

**Verfahrenstechnische Untersuchungen zur  
Schnellpyrolyse von Lignocellulose im  
Doppelschnecken-Mischreaktor**

zur Erlangung des akademischen Grades eines  
DOKTORS DER INGENIEURWISSENSCHAFTEN (Dr.-Ing.)

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

genehmigte  
DISSERTATION

von  
Dipl.-Ing. Christoph Kornmayer  
aus Zell am Harmersbach

Referent: Prof. Dr.-Ing. Rainer Reimert  
Korreferent: Prof. Dr. Edmund Henrich  
Tag der mündlichen Prüfung: 2009-11-06



# Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Zeit als Doktorand und wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Technische Chemie, Chemisch-Physikalische Verfahren, des Forschungszentrums Karlsruhe in Zusammenarbeit mit dem Engler-Bunte Institut für Gas, Erdöl, Kohle der Universität Karlsruhe (TH) in den Jahren von 2005 bis 2008.

Mein ganz besonderer Dank gilt Herrn Prof. Edmund Henrich, der mir die Bearbeitung dieses sehr vielfältigen und spannenden Themas der Pyrolyse ermöglicht hat. Neben seiner unermüdlichen Diskussions- und Hilfsbereitschaft werden mir auch einige Abende unvergessen bleiben, in der er mich und meine Kollegen in „die höheren Applikationen der liquiden Biomasse“ einführte.

Des Weiteren möchte ich meinem Doktorvater, Herrn Prof. Rainer Reimert, für die Übernahme des Referats der Arbeit meinen Dank aussprechen. Die anregenden und motivierenden Diskussionen mit ihm haben im Wesentlichen zum Gelingen dieser Arbeit und nebenbei zur Schärfung meiner oft dialektgefärbten Deutschgrammatik beigetragen.

Außerdem möchte ich mich bei meinem Bürokollegen Dipl.-Ing. Christian Renk für die gemeinsame Zeit im „Ingenieurbüro“ danken. Das eigene tägliche Elend ist einfach besser zu ertragen, wenn man Menschen um sich hat, die sich mit ähnlichen Problemen abkämpfen. Neben seiner seelisch-moralischen Unterstützung werden mir vor allem die Belehrungen in Sachen Fußball und Musikgeschmack fehlen.

Ein herzliches Dankeschön an alle Leute des ITC-CPV, ohne die diese Arbeit in ihrer experimentellen und analytischen Ausführung niemals Realität geworden wäre. Insbesondere zählt hierzu die „Pyrolysetruppe“ um Dipl.-Ing. (FH) Friedhelm Weirich, Norbert Sickinger und Dipl.-Ing. (FH) Daniel Richter sowie die Analytiktruppe um Dipl.-Ing. (FH) Pia Griesheimer, Jessica Maier und Kathrin Biro: Vor allem die Gespräche bezüglich der Pyrolyseanalytik mit meiner Kollegin Pia Griesheimer waren für die Arbeit goldwert.

Meinen Praktikanten Stefan Müller, Anja Armbruster und Silvia Münkel wollte ich noch sagen: sie haben mir nicht nur Arbeit beschert, sondern auch sehr geholfen. Ich danke euch für die intensive und großartige Zeit.

Zu guter Letzt danke ich unserer guten Seele Gabriele Schnabel für ihre Unterstützung in allen möglichen organisatorischen, bestelltechnischen oder sonstigen Belangen sowie den Herren Dr. Ralph Stahl und Dr. Klaus Raffelt für die fachlichen Diskussionen und die freundschaftliche Zusammenarbeit in bester Arbeitsatmosphäre. Das „Team Black“ wird unvergessen bleiben!

Außerhalb des universitären Umfelds möchte ich meiner Familie danken, durch deren Unterstützung mein Studium und die Promotion überhaupt erst möglich geworden sind. Ohne euren Rückhalt wäre es ganz schön schwer geworden!

