hydrierreaktionen beider Prozesse aufgewendet werden. Insbesondere der letzte Aspekt kann die Implementierung zusätzlicher Shift-Reaktionen (d.h. zusätzlicher Energie- und Rohstoffbedarf) zur Folge haben, wenn das verwendete Synthesegas einen zu geringen Wasserstoffanteil besitzt. Nach der chemischen Aufbereitung der FT-Rohprodukte müssen diese weiteren physikalischen Trennverfahren unterzogen werden. Letztendlich können 15-30 % der im FT-Prozess produzierten Kohlenwasserstoffe nicht als synthetische Kraftstoffe verwendet werden. Diese werden stattdessen in der chemischen Industrie oder als Brennstoff für die Wärme- und Stromerzeugung genutzt.

Des Weiteren muss die Verwendung der Prozessprodukte als synthetische Kraftstoffe betrachtet werden. Methanol kann mit Blick auf die bereits bestehende Infrastruktur nur im begrenzten Maße als synthetischer Kraftstoff verwendet werden. Die Weiterverarbeitung von Methanol zu Kraftstoff-Mischkomponenten oder synthetischen Kraftstoffen ist in dieser Hinsicht oftmals wünschenswert. Bei der Wahl von Kraftstoff produzierenden Routen wie MTS, MTG oder MTG/MOGD kann angenommen werden, dass Energiebedarf und Verluste des Energiegehaltes im Endprodukt mindestens im Bereich der FT-Synthese angesiedelt sind. Darüber hinaus ist anzumerken, dass der FT-Prozess – einschließlich aller Aufbereitungs- und Nachbereitungsschritte – über Jahrzehnte hinweg bezüglich einer möglichst hohen Ausbeute an synthetischen Kraftstoff-

fen optimiert wurde. Dagegen ist ein Großteil der weiterverarbeitenden Methanoltechnologien immer noch im Versuchsstadium und wurde daher bisher weder weltweit noch im großindustriellen Maßstab implementiert. Diese Aspekte können zur Folge haben, dass geringere Wirkungsgrade und technologische Schwierigkeiten bei diesen Prozessen auftreten. Da keinerlei Angaben zur Produktzusammensetzung und -verteilung dieser neuen Technologien in den Studien gefunden werden konnten, ist es schwer, einen wohlbegründeten abschließenden Vergleich anzustellen. Andererseits ist anzunehmen, dass die Verwendung lediglich eines reinen Einsatzstoffes in die Methanol-Weiterverarbeitungsverfahren durchaus in höheren Selektivitäten und in einer besseren Steuerbarkeit der Prozesse resultieren kann.

Im Gegensatz dazu ist die Weiterverarbeitung von Methanol zu Mischkomponenten wie MTBE und DME industriell ausgereift und scheint so eine sowohl energetisch effizientere als auch weniger komplexe Wahl im Vergleich zur FT-Synthese zu sein, gerade bezüglich Reaktionsbedingungen und -steuerung, Reaktortechnologie und Produktselektivitäten. Trotzdem finden sich auch hier einige Beschränkungen, was die mögliche Einsetzbarkeit als Kraftstoff betrifft, sollte es keine Änderungen in den Kraftstoff-Infrastrukturen geben. Aufgearbeitete und aufbereitete FT-Endprodukte können dagegen direkt in den bestehenden Infrastrukturen eingesetzt werden.

Insgesamt lässt sich feststellen, dass alle hergestellten Stoffe sehr gute Kraftstoffeigenschaften besitzen. Insbesondere die Gehalte an Verunreinigungen wie Schwefel, Aromaten, Metalle, Stickstoffverbindungen und andere Substanzen der synthetischen Komponenten sind im oder sogar weit unter dem gesetzlich vorgeschriebenen Bereich für Kraftstoffe und damit sehr vorteilhaft. Während die Heizwerte der FT-Kraftstoffe vergleichbar sind mit denen von fossilen Kraftstoffen, besitzen Methanol und DME lediglich die Hälfte des Energiegehaltes; der Wert von MTBE liegt in etwa dazwischen.

Die Zusammensetzung der FT-Produkte und die gegebenen Spezifikationen der Lurgi Methanol-to-Synfuel®-Produkte unterscheiden sich nur marginal. Dementsprechend sticht diesbezüglich keines der beiden Verfahren besonders positiv hervor.

Abschließend lässt sich feststellen, dass die FT-Synthese als der für die direkte Herstellung von synthetischen Kraftstoffen vorteilhaftere und reifere Prozess erscheint. Im Gegensatz dazu ist die Methanolsynthese mit anschließender Weiterverarbeitung von Methanol zu Mischkomponenten wie MTBE und DME aber als einfacher und insgesamt vorteilhafter einzuschätzen, obgleich die oben genannten Beschränkungen bestehen, u.a. im Einsatzbereich.

3.4.4 Energiebilanzen, Selektivitäten und Wirkungsgrade

Es ist anzumerken, dass die aus der Literatur extrahierten quantitativen Daten mit gewissen Unsicherheiten behaftet sind, da bei der Literaturrecherche die folgenden Schwierigkeiten und Unklarheiten auftraten:

- Schwierigkeiten, Daten nur für die Synthesen zu erhalten, da ein Großteil der verwendeten Studien lediglich Gesamtkettenanalysen von X_tL-Konzepten darstellen (X steht hier stellvertretend für Kohle, Erdgas oder Biomasse).
- Unklarheiten, sich widersprechende Annahmen und undefinierte Kenngrößen in den vorliegenden zu Grunde gelegten Studien.
- Vielzahl von Werten, die nicht aus der industriellen Praxis, sondern aus Computersimulationen oder anderen Modellen stammen.