Freiburg, den 2009-12-05

Christoph „Korny“ Kornmayer

# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einleitung</b>	<b>1</b>
1.1	Motivation	1
1.2	Das Karlsruher bioliq <sup>®</sup> -Verfahren	8
1.3	Ziele und Umfang der Arbeit	11
<b>2</b>	<b>Schnellpyrolyse</b>	<b>13</b>
2.1	Überblick	13
2.2	Einflussparameter für die Ausbeutestruktur und das Pyrolyseverhalten	15
2.2.1	Reaktortemperatur	15
2.2.2	Produktgasverweilzeit	16
2.2.3	Druck	17
2.2.4	Heizrate / Wärmestromdichte	18
2.2.5	Partikelgröße	21
2.2.6	Äußerer Wärmeübergang	22
2.2.7	Anteile an Cellulose, Hemicellulose und Lignin	22
2.2.8	Wassergehalt	23
2.2.9	Salze und Heteroatome	24
2.2.10	Zusammenfassung und Diskussion	25
2.3	Wärmebedarf und Reaktionsenthalpie der Pyrolyse	28
2.3.1	Spezifischer Wärmebedarf „Heat for pyrolysis“	28
2.3.2	Reaktionsenthalpie „Heat of pyrolysis“	29
2.4	Schnellpyrolyseprozesse	32
2.4.1	Gasfluidisierte Systeme	32
2.4.2	Mechanisch fluidisierte Systeme	34
2.4.3	Direktkontakt Systeme	36
2.4.4	Vergleich und Bewertung der Systeme	38
<b>3</b>	<b>Der Doppelschnecken-Mischreaktor</b>	<b>40</b>
3.1	Technische Entwicklung und industrieller Einsatz	40
3.2	Reaktoraufbau und Schneckengeometrie	40
3.3	Verweilzeitverhalten	42
3.3.1	Ideale Reaktoren	43
3.3.2	Mathematische Beschreibung der Verweilzeitverteilung	44
3.3.3	Dispersionsmodell für kontinuierliche Mischer	44

3.4	Versuche zum Verweilzeitverhalten.....	47
3.4.1	Versuchsaufbau und -durchführung.....	47
3.4.2	Einsatzmaterialien und Betriebsparameter .....	48
3.4.3	Darstellung der Verweilzeitverteilungen.....	49
3.4.4	Mittlere Verweilzeit und Füllgrad.....	50
3.4.5	Axiale Dispersion .....	53
3.5	Phänomenologische Beschreibung des Mischens im Reaktor .....	55
3.5.1	Mischzustände.....	55
3.5.2	Quervermischung und Entmischung.....	56
3.6	Fazit.....	57
<b>4</b>	<b>Wärmeübertragungsvorgänge.....</b>	<b>58</b>
4.1	Grundlagen der Wärmeübertragung in mechanisch bewegtem Schüttgut..	58
4.1.1	Wärmeübergang zwischen ebener Wand und rundem Partikel.....	58
4.1.2	Wärmeübergang zwischen zwei sich berührenden Kugeloberflächen.	61
4.1.3	Wärmeleitfähigkeit nicht durchströmter Schüttungen .....	62
4.1.4	Wärmeübertragung in mechanisch durchmischten Schüttungen.....	65
4.2	Wärmeübergang bei der pneumatischen Förderung .....	66
4.3	Wärmeübergang in durchströmten Schüttungen .....	67
4.4	Berechnung und Diskussion .....	67
<b>5</b>	<b>Kinetische Parameter zur Schnellpyrolyse .....</b>	<b>73</b>
5.1	Konversionszeit von Biomassepartikeln .....	73
5.1.1	Versuchsbeschreibung .....	73
5.1.2	Auswertungsmethoden .....	75
5.1.3	Ergebnisse und Vergleich mit der instationären Aufheizung einer Einzelpartikel.....	75
<b>6</b>	<b>Der Wärmeträgerkreislauf .....</b>	<b>79</b>
6.1	Charakterisierung der Wärmeträger .....	79
6.1.1	Stoffeigenschaften .....	79
6.1.2	Experimentelle Erfahrungen .....	82
6.1.3	Wärmekapazität von Stahl.....	82
6.2	Verfahrensvarianten .....	83
6.2.1	Geschlossenes System .....	84
6.2.2	Offenes System .....	87
6.3	Wärmeübertrager für einen geschlossenen Kreislauf .....	89

6.3.1	Verbesserung des Wärmedurchgangs .....	89
6.3.2	Berechnungsgrundlagen und Prämissen.....	90
6.3.3	Bilanzierung.....	91
6.3.4	Ergebnisse.....	92
<b>7</b>	<b>Schnellpyrolyse von Lignocellulose im Technikum .....</b>	<b>93</b>
7.1	Beschreibung der Technikumsanlage.....	93
7.1.1	Anlagenfließbild .....	93
7.1.2	Biomassedosiereinheit.....	93
7.1.3	Reaktor mit Wärmeträgerkreislauf .....	95
7.1.4	Kondensationsstrecke .....	97
7.2	Charakterisierung der Einsatzstoffe.....	99
7.2.1	Brennstoffanalytik .....	99
7.2.2	Hart- und Weichhölzer .....	100
7.2.3	Weizenstroh und Weizenkleie .....	101
7.3	Massen- und Stoffbilanzen .....	102
7.3.1	Erfassung der Stoffströme und Analyseumfang .....	102
7.3.2	Produktanalytik.....	103
7.3.3	Ergebnisse für Hartholz und für Weichholz.....	104
7.3.4	Ergebnisse für Weizenstroh und für Weizenkleie .....	107
7.4	Elementbilanzen .....	110
7.4.1	Ergebnisse für Hartholz und für Weichholz.....	111
7.4.2	Ergebnisse für Weizenstroh und für Weizenkleie .....	111
7.4.3	Diskussion .....	112
7.5	Energiebilanzen .....	114
7.5.1	Spezifischer Energieinhalt der Produkte.....	114
7.5.2	Bilanzierung und Reaktionsenthalpie.....	115
7.5.3	Ergebnisse.....	116
7.5.4	Spezifischer Energiebedarf im Reaktor .....	117
7.5.5	Reaktorbilanz.....	117
7.5.6	Methodik .....	118
7.5.7	Auswertung der Betriebsdaten .....	119
7.5.8	Ergebnisse.....	122
7.5.9	Diskussion zur Energiebilanz.....	123
7.6	Produkteigenschaften und Schnittstelle zur Slurry-Aufbereitung .....	127

<b>8</b>	<b>Zusammenfassung</b> .....	<b>131</b>
<b>9</b>	<b>Verzeichnis der verwendeten Formelzeichen und Symbole</b> .....	<b>135</b>
<b>10</b>	<b>Literaturverzeichnis</b> .....	<b>142</b>
<b>A</b>	<b>Ergänzungen zu Grundlagen der Schnellpyrolyse</b> .....	<b>150</b>
	A 1. Datenübersicht zur Ausbeutestruktur als Funktion der Heizrate .....	150
<b>B</b>	<b>Ergänzungen zu Füllstandsmessungen</b> .....	<b>151</b>
	B 1. Datenübersicht zu Füllstandsmessungen im Reaktor .....	151
	B 2. Messdaten zu Füllstandsmessungen im Reaktor .....	151
	B 2.1 Stahlkugeln 500 kg/h .....	151
	B 2.2 Stahlkugeln 600 kg/h .....	153
	B 3. Berechnung des Reaktionsraumvolumens .....	154
<b>C</b>	<b>Ergänzungen zu Mischversuchen</b> .....	<b>155</b>
	C 1. Übersicht: Daten zu Mischversuchen .....	155
	C 1.1 Stahlkugeln mit 1.5 mm Durchmesser: .....	155
	C 1.2 Stahlschrot: .....	157
	C 1.3 Stroh 15 kg/h .....	159
	C 1.4 Reale Mischung Stahlschrot + Stroh 600 kg/h .....	159
	C 2. Eichkurve für die Schlittengeschwindigkeit .....	160
	C 3. Numerische Lösung der PDGL für das Dispersionsmodell .....	160
	C 3.1 Beschreibung des allgemeinen Algorithmus .....	160
	C 3.2 Umsetzung des Algorithmus in die mathematische Form .....	162
<b>D</b>	<b>Messdaten zu Verweilzeitverteilungen</b> .....	<b>164</b>
	D 1. Vorversuche .....	164
	D 2. Stahlkugeln .....	165
	D 3. Stahlschrot .....	177
	D 4. Stroh .....	190
	D 5. Reale Mischung Stahlschrot und Stroh .....	193
<b>E</b>	<b>Ergänzungen zum Wärmeübergang</b> .....	<b>196</b>
	E 1. Wärmeübergang zwischen zwei sich berührenden Kugeloberflächen .....	196
	E 2. Konversionszeit von Partikeln bei der Schnellpyrolyse .....	197
	E 2.3 Übersicht der Auswertung .....	197
	E 2.2 Messdaten .....	197
	E 3. Instationäre Aufheizung von zylindrischen Partikeln $L/d \geq 3$ .....	199
	E 4. Wärmeübertragerdesign für einen geschlossenen Kreislauf .....	201

E 4.1 Berechnung der Eingangsströme für Wärmeübertrager .....	201
E 4.2 Berechnungen Wärmeübergang.....	201
E 4.3 Differenzielle Bilanzierung einer Stufe:.....	202
E 4.4 Iterative Berechnung der Stufenhöhe bei variabler Stufenanzahl.....	202
E 4.5 Allgemeine Apparatedimensionen und Daten.....	203
E 5. Wärmekapazitätsfunktion von Stahl .....	204
<b>F Schnellpyrolyse von Lignocellulosen im Technikumsmaßstab .....</b>	<b>205</b>
F 1. Dosierkurve für den Wärmeträgereintrag in den Reaktor .....	205
F 2. Übersicht Material- und Stoffbilanzen absolut (kg) .....	206
F 3. Übersicht Material- und Stoffbilanzen relativ (g/kg) .....	209
F 4. Übersicht Elementarbilanzen absolut (kg).....	212
F 5. Übersicht Elementarbilanzen relativ (g/kg) .....	215
<b>G Messdaten und Detailauswertung zur Pyrolyse .....</b>	<b>218</b>
G 1. Hartholz .....	218
G 2. Weichholz .....	232
G 3. Weizenstroh.....	242
G 4. Weizenkleie .....	248
G 5. Korrektur der Elementarzusammensetzung .....	252
G 6. Vergleich zwischen gemessenem und berechnetem Brennwert.....	253
<b>H Betriebsdaten für die Bestimmung des spezifischen Wärmebedarfs.....</b>	<b>254</b>
H 1. Betriebsdaten Hartholz .....	257
H 2. Betriebsdaten Weichholz .....	267
H 3. Betriebsdaten Weizenstroh.....	277
H 4. Betriebsdaten Weizenkleie.....	279
H 5. Bestimmung der Fehlergrenzen von $\Delta h_{pyro}$ .....	282
H 6. Daten zur Abschätzung der Reaktionsenthalpie aus $\Delta h_{pyro}$ .....	283
<b>I Wirbelschichtuntersuchungen.....</b>	<b>284</b>
I 1. Beschreibung der Laboranlage.....	284
I 2. Bilanzen für Weizenstroh, Hartholz und Weizenkleie .....	286
I 3. Stickstoffbereinigte Gasanalysen .....	287
I 4. Vergleich der Ausbeuten bei Wirbelschicht und bei Doppelschnecken- Mischreaktor .....	288