Insbesondere die Anwendung von Wirkungsgraden wurde in der Literatur oftmals nicht klar definiert (bezogen auf Kohlenstoff, thermisch oder auf den Energiegehalt im Produkt). In der vorliegenden Arbeit werden die Wirkungsgrade im Gegensatz dazu einheitlich auf den Energiegehalt bezogen, wenn nicht ausdrücklich anderweitig beschrieben (Energiegehalt des Synthesegases = 100 %).

Die Wertebereiche der Literaturrecherche sind in Tabelle 3.4 zusammengestellt. Die dort aufzufindenden Schwankungen der Werte sind auf Unterschiede in der verwendeten Technologie, Dimensionierung, Reaktionsbedingungen, Kenngrößen in den Modellen etc. zurückzuführen. Diese Faktoren korrelieren und beeinflussen in sehr komplexer Art und Weise die betrachteten Prozesskenngrößen.

Bei der Beschreibung der Methanol- oder FT-Synthese bzw. verwandter Prozesse in BtL-Konzepten wird meist von einer energieautarken Fahrweise ausgegangen (zur Vermeidung der Verwendung von nicht biogenen Energieträgern im System). Dementsprechend werden auch Restgase und Rückstände genutzt. Dieser Faktor wurde bei der Berechnung des energetischen Gesamtwirkungsgrades mit berücksichtigt.

Betrachtet man die Werte in Tabelle 3.4, lässt sich annehmen, dass sich die Unterschiede beider Technologien gegenseitig ausgleichen. Nichtsdestotrotz sollten einige Punkte angemerkt werden. Wie bereits erläutert, ist die Methanolsynthese äußerst vorteilhaft bezüglich ihrer Selektivität, da nur sehr geringe Mengen an Nebenprodukten anfallen. Die Selektivität der FT-Synthese hängt dagegen im erhöhten Maße von den angewendeten betriebsbedingten Parametern ab.

Das Kriterium „Ausbeute“ ist im Fall von Methanol ebenfalls vorteilhafter, aufgrund der hohen Produkt-Selektivität und dem einzelnen erzeugten Produkt. Dennoch gilt dies nur in Bezug auf

Kohlenstoffverbindungen, da die thermodynamischen Grenzen des Gesamtprozesses sowohl hohe Rückführströme als auch reaktor-interne H_2/CO -Verhältnisse von 3-5 nötig machen (kohlenstoffbezogene Wirkungsgrade für Methanol werden zwischen 60-95 % angegeben). Dementsprechend ist die Umsatzrate bei der Methanolsynthese niedriger. Derartige Charakteristika des Verfahrens wurden bei den neuen MegaMethanol-Technologien, z.B. von Lurgi, verbessert; Steigerungen wurden in den vorliegenden Studien allerdings noch nicht quantifiziert.

Tabelle 3.4: Vergleich von Prozesskenngrößen: Selektivität, Ausbeute, Umsatz und Wirkungsgrad

Kenngrößen (bezogen auf das gewünschte Produkt)	FT-Synthese	Methanolsynthese
Selektivität	73-91 % (C_{5+})	>99 %
Ausbeute an flüssigen Produkten (Benzin und Diesel)	68-80 %	nicht angegeben, aber als sehr hoch angenommen
Umsatz (basierend auf Kohlenstoffgehalt im Synthesegas)	80 %	>50-60 %
Energetischer Gesamtwirkungsgrad des betrachteten Systems (bezogen auf den Energiegehalt im Synthesegas)	69-88 % (48-68 % in flüssigen Produkten)	68-72 % (derzeitig angewandte Technologie) 82-96 % (Modelle BtL-Konzepte) (70-81 % in flüssigen Produkten von BtL-Modellen)
Wirkungsgrad der Produktaufbereitung	91-100 %	~100 %

Quelle: Eigene Zusammenstellung

Auch bei der FT-Synthese werden Rückführströme zur Erhöhung der Umsatzgrade implementiert. Auf der anderen Seite wirken diese jedoch auch negativ auf den energetischen Gesamtwirkungsgrad durch zusätzliche Verdichtungsarbeit und mitunter weiterer Reformier-Stufen, welche beide durch Erhöhung der Umsätze in einem Durchgang vermieden werden könnten.

Darüber hinaus sind die Wirkungsgrade der Aufbereitungsschritte aufgrund ihrer technologischen Reife sehr hoch. Trotzdem übersteigen die der Methanolsynthese den Fischer-Tropsch-Fall, da keinerlei chemische Verfahren zur Aufbereitung beinhaltet sind, welche inhärent zu Energieverlusten führen.

Auffällig sind die angegebenen niedrigen Werte der Gesamtwirkungsgrade für die Methanolsynthese, die auch mit einiger Vorsicht zu betrachten sind. Einige Autoren modellierten den Methanol-Fall innerhalb der Systemgrenzen dieser Studie mit Wirkungsgraden unterhalb von 50 %. Es erscheint sehr unwahrscheinlich, dass ein bekanntes, voll entwickeltes und relativ einfaches Verfahren derartig niedrige Wirkungsgrade erreicht, die selbst unterhalb dem des komplexen FT-Prozesses liegen, samt allen weiteren chemischen Aufbereitungsschritten.

Bei der Implementierung von Schritten zur Weiterverarbeitung des Methanols sind derartige Wirkungsgrade für das Gesamtsystem dagegen wahrscheinlich. Obwohl keine Quantifizierung

in der Literatur angegeben wurde, ist anzunehmen, dass ein kombiniertes Methanol/Methanol-to-fuels-Verfahren schlechtere oder maximal ähnliche Wirkungsgrade erreicht wie die FT-Synthese (zu synthetischen Kraftstoffen), aufgrund der mangelnden technologischen Erfahrung und der zusätzlich erforderlichen Zahl an Konvertierungsschritten. Modelle mit angenommenen MTS-Wirkungsgraden von über 90 % müssen zunächst im industriellen Maßstab verifiziert werden.

Die Herstellung von den Mischkomponenten DME oder MTBE ist mit gleichen oder besseren Wirkungsgraden anzunehmen als die Fischer-Tropsch-Synthese, sowohl aufgrund ihrer äußerst hohen Produkt-Selektivität, als auch ihrer geringeren Anzahl und der einfacheren Steuerbarkeit der involvierten Prozesse. Wie schon oben erläutert, scheint ein äußerst geringer Wirkungsgrad der Methanol-Synthese den sonstigen vorliegenden technologischen Kenngrößen zu widersprechen. Darüber hinaus lässt sich feststellen, dass die Herstellung von Methanol in BtL-Modellen mit wesentlich höheren Wirkungsgraden angegeben wird.

Zusammenfassend sind beide Verfahren bezüglich der betrachteten Parameter vergleichbar, mit leichten Vorteilen bei Selektivität und Ausbeute auf Seite der einfachen Methanolsynthese.

Die Berücksichtigung von Wärmerückgewinnung, Elektrizitätserzeugung und ähnlichen Technologien würde die energetischen Wirkungsgrade beider Verfahren erhöhen (in Modellen der FT-Synthese bis zu 10 %, abhängig von implementierter Technologie und Betriebsbedingungen).

3.4.5 Investitionen, Wirtschaftlichkeit und Größendegressionseffekte

Beim Vergleich der Wirtschaftlichkeit beider technologischen Routen sind sowohl die operativen (variablen) Kosten und Investitionskosten als auch die auf dem Weltmarkt erzielbaren Produktpreise von Interesse. Die operativen Kosten geben einen Anhaltspunkt über die Wirtschaftlichkeit einer industriell implementierten Technologie. Leider war es nicht möglich, diese Kosten für die gewählten Systemgrenzen zu erhalten, da eine Ermittlung von Rohstoffpreisen (z.B. Erdgas) bei den vorhergehenden Prozessschritten aus den Literaturangaben nicht möglich war.

Ebenso müssen alle anderen, in dieser Studie verwendeten ökonomische Daten, Investitionsangaben und sonstige Kosten mit gewisser Vorsicht betrachtet werden. In den vorliegenden Studien konnten meist keine eindeutigen und sicheren ökonomischen Werte gefunden werden. Zudem reduziert der Mangel an detaillierten Daten aus industrieller Anwendung die Qualität des zu erreichenden Ergebnisses – dies gilt insbesondere im Fall von Methanol. Nichtsdestotrotz sind qualitative Aussagen möglich.

Ein Hauptunterschied der beiden Technologien ist die wirtschaftliche Stellung ihrer Produkte auf dem Weltmarkt. Synthetische FT-Kraftstoffe sind lediglich im Verkehrssektor einsetzbar. Dem-

entsprechend ist ihre Preisentwicklung eng an den Preis von Erdöl geknüpft. Methanol dagegen hat seinen eigenen Markt aufgrund seiner Hauptanwendung als Grundchemikalie.

Wie in Abbildung 3.3 gezeigt, ist dieser Preis oberhalb dessen von Erdöl angesiedelt. Gerade dieser relativ hohe Methanolpreis könnte eine großflächige Anwendung als Motorkraftstoff behindern. Die Angaben zur Höhe der erforderlichen Investitionen für die FT-Synthese und Methanolsynthese konnten überwiegend aus der vorliegenden Literatur herausgezogen werden. Diesbezüglich ist das Verhältnis der Investitionen von der Produktsynthese und der Produktaufbereitung interessant. Im Fall der FT-Synthese liegen diese bei 2:1, während im Fall von Methanol genau ein Verhältnis von 1:2 gegeben ist. Dieses ist ein weiterer Hinweis auf die Komplexität der FT-Synthese im Vergleich zu der wesentlich einfacheren Herstellung von Methanol, wie es in den vorherigen Kapiteln schon beschrieben wurde. Obwohl die Aufbereitungsschritte von FT-Kraftstoffen (Hydrotreating und Hydrocracking) ebenfalls wesentlich komplexer als die Destillationsstufen nach der Methanolsynthese sind, benötigt die Aufbereitung des Methanol-Rohproduktes höhere Investitionen als die Methanolherstellung selbst. Dieses unterstützt die Annahme, dass die Methanolsynthese ein äußerst einfaches Verfahren darstellt.