# 1 Einleitung

## 1.1 Motivation

### Primärenergie

Der Primärenergieverbrauch der Welt lag im Jahr 2007 bei geschätzten 12 Gtoe pro Jahr (1 Gtoe  $\approx$  42 EJ). Die fossilen Energieträger Erdöl, Erdgas und Kohle decken mit knapp 80% den Großteil der Primärenergieversorgung, wie Tab. 1 zu entnehmen ist. Erdöl ist global noch immer der wichtigste Energieträger, wobei die Ölreserven auf der Welt sehr ungleich verteilt sind. Ungefähr 70% der konventionellen Erdöl- und Erdgasreserven lagern innerhalb der so genannten „Strategischen Ellipse“, welche sich vom Nahen Osten über den Kaspischen Raum bis nach Sibirien erstreckt. Auf Grund der Lagerung dieser Reserven in politischen Krisengebieten und des erwarteten Erdölfördermaximums für den Zeitraum um 2020 [Küm08] werden im zunehmenden Maße auch nicht konventionelle Energieträger (Ölschiefer und Teersande) erschlossen. Kohle hat in den Jahren 2003 bis 2007 die größten Verbrauchsteigerungen unter den fossilen Energieträger verzeichnen können. Die durchschnittlichen jährlichen Steigerungen innerhalb der letzten Dekade betragen bis 2007 ca. 3.2%<sup>1</sup> [BP08]. Aus Sicht der Versorgungssicherheit besitzt Kohle die längste statische Reichweite und eine etwas gleichmäßigere globale Verteilung im Vergleich zum Erdöl und Erdgas.

**Tab. 1: Weltweiter Primärenergiebedarf ab 1980 mit Prognosen für den Energiemix im Jahr 2030 [IEA06] [BP08] [Küm08].**

	1980		2004		2007		2030		Reserven 2007	Statische Reichweite
	Mtoe	%	Mtoe	%	Mtoe	%	Mtoe	%	Gtoe	Jahre
Kohle	1785	23.8	2773	23.9	3178	25.6	4441	25.0	585	184
Erdöl	3107	41.4	3940	34.0	3953	31.9	5575	31.4	169	43
Erdgas	1237	16.5	2302	19.8	2638	21.3	3869	21.8	160	61
Kernenergie	186	2.5	714	6.2	622	5.0	861	4.8	-	-
Wasserkraft*	389	5.2	637	5.5	709	5.7	1074	6.0	-	-
Biomasse u. Abfall**	765	10.2	1176	10.1	1222 <sup>+</sup>	9.9	1645	9.3	-	-
Andere Erneuerbare	33	0.4	57	0.5	69 <sup>+</sup>	0.6	296	1.7	-	-
Gesamt	7502		11599		12391		17761		-	-

\* Umgerechnet in thermische Energie mit einem Wirkungsgrad von  $\eta = 38\%$

\*\* Beinhaltet ein breites Spektrum u. a.: Brennholz, Dung, Holzkohle, Reststoffe aus der Landwirtschaft

<sup>+</sup> Geschätzt auf Grundlage der prognostizierten Steigerungsraten aus [IEA06]

Durch die zunehmende Weltbevölkerung von derzeit 6.7 Mrd. auf ein Maximum von wahrscheinlich etwas über 9 Mrd. Menschen [Fis08] gegen Ende des Jahrhunderts wird trotz Effizienzsteigerungen bis 2050 eine Verdopplung des Primärenergieenergiebedarfs auf ca. 20-25 Gtoe/a erwartet. Bleibt der prozentuale Beitrag der fossilen Energieträger im Primärenergiemix gleich, so würde ohne die Auffindung neuer Reserven die Reichweite auf

<sup>1</sup>Entgegen der üblichen Schreibweise habe ich mir erlaubt statt Dezimalkommas lieber Punkte zu verwenden.

die Hälfte sinken. Wegen der offensichtlichen Diskrepanz zwischen zukünftiger Nachfrage und möglicher Förderungssteigerung fossiler Energieträger sowie der CO<sub>2</sub>-Problematik müssen die erneuerbaren Energien einen immer größeren Anteil liefern. Dabei spielt vor allem Biomasse als Energieträger, Rohstoff und einzige erneuerbare Kohlenstoffquelle eine signifikante Rolle.