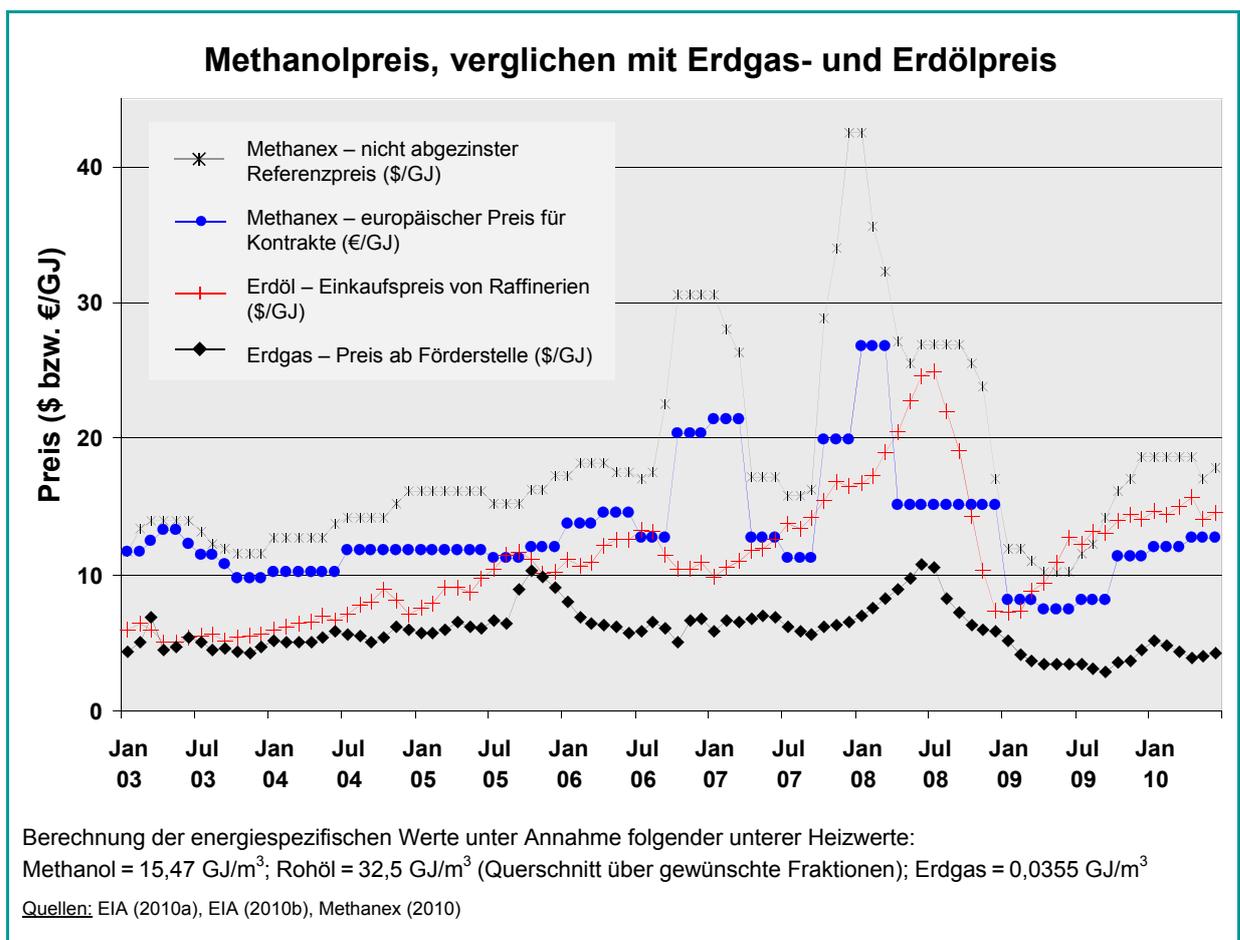


Abbildung 3.3: Entwicklung der Marktpreise von Methanol gegenüber Erdgas und Erdöl

Investitionen werden darüber hinaus in hohem Maße von den so genannten Größendegressionseffekten beeinflusst, denen das größte Potenzial bezüglich Kostenminderung für beide Technologien nachgesagt wird. Die Größendegressionsexponenten (wie sie in der vorliegenden Literatur veröffentlicht wurden) liegen für beide Synthesen in gleicher Höhe. Die Abweichung im Fall von Methanol ist mit dem teilweise äußerst werbenden Charakter der vorliegenden Literatur zu erklären.

Obwohl die Größendegressionseffekte nicht nur von Anlagenkapazitäten abhängen, sind diese doch ein wichtiger Faktor. Im Vergleich von Methanol- und FT-Technologie ergeben sich signifikante Investitionsvorteile auf Seiten der Methanolsynthese. Zudem ist die FT-Synthese erst ab großen Anlagenkapazitäten wettbewerbsfähig. Des Weiteren lassen sich für diese Technologie in der vorliegenden Literatur im Bereich der Investitionen große Bandbreiten feststellen.

Im Vergleich dazu benötigt die Methanolsynthese nur etwa die Hälfte des Investitionsbedarfs und es werden weit geringere Abweichungen in den unterschiedlichen Szenarien der Literatur beschrieben. Wird die Anlagenkapazität energiebezogen dargestellt, verstärkt sich diese positive Tendenz der Größendegressionseffekte aufgrund des niedrigeren Methanol-Heizwertes im Vergleich zu dem der synthetischen FT-Kraftstoffe. Diese Vorteile sind auch an die signifikant niedrigere Prozesskomplexität der Methanolsynthese geknüpft. Trotzdem muss beachtet werden, dass das hier angewandte Modell in hohem Maß vereinfacht ist, da Größendegressionseffekte auch durch andere Faktoren, wie beispielsweise die Maximalkapazität von Anlagen und geographischen Begebenheiten, limitiert und beeinflusst werden.

Dennoch ist zu erwarten, dass sich die Investitionsvorteile der Methanolsynthese erheblich abschwächen, wenn Methanol zu synthetischen Kraftstoffen oder kraftstoffähnlichen Stoffen weiterverarbeitet wird. Während für einen MTG-Prozess mit vergleichbaren Investitionen wie für eine FT-Anlage kalkuliert wird, werden für MTS zumindest geringe wirtschaftliche Vorteile erwartet. Darüber hinaus können auch die vorteilhaften Eigenschaften der MegaMethanol-Technologie genutzt werden, wenn sich MTS-Anlagen in ähnlich großem Kapazitätsmaßstab entwickeln wie FT-Anlagen. Die Amortisationsdauer für die FT-Technologie und MTG-Technologie sind in etwa gleich, während die konventionelle Methanolsynthese lediglich die Hälfte der Zeitdauer benötigt.