## **Potential und Verbrauch von Biomasse**

Unter Biomasse versteht man sämtliche kohlenstoffhaltige Materie organischer Herkunft. Dies beinhaltet die komplette lebende Phyto- und Zoomasse und die daraus resultierenden Nebenprodukte und Abfälle im engeren oder weiteren Sinn auch nach einer technischen Weiterverarbeitung (z. B. Schwarzlaugung bei der Zellstoffproduktion). Eine Abgrenzung der abgestorbenen Phyto- und Zoomasse zu den fossilen Energieträgern beginnt beim Torf als fossiles Sekundärprodukt bei der Verrottung [Kal06].

Die globale Jahresproduktion an erntbarer Biomasse liegt bei etwa 50 Gtoe und entspricht ca. dem Vierfachen des heutigen Primärenergieverbrauchs. Als Energieträger im traditionellen Sinn fürs Kochen und Heizen liefert Biomasse heute mit etwa 1.2 Gtoe/a rund 10% des Primärenergiebedarfs. Ein weiterer Teil von etwa 3% der Biomasse wird als Nahrungs- und Futtermittel gebraucht. Holz ist immer noch der mengenmäßig wichtigste Werkstoff und macht grob 1% des erntbaren Zuwachses an Biomasse pro Jahr aus.

Durch eine gut organisierte Land-, Forst- und Abfallwirtschaft lässt sich auch ohne Raubbau die Menge an Biomasse zur energetischen Verwendung erheblich steigern. Bei konsequenter Nutzung bisher kaum beachteter Koppelprodukte der Feldfrüchte lässt sich auch die Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion vermeiden. Das wichtigste Koppelprodukt ist Getreidestroh. Schätzungsweise liegt dessen nutzbarer Teil in der Größenordnung der weltweit geernteten Getreidemenge von etwas mehr als 2 Gt ( $\approx 0.7$  Gtoe) pro Jahr [Fis08]. Diese Koppelprodukte könnten zusammen mit anderen biogenen Abfallstoffen wie z. B. Exkrementen und Altholz insgesamt ein nutzbares Potential von ca. 2 Gtoe/a ausmachen. Damit würden dann durch Biomasse knapp 20% des prognostizierten globalen Energiebedarfs gedeckt.

## **Energetische und stoffliche Nutzung**

Die stoffliche Nutzung von Biomasse als Nahrungs- und Futtermittel hat oberste Priorität. Auch als direkter Werkstoff oder Rohstoff für die Zellstoffindustrie ist vor allem Holz nicht ersetzbar. Bei einem massiven Ausbau der energetischen Nutzung von Biomasse wird es auf Grund der begrenzten Anbauflächen immer auch Auswirkungen auf die stoffliche Verwertung geben. Beispielsweise steht die Produktion von Bioethanol oder Biodiesel in direkter Konkurrenz zur Nahrungsmittelerzeugung, da in diesem Falle Feldfrüchte verwendet werden, die auch der Ernährung dienen könnten. Grundsätzliche Bedenken bestehen auch bei einem großflächigen Ausbau von reinen Energieplantagen (z. B. Kurzumtriebsplantagen oder Ölpalmen-Plantagen in Südasien). Eine kritische Situation entsteht aber nur dann, wenn Flächen ohnehin schon an der Grenze zur Übernutzung bewirtschaftet werden und eine Verdrängung konventioneller Nahrungsmittel- und Futterpflanzen erfolgt. In der EU gibt es zurzeit riesige Brachflächen, die ohne Probleme für Energieplantagen verwendet werden könnten. Durch die erwähnte Nutzung der Koppelprodukte und anderer Reststoffe wie beispielsweise Schlagabraum bei der Stammholzernte entsteht keine Konkurrenzsituation.

Eine energetische Nutzung von Biomasse erfolgt im einfachsten und häufigsten Fall durch eine direkte Verbrennung in einer Feuerungsanlage. Für weitere Anwendungen besteht Sinn oder Notwendigkeit die Biomasse in einem vorgeschalteten Prozess in einen flüssigen oder gasförmigen Brennstoff zu überführen. Hierfür gibt es eine Reihe von thermo-chemischen, physikalisch-chemischen und bio-chemischen Veredelungsprozessen [Kal06]. Im Fokus dieser Arbeit stehen die Möglichkeiten der thermo-chemischen Verfahren. Sie finden vorwiegend Anwendung auf den am häufigsten vorkommenden biogenen Reststoff, die lufttrockene Lignocellulose, in Form von Überschussstroh und Restholz:

- (1) **Direkte Verbrennung** von lufttrockenem Holz dient in erster Linie zur Erzeugung von
  - *Niedertemperaturwärme* zur Wohnraumbeheizung und Warmwasserbereitstellung.
  - *Hochtemperaturwärme* für Zement-, Kalk und Ziegel- und Keramikbrennöfen etc. und für die Dampferzeugung in Kraftwerken und Maschinen.
- (2) **Pyrolyse** von Holz und anderen Lignocellulosen ist eine thermische Zersetzung unter Luftsauerstoffausschluss mit der Möglichkeit zur Erzeugung von:
  - *Holzkohle/Biokoks* (traditionelle, langsame Pyrolyse), Einsatz als rauchfreier Festbrennstoff oder als Reduktionsmittel in der Erzreduktion;
  - *Pyrolyseöl* (Schnellpyrolyse), Einsatz als flüssiger Brennstoff in modifizierten Motoren und Gasturbinen oder als Rohstoff für Raucharomen, Konservierungsstoffe und spezielle Chemikalien;
- (3) **Vergasung** von Biomasse zur Erzeugung eines Rohsynthesegases erlaubt eine sehr flexible Nutzung und kann folgenden Zwecken dienen:
  - *Reduktionsgas* in der Erzverhüttung ohne aufwendige Gasreinigung;
  - *Sauberes Brenngas* zur Erzeugung von Hochtemperatur-Prozesswärme und für die Verwendung in Gasmotoren und Turbinen;
  - *Hochreines Synthesegas* - eine Mischung aus  $H_2$  und  $CO$  - zur Erzeugung aller organischen Grundchemikalien und Kraftstoffe;
  - *Wasserstoffproduktion* über die homogene Wassergas-Shift-Reaktion;

## **Biomasse als Kohlenstoffträger**

Bei der oben geschilderten Entwicklung des Primärenergiebedarfs kann auch die verstärkte energetische Nutzung von Biomasse nur einen begrenzten Mehrbeitrag zur Energieversorgung leisten. Für die langfristige und nachhaltige Energieversorgung sind andere Lösungen und Entwicklungen notwendig wie z. B. hocheffiziente solare Systeme, die Kernfusion und Brütertechnologie, die nach menschlichen Zeiträumen als nahezu „unerschöpflich“ angesehen werden können.

Biomasse nimmt jedoch unter den gesamten Energieträgern eine Ausnahmestellung ein. Sie ist die einzig erneuerbare und langfristig günstigste Kohlenstoffquelle, die nach Erschöpfung der fossilen Brennstoffe eingesetzt werden kann. Kohlenstoff wird sowohl bei der Herstellung von organischen Grundchemikalien, Massenkunststoffen wie PP, PE und PS sowie bei der Reduktion von Erzen zu Metall benötigt. Darüber hinaus erfolgt eine Nutzung zur Erzeugung von Hochtemperatur-Prozesswärme bei der Produktion von z. B. Zement oder Keramik. Der derzeitige Bedarf der chemischen Industrie an C-Rohstoffen liegt jährlich bei geschätzten 0.4 Gtoe. Für die Zement-, Ziegel-, Keramik- und Eisenproduktion werden in Zukunft bis zu etwa 1 Gtoe/a benötigt. Durch die Steigerung der Biomassebereitstellung von bisher ca. 1.2 Gtoe/a (ohne Nahrung) auf die drei bis vierfache Menge sollte auch in Zukunft für diese Industriezweige ein erneuerbarer Kohlenstoffträger in ausreichender Menge verfügbar sein.

## **Biokraftstoffe der 1. und 2. Generation**

Eine derzeitige Verwendung von Reststoffen aus Biomasse ist die Produktion von Biokraftstoffen. Sie können kurz- und mittelfristig einen Beitrag zur CO<sub>2</sub>-Minderung im Vergleich zu den fossilen Kraftstoffen leisten. Politische und wirtschaftliche Anreize zur Einführung von Biokraftstoffen bestehen in der Versorgungssicherheit, insbesondere der Reduktion der Abhängigkeit von erdölstämmigen Produkten aus politisch unsicheren Gebieten sowie der regionalen Wertschöpfung und Generierung von neuen, langfristig sicheren Arbeitsplätzen. Darüber hinaus sind Synthesekraftstoffe hochwertiger und umweltfreundlicher als erdölstämmige Kraftstoffe.