Abschließend scheint es sinnvoll zu betonen, dass die FT-Synthese lediglich bei Anwendung im großen Maßstab wettbewerbsfähig ist (insbesondere in Anbetracht der vorab erläuterten, technologischen Aspekte). Ihre wirtschaftliche Wettbewerbsfähigkeit ist für Anlagenkapazitäten >25.000 bbl/d, d.h. >120 TJ/d, erreicht. Methanol dagegen – mit seinem weit geringeren Investitionsbedarf und der höheren Flexibilität an weiterverarbeitenden Verfahren – ist bereits bei kleinen Anlagenkapazitäten vorteilhaft einsetzbar. Wettbewerbsfähigkeit kann für Anlagekapazitäten >10.000 bbl/d, d.h. >20 TJ/d, angenommen werden. Eine klare Aussage bezüglich der Produkti-

on von methanol-basierten synthetischen Kraftstoffen kann nur schwer vorgenommen werden, da noch keine industrielle Implementierung vorliegt und so die vorliegenden Daten mit erheblichen Unsicherheiten behaftet sind. Trotzdem ist anzunehmen, dass die Vorteile bezüglich kleinerer Anlagenkapazitäten wahrscheinlich durch die Komplexität der Methanol weiter verarbeitenden Verfahren und ihren hohen Investitionsbedarf stark reduziert werden.

Des Weiteren ist anzumerken, dass Investitionsvorteile leicht durch hohe Betriebskosten aufgehoben werden können. Da derartige Daten durch die Recherche nicht zu erhalten waren, sind die diesbezüglichen Ergebnisse der ökonomischen Analyse mit Vorsicht zu betrachten.

3.5 Zusammenfassung und Ausblick

Die Analyse der FT- und Methanolproduktion und der daran anschließende Vergleich haben gezeigt, dass keine eindeutige Antwort auf die Frage nach dem „optimalen technologischen Pfad zur Herstellung von Biokraftstoffen“ gegeben werden kann. Viele verschiedene Aspekte müssen diesbezüglich beachtet und untersucht werden, da keine der betrachteten Technologien überall Vorteile besitzt.

Bezüglich der Produktspezifikationen haben beide Technologien gleiche Eigenschaften, wenn beim Methanol eine Weiterverarbeitung zu vergleichbaren, synthetischen Kraftstoffen stattfindet. Bezüglich seines Einsatzes als konventioneller Kraftstoff besitzt reines Methanol Nachteile im Vergleich zu allen anderen betrachteten Substanzen.

Dennoch ist die Methanolsynthese mit Blick auf Prozesswirkungsgrad und Einfachheit/Steuerbarkeit vorteilhaft, im Vergleich zur FT-Synthese. Ebenfalls scheinen die wirtschaftlichen Kenngrößen zu Investitionsbedarf und Größendegressionseffekten bei der Methanolsynthese vorteilhaft. Jedoch werden diese Eigenschaften bei einer Weiterverarbeitung von Methanol zu synthetischen Kraftstoffen erheblich gemindert. Andererseits ist die Methanolsynthese äußerst flexibel, was die weiterführende Verarbeitung zu einer Vielzahl an Produkten angeht. Dies ist hauptsächlich auf den Einsatz von Methanol als Grundchemikalie zurückzuführen. In diesem Zusammenhang sind insbesondere Kombinationen mit der Herstellung von DME oder MTBE vorteilhaft, wenn eine Anwendung als Kraftstoff im Verkehrssektor oder die Produktion solcher Mischkomponenten angestrebt wird.

Die FT-Synthese ist dagegen äußerst viel versprechend aufgrund ihres höheren Reife- und Wirkungsgrades in der Herstellung von synthetischen Kraftstoffen, im Vergleich zur Methanolsynthese. Insbesondere die Erfahrung in der Kommerzialisierung und industriellen Anwendung ist hier gegenüber der Methanolsynthese ein klarer Vorteil. Allerdings kann eine wirtschaftliche Wettbewerbsfähigkeit nur für Anlagenkapazitäten in sehr großem Maßstab erreicht werden.

Bei der noch vorläufigen Bewertung aller Aspekte und Beschränkungen kristallisieren sich folgende Kernaussagen bezüglich der industriellen Anwendung der beiden Synthesetechnologien heraus:

- Grundsätzlich ist der Einsatz der hier untersuchten Technologien nur dann sinnvoll, wenn dadurch das Ziel verfolgt wird, fossile Brennstoffe zu ersetzen. Erdölraffinieren setzen noch immer die Standards bezüglich Wirkungsgrad, Effizienz, technologischer Reife und Wirtschaftlichkeit.
- Die Methanolsynthese ist insbesondere für die Herstellung verschiedener Chemikalien vorteilhaft. Sie erzielt in Anlagen mit kleinem Maßstab bessere Ergebnisse unter vorteilhaften wirtschaftlichen Bedingungen als die FT-Synthese. Zur Produktion von synthetischen Kraftstoffen sind Kombinationen von Methanol und DME/MTBE-Herstellung derzeit empfehlenswert, da sich die Methanol-to-fuels-Technologien noch immer im Status der Forschung befinden.
- Derzeit scheint die Implementierung der FT-Synthese zur Herstellung von synthetischen Kraftstoffen geeigneter, allerdings in Anlagen mit sehr großen Kapazitäten, verbunden mit einem hohen Investitionsbedarf. Da auch hier fortlaufend Forschung betrieben wird, kann eine wirtschaftliche Anwendung in Anlagen mit kleinerem Maßstab durchaus in Zukunft möglich sein.

Abschließend ist festzuhalten, dass sowohl die FT- als auch die Methanolsynthese für Prozesse zur Herstellung von Kohlenwasserstoffen/synthetischen Kraftstoffen aus biogenem Synthesegas grundsätzlich geeignet scheinen. Die Stärken und Schwächen jeder Technologie müssen jedoch bezogen auf das gesamte XtL-Konzept und nicht nur in den limitierten Systemgrenzen der Synthesen abgewogen werden. Des Weiteren haben auch strategische und wirtschaftliche Entscheidungen eine Auswirkung auf die Wahl der Technologie, da das technologische Know-How beider Syntheseverfahren nur im Besitz und Vertrieb von sehr wenigen Firmen ist. Deshalb müssen auch Entscheidungen über strategische industrielle Partnerschaften in die Abwägungen mit einbezogen werden.