Aus diesen Gründen hat sich die EU bis 2010 zum Ziel gesetzt, 5,75% des derzeitigen Kraftstoffverbrauchs durch Biokraftstoffe zu ersetzen [EUR03]. Eine weitere Anhebung auf 10% in 2020 ist bereits in der Diskussion. Die bis 2010 angestrebte Substitution wird weitgehend durch eine Beimischung von Biodiesel (RME) zu konventionellem Diesel und von Bioethanol bzw. ETBE aus Bioethanol in Ottokraftstoffen erreicht. Biodiesel und Bioethanol sind Biokraftstoffe der so genannten 1. Generation. Für ihre Produktion in einem physikalisch-chemischen oder bio-chemischen Prozess werden derzeit keine Reststoffe eingesetzt, sondern Anbauflächen bewirtschaftet, wobei deren Erträge nur partiell, d. h. die zucker- oder stärkehaltigen Früchte sowie das ausgepresste Pflanzenöl, verwertet werden. Für eine bessere Effizienz dieser Verfahren ist es deshalb wichtig, die anfallenden Koppelprodukte wie z. B. das Rapsstroh oder die Schlempe zu nutzen. Im Falle einer Ethanolanlage kann der Prozessenergieverbrauch z. B. aus einer Biogasanlage gedeckt werden, die mit dem Nebenprodukt Schlempe betrieben wird. Trotz einer Verwertung verschiedener Koppelprodukte aus diesen Prozessen ist die bereits angedeutete Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion nicht ganz von der Hand zu weisen. Des Weiteren ist das Potential durch diese partielle Verwertung und Limitierung der in Frage kommenden Einsatzstoffe für Biodiesel und Bioethanol begrenzt.

Moderne biomassestämmige Synthesekraftstoffe der 2. Generation überwinden diesen Nachteil, indem die Ganzpflanze (exklusive der Feldfrüchte) für die Produktion verwendet werden kann und somit ein potentiell höherer Ertrag pro Jahr und Anbaufläche möglich wird, wie in Tab. 2 gezeigt. Prinzipiell ist eine sehr breite Basis an biogenen Energieträgern sowie Abfall- und Reststoffen nutzbar. Aus Tab. 2 wird ersichtlich, dass der spezifische Ertrag nur von der anaeroben Vergärung (Biogas) übertroffen wird. Hier besteht jedoch der Nachteil eines gasförmigen Zustands im Vergleich zu den Flüssigbrennstoffen, die mit dem heutigen Verteilungsnetz und dem bestehende Fuhrpark besser kompatibel sind.

**Tab. 2: Erträge von Biokraftstoffen pro Jahr und Hektar Anbaufläche [FNR08].**

<b>Biokraftstoff</b>	<b>Ertrag</b>	<b>Äquivalent Liter Diesel</b>	<b>Energieäquivalent Liter Diesel/(ha·a)</b>
Pflanzenöl*	1480 Liter	0.96	1421
Biodiesel*	1550 Liter	0.91	1411
Bioethanol*	2560 Liter	0.66	1690
Biosyndiesel	4000 Liter	≈ 1	4000
Biogas (Methan)	3560 kg	1.4	4984

\* Sekundärverwertung der Koppelprodukte nicht mit eingerechnet.

Die Technik zur Herstellung von Synthesekraftstoffen aus kohlenstoffhaltigen Rohstoffen, Rest- und Abfallstoffen ist grundsätzlich bekannt. Zunächst wird der organische Einsatzstoff durch Reaktion mit Wasserdampf und/oder Sauerstoff zu einem Rohsynthesegas

umgewandelt. Nach Reinigung und Konditionierung kann das Synthesegas bestehend aus CO und H<sub>2</sub> hochselektiv an speziellen Katalysatoren beispielsweise zu Methanol, Dimethylether (DME) oder langkettigen, linearen Kohlenwasserstoffe nach dem Fischer-Tropsch-Verfahren umgesetzt werden.

## Synthesegas aus Biomasse

Zur Umsetzung von Biomasse in Synthesegas stehen Vergasungsverfahren zur Verfügung, wie sie auch bei konventionellen, fossilen Brennstoffen angewendet werden. Im Wesentlichen gibt es drei verschiedene Vergasungsverfahren:

- (1) Wirbelschicht (stationär/zirkulierend/kombiniert...)
- (2) Festbett/Wanderbett (Gleichstrom/Gegenstrom/Kreuzstrom...)
- (3) Flugstrom (atmosphärisch/unter Druck...)

Je nach Verfahrensführung (allotherm/autotherm) und den eingesetzten Vergasungsmitteln (Luft, O<sub>2</sub>, Dampf) können sie in weitere Subkategorien bzw. Sonderbauformen unterteilt werden [Kal01]. Einen optimalen Vergaser für alle Biomassearten gibt es nicht. Letztlich müssen immer Kompromisse in Bezug auf die Gasqualität, Anlagenkapazität, den technischen Aufwand oder die Bandbreite der verwendbaren Einsatzstoffe in Kauf genommen werden. Im Allgemeinen gibt es folgende technische Probleme bei der thermo-chemischen Umsetzung von nicht holzartigen, aschereichen Biomassen wie z. B. Stroh:

- Kalium erniedrigt die Ascheerweichungstemperatur je nach Einsatzstoff teilweise unter 700°C, was z. B. im Wirbelschichtreaktor zu Verschlackung und Versinterung führt.
- Eine Freisetzung von Chlor erfolgt als HCl und verursacht Korrosion in Anlagen und Katalysatorvergiftungen.
- Die steigende Flüchtigkeit von Alkalisalzen ab Temperaturen von 600°C kann zu Ablagerungen, Korrosion und Verlegungen in der Gasbehandlung führen.