Literaturverzeichnis

- Aasberg-Petersen, K., C. Stub Nielsen, I. Dybkjær, 2007: Very Large Scale Synthesis Gas Production and Conversion to Methanol or Multiple products. Proceedings of the 8th Natural Gas Symposium 2007, Brazil. Studies in Surface Science and Catalysis 167, Amsterdam: Elsevier.
- APC (Air Products and Chemicals, Inc.), 1998: Economic Analysis LPMEOH™ Process as an Add-On to Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) For Co-Production. http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/90543/90543_econ/defc2292pc90543_econ_toc.htm; zuletzt besucht am 04.08.2010
- ARCADIS (ARCADIS Geraghty & Miller), 1999: Final Report: Liquid-Phase Methanol (LPMEOH™) Demonstration Project – Light Duty Flexible-Fueled Vehicle Demonstration. http://www.netl.doe.gov/technologies/coal-power/cctc/cctdp/bibliography/demonstration/pdfs/estmn/VOL_1-2.pdf; zuletzt besucht am 04.08.2010
- ATKIS (Amtlich Topographisches-Kartographisches Informationssystem), 2005: Digitales Landschaftsmodell DLM25 BW, Stand 31.12.2004. Landesvermessungsamt Stuttgart.
- Bhakta, C.D., A.I. Shaikh, Y.N. Patel, S.J. Darjee, 2008: Methanol Plant Capacity Enhancement. http://www.cheresources.com/methanol_plant_debottleneck.shtml; zuletzt besucht am 04.08.2010
- Binder, C. G., 1999: Verfahrenstechnische Grundsatzuntersuchungen zur Entwicklung einer Einrichtung für den kontinuierlichen Eintrag von Schüttgütern in pneumatische Fördersysteme. Dissertation, RWTH Aachen. Shaker Verlag, 153 S.
- Boerrigter, H., A. van der Drift, 2004: Biosyngas. Description of R&D trajectory necessary to reach large-scale implementation of renewable syngas from biomass. Energy Research Centre of the Netherlands, Petten, The Netherlands, 29pp
- CMAI (Chemical Market Associates, Inc.), 2008: CMAI completes 2008 World Methanol analysis, press release. <https://www.cmaiglobal.com/Marketing/News/WMA2008.pdf>; zuletzt besucht am 04.08.2010
- Cummer, K.R., R.C. Brown, 2002: Review. Ancillary equipment for biomass gasification. Biomass & Bioenergy 23, 113-128
- Cybulski, A., 1994: Liquid-Phase Methanol Synthesis: Catalysts, Mechanism, Kinetics, Chemical Equilibria, Vapor-Liquid Equilibria, and Modeling – A Review. Catalysis Reviews – Science and Engineering, 36 (4), 557-615
- Dahmen, N., E. Dinjus und E. Henrich, 2007: Das Karlsruher Verfahren bioliq®. Synthesekraftstoffe aus Biomasse. In: Th. Bührke u. R. Wengenmayr (Hrsg.), Erneuerbare Energie, Wiley-VCH Verlag, Weinheim, 59-63
- Dahmen, N., und E. Dinjus: 2010: Synthetische Chemieprodukte und Kraftstoffe aus Biomasse. Chemie Ingenieur Technik 82 (8), 1147-1152
- Drift, A. van der, H. Boerrigter, B. Coda, M.K. Cieplik, K. Hemmes, 2004: Entrained flow gasification of biomass. Ash behaviour, feeding issues, and system analyses. Energy Research Centre of the Netherlands, Petten, The Netherlands, 58pp
- EIA (U.S. Energy Information Administration), 2010a: U.S. crude oil composite acquisition cost by refiners (Dollars per barrel). http://www.eia.gov/dnav/pet/hist/LeafHandler.ashx?n=PET&s=R0000_3&f=M; zuletzt besucht am 10.08.2010
- EIA (U.S. Energy Information Administration), 2010b: US natural gas prices. <http://tonto.eia.doe.gov/emeu/steo/pub/xls/fig5.xls>; zuletzt besucht am 10.08.2010
- English, A., J. Rovner, S. Davies, 2006: Methanol. Kirk-Othmer – Encyclopedia of Chemical Technology, Volume 16, 5th Edition. New Jersey: Wiley Interscience.
- Espinoza, R.L., A.P. Steynberg, B. Jager und A.C. Vosloo, 1999: Low temperature Fischer-Tropsch synthesis from a Sasol perspective. Applied Catalysis A: General 186, 13-26
- Fiedler, E., G. Grossmann, B. Kersebohm, G. Weiss, C. Witte, 2002: Methanol. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry [online]. Wiley-VCH, 6th edition, 2002.
- Friehling, P.B., K. Petersen, T. Koch, 2007: Development of a piston feeder for high pressure gasification. Proceed. of 15th European Biomass Conference & Exhibition, Berlin, 1189-1192
- Future Energy GmbH, 2003: Die Flugstromvergasungstechnik der Future Energy – Firmenprospekt
- Greeff, I.L., J.A. Visser, K.J. Ptasinski, F.J.J.G. Janssen, 2002: Utilisation of reactor heat in methanol synthesis to reduce compressor duty – application of power cycle principles and simulation tools. Applied Thermal Engineering, 22 (2002), 1549-1558
- Hamelinck, C., A.P.C. Faaij, 2002: Future prospects for production of methanol and hydrogen from biomass. Journal of Power Sources, 111, 1-22

- Henrich, E., N. Dahmen, E. Dinjus, 2007: Das FZK-Projekt. Herstellung von Synthesekraftstoff aus Biomasse. Präsentation auf der internat. Tagung „Thermo-chemische Biomasse-Vergasung für eine effiziente Strom-/Kraftstoffbereitstellung – Erkenntnisstand 2007, 27./28. Februar 2007, Leipzig
- Henrich, E., und F. Weirich, 2004: Pressurized entrained flow gasifiers for biomass. *Environmental Engineering Science* 21 (1), 53-64
- Henrich, E., und L. Leible, 2005: Begründung für das ausgewählte BTL-Konzept des Forschungszentrums Karlsruhe. Internes Arbeitspapier vom 04.02.2005
- Heydorn, E.C., V.E. Stein, P.J.A. Tijm, B.T. Street, R.M. Kornosky, 1998: Liquid Phase Methanol (LPMEOH™) Project – Operational Experience [online]. Presented at Gasification Technology Council Meeting in San Francisco, 1998.
http://www.gasification.org/Docs/1998_Papers/gtc9807p.pdf; zuletzt besucht am 02.02.2008
- Höhlein, B., Th. Grube, P. Biedermann, H. Bielawa, G. Erdmann, L. Schlecht, G. Isenberg, R. Edinger, 2003: Methanol als Energieträger. Schriften des Forschungszentrums Jülich – Energy Technology, Vol. 28. Jülich: Forschungszentrum Jülich.
- 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. Forschungszentrum Karlsruhe, Wissenschaftliche Berichte, FZKA 7416, 169 S., online: <http://bibliothek.fzk.de/zb/berichte/FZKA7416.pdf>; zuletzt besucht am 18.01.2011
- Kappler, G., B. Koch, L. Leible, 2010: Wald-Energieholzaufkommen in Baden-Württemberg – Bereitstellungskosten und Standortanalyse. *Allgemeine Forst- und Jagdzeitung*. 181 (5/6), 117-122.
- Koch, Th., 2008: Fa. TKE, persönliche Mitteilung
- Krishna, R., und S.T. Sie, 2000: Design and scale-up of the Fischer-Tropsch bubble column slurry reactor. *Fuel Processing Technology* 64, 73-105
- Kübel, M., 2003: Vergasungstechniken. In: Projektgemeinschaft Biomassevergasung, Hersteller und Marktbeobachtung der thermo-chemischen Umwandlung von Biomasse.
- Lange, J.-P., 2001: Methanol synthesis: a short review of technology improvements. *Catalysis Today*, 64, 3-8
- Lange, S., 2008: Systemanalytische Untersuchung zur Schnellpyrolyse als Prozessschritt bei der Produktion von Synthesekraftstoffen aus Stroh und Waldrestholz. Dissertation, Universität Karlsruhe. Universitätsverlag Karlsruhe, 159 S., online: <http://digbib.ubka.uni-karlsruhe.de/volltexte/1000008977>; zuletzt besucht am 18.01.2011
- Lau, F.S., D.A. Bowen, R. Dihu, S. Doong, E.E. Hughes, R. Remick, R. Slimane, S.Q. Turn, R. Zabransky, 2003: Techno-economic analysis of hydrogen production by gasification of biomass. Gas Technology Institute, Des Plaines, USA
- Lee, S., 1990: Methanol Synthesis Technology. Boca Raton: CRC Press.
- Leible, L., S. Kälber, G. Kappler, S. Lange, E. Nieke, P. Proplesch, D. Wintzer und B. Fürniß, 2007: Kraftstoff, Strom und Wärme aus Stroh und Waldrestholz – Eine systemanalytische Untersuchung. Forschungszentrum Karlsruhe, Wissenschaftliche Berichte, FZKA 7170, 117 S., online: www.itas.fzk.de/deu/lit/2007/leua07a.pdf; zuletzt besucht am 18.01.2011
- Leible, L., S. Kälber und G. Kappler, 2008: Energiebereitstellung aus Stroh und Waldrestholz. *BWK* 60 (5), 56-62, online: <http://www.itas.fzk.de/deu/lit/2008/leua08a.pdf>; zuletzt besucht am 18.01.2011
- LEL (Landesanstalt für Entwicklung der Landwirtschaft und der ländlichen Räume Schwäbisch Gmünd), 2009: Kalkulationsdaten Futterbau 3.4
- Lurgi, 2008: Lurgi MegaMethanol®, Company's technology description.
http://www.lurgi.com/website/fileadmin/pdfs/brochures/Br_MegaMethanol.pdf; zuletzt besucht am 04.08.2010
- Meijden, C. M. van der, H. J. Veringa, L.P. Rabou, 2010: The production of synthetic natural gas (SNG): A comparison of three wood gasification systems for energy balance and overall efficiency. *Biomass and Bioenergy* 34 (3), 302-311
- Methanex, 2010: Methanex monthly average regional posted contract price history.
http://www.methanex.com/products/documents/MxAvgPrice_Jul302010.pdf; zuletzt besucht am 10.08.2010
- Mittelbach, M., 2005: Methanolgewinnung aus Biogas – Machbarkeits-Studie, Institut für Chemie Universität Graz.
http://www.lea.at/de/download/Enbericht_Methanolstudie_BiogasSEEG.pdf; zuletzt besucht am 04.08.2010
- Olah, G. A., A. Goeppert, G.K.S. Prakash, 2006: Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy. Weinheim: Wiley-VCH Verlag.

- Reimert, R., 1981: Schleusen für Druckreaktoren – Konzepte und Ausführungen. *Chemie – Ingenieur – Technik* 53 (5), 335-344
- Reimert, R., 1986: Schleusen für Druckreaktoren – Weiterentwicklungen. *Chemie – Ingenieur – Technik* 58 (11), 890-892
- Rensfelt, E., 2010: Processes and conversion routes – Status of the development of biomass gasification. BMELV/FNR (Hrsg.), Präsentation auf der Konferenz „Neue Biokraftstoffe 2010, 23-24. Juni 2010, Berlin. Online: http://www.fnr-server.de/cms35/fileadmin/allgemein/images/veranstaltungen/Neue_Biokraftstoffe2010/Rensfelt-freigegeben.pdf; zuletzt besucht am 05.08.2010
- Rösch, Chr., K. Raab, J. Skarka und V. Stelzer, 2007: Energie vom Grünland – eine nachhaltige Entwicklung? *Wissenschaftliche Berichte, FZKA 7373*, 178 Seiten
- Saunders, T., D. Aldred, 2005: Successful continuous injection of coal into gasification and PFBC system operating pressures exceeding 500 psi – DOE funded program results. Gasification Technology Council Conference, San Francisco, USA
- Schmieder, H., und G. Schaub, 2002: Synthetische Kraftstoffe – zum Stand von Wissenschaft und Technik. Ausarbeitung im Auftrag des Forschungszentrums Karlsruhe. Institut für Technische Chemie – Chemisch physikalische Verfahren (CPV), Forschungszentrum Karlsruhe, Februar 2002
- Sie, S.T., M.M.G. Senden und H.M.H. van Wechem, 1991: Conversion of natural gas to transportation fuels via the Shell Middle Distillate Synthesis Process (SMDS). *Catalysis Today* 8, 371-394
- Stahl, W., R. Stadler, 1984: Systeme zum Ein- oder Austrag von Schüttgütern in oder aus Druckräumen. *Chemie – Ingenieur – Technik* 56 (10), 755-768
- StaLa (Statistisches Landesamt Baden-Württemberg), 2010a: Flächenerhebung nach Art der tatsächlichen Nutzung 2009, Ergebnisse nach Stadt- und Landkreisen. Artikel-Nr. 3336 09001
- StaLa (Statistisches Landesamt Baden-Württemberg), 2010b: Bodennutzung in Baden-Württemberg 2010: Anbau auf dem Ackerland, Vorläufige repräsentative Ergebnisse der Landwirtschaftszählung – Artikel-Nr. 3331 10001
- StaLa (Statistisches Landesamt Baden-Württemberg), 2008: Bodennutzung in den Stadt- und Landkreisen Baden-Württembergs 2007, Endgültige Ergebnisse der allgemeinen Agrarstrukturerhebung. Artikel-Nr. 3332 07001
- Stelmachowski, M., L. Nowicki, 2003: Fuel from the synthesis gas – the role of process engineering. *Applied Energy*, 74, 85-93
- Svoboda, K., M. Pohorelý, M. Hartman, J. Martinec, 2009: Pretreatment and feeding of biomass for pressurized entrained flow gasification. *Fuel Processing Technology* 90 (5), 629-635
- Swanson, M.L., M.A. Musich, D.D. Schmidt, J.K. Schultz, 2003: Feed system innovation for gasification of locally economical alternative fuels (FIGLEAF). Energy & Environmental Research Center, University of North Dakota, Grand Forks, USA
- Swanson, R.M., A. Platon, J.A. Satrio, R.C. Brown, 2010: Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification. *Fuel* 89, 11-19
- Tijm, P.J.A., F.J. Waller, D.M. Brown, 2001: Methanol technology developments for the new millennium. *Applied Catalysis A: General*, 221, 275-282
- Tijmensen, M., A. Faaij, C.N. Hamelinck und M. van Hardeveld, 2002: Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification. *Biomass and Bioenergy* 23, 129-152
- Tonkovich, A.L., K. Jarosch, R. Arora, L. Silva, S. Perry, J. McDaniel, F. Daly, B. Litt, 2008: Methanol production FPSO plant concept using multiple microchannel unit operations. *Chemical Engineering Journal*, 135S, 2-8
- Wang, J., R.G. Anthony, A. Akgerman, 2005: Mathematical simulations of the performance of trickle bed and slurry reactors for methanol synthesis. *Computers and Chemical Engineering*, 29, 2474-2484
- Wilén, C., A. Rautalin, 1993: Handling and feeding of biomass to pressurized reactors: Safety engineering. *Biore-source Technology* 46, 77-85
- Wurzel, T., 2007: Lurgi MegaMethanol Technology – Delivering the Building Blocks for the Future Fuel and Monomer Demand. *Oil and Gas European Magazine*, 2, 92-96
- Zhang, K., Y. Zhao, 2006: A scale-up strategy for low-temperature methanol synthesis in a circulation slurry bubble reactor. *Chemical Engineering Science*, 61, 1459-1469



Die thermochemische Gaserzeugung eröffnet vielfältige Möglichkeiten, unterschiedlichste Biomassearten sowohl zur Wärme-, Strom- und Kraftstoffproduktion als auch zur Produktion von chemischen Grundstoffen zu verwenden. Deshalb wird vom Karlsruher Institut für Technologie (KIT) das zweistufige bioliq®-Verfahren entwickelt. Mit Hilfe der systemanalytischen Begleitforschung können wesentliche Beiträge für eine Einordnung und Bewertung dieses Verfahrens geleistet werden. Aktuell durchgeführte Untersuchungen bestätigen ein weiterhin großes energetisch nutzbares Biomassepotenzial. Die beim bioliq®-Verfahren verfolgte Biomasse-einspeisung in den Druckvergaser in Form von Slurry ist nach wie vor ein tragfähiges Konzept. Methanol-basierten synthetischen Kraftstoffen aus Biomasse kann aufgrund fehlender industrieller Implementierung keine Präferenz gegenüber Fischer-Tropsch-Kraftstoff eingeräumt werden.

ISSN 1869-9669

ISBN 978-3-86644-656-4