Ein Vorteil von Flugstromvergäsern im Unterschied zu Wirbelschicht- und Festbettvergäsern ist, dass sie mit Temperaturen deutlich über 1000°C betrieben werden können und somit ein praktisch teerfreies und methanarmes Rohsynthesegas erzeugen. Des Weiteren wird der Ascheschmelzpunkt überschritten und die Asche der Biomasse kann schmelzflüssig abgezogen werden. Durch die kurzen Reaktions- und Gasverweilzeiten von wenigen Sekunden sind sehr hohe Durchsätze in verhältnismäßig kleinen Apparateabmessungen realisierbar. Eine Flugstromvergasung kann prinzipiell auch unter hohem Druck von bis zu 100 bar betrieben werden.

Ein Nachteil der Flugstromvergasung ist, dass der Eingangsstrom einer gewissen Vorbereitung bedarf, um im Vergaser überhaupt umgesetzt zu werden. Dazu gehört, dass der Einsatzstoff pumpfähig ist, pneumatisch zerstäubt werden kann und aus Sicherheitsgründen einen Heizwert von mehr als 10 MJ/kg besitzen sollte (siehe Kap. 7.6). Durch die geringe Verweilzeit im Vergaser sind die einsetzbaren Partikelgrößen auf den Bereich um  $\leq 200 \mu\text{m}$  beschränkt, um einen möglichst hohen Kohlenstoffumsatz zu erreichen.

## Konditionierung der Einsatzstoffe für die Flugstromvergasung

Um diese Anforderung an den Eingangsstrom erfüllen zu können, wird von den Firmen oder Forschungseinrichtungen, die sich mit Flugstromvergasung von Biomasse beschäftigen, meist eine thermo-chemische Konditionierung favorisiert:

Das ECN (Energy research Center of the Netherlands) hat für einen Flugstromvergaser der Firma Shell ein Niedertemperaturpyrolyseverfahren („torrefaction“) entwickelt [Ber05]. Bei Temperaturen zwischen 250 und 300°C wird die Biomasse mit rezykliertem Produktgas erwärmt. Es zersetzt sich hauptsächlich die Hemicellulose-Matrix, wodurch die Biomasse ihre faserige Struktur verliert und versprödet. Anschließend lässt sich das Material mit geringem Aufwand zu feinem Kokspulver zerkleinern.

Ein ähnliches Ziel verfolgt die Firma CHOREN mit Sitz in Freiberg, Sachsen. Ihrem Carbo-V<sup>®</sup> Verfahren ist im ersten Schritt eine Niedertemperaturvergasung bei 500°C vorgeschaltet [Sch08]. Durch die partielle Oxidation der Biomasse mit Luft entsteht aus dem Material Pyrolysegas und spröder Pyrolysekoks. Der Koks wird mit einer Hammermühle für den weiteren Schritt der Flugstromvergasung vorbereitet.

Die Firma Chemrec AB aus Schweden beschäftigt sich mit der Flugstromvergasung von Nebenprodukten aus der Zellstoffherstellung. Die Schwarzlauge („black liquor“) ist eine natriumsulfat- und ligninhaltige Lösung, die nach dem Extraktionsprozess der Cellulosefasern übrig bleibt. Daraus werden die Aufschlusschemikalien zurückgewonnen, was durch Verbrennen des organischen Anteils erfolgt. Derzeit wird die Vergasung dieser Schwarzlauge ertüchtigt. Vor der Vergasung oder Verbrennung wird die Ligninlösung lediglich aufkonzentriert.

Das Forschungszentrum Karlsruhe (FZK) verfolgt mit dem bioliq<sup>®</sup>-Verfahren eine Synthesegas-Erzeugung im Flugstrom bei Drücken von  $p > 30$  bar. Dafür wird zunächst lufttrockene Lignocellulose bei  $T = 500^\circ\text{C}$  in einem Schnellpyrolyseprozess zu Pyrolysekoks, -gas und -kondensaten überführt. Charakteristisch für die Schnellpyrolyse ist die Erzeugung eines sehr hohen Kondensatanteils, in den das Co-Produkt Pyrolysekoks zu einer fließfähigen Suspension („Slurry“) eingemischt werden kann. Dadurch steht für die Flugstromdruckvergasung ein pumpbarer, flüssiger und heizwertreicher Eingangsstrom zur Verfügung.

Prinzipiell könnte auch eine einfache Zerkleinerung und Mahlung der Biomasse erfolgen, die sich aber auf Grund der Faserstruktur von Lignocellulosen als äußerst schwierig und energieintensiv erweist [Ber05]. Deshalb ist eine Versprödung des Materials mittels thermochemischer Vorbehandlung von Vorteil.

Für eine Flugstromvergasung unter Druck sind flüssige Einsatzstoffe, die sich mit konventionellen Pumpen fördern lassen, optimal. Auch pulverförmige Stoffe können durch eine Dichtstromförderung aus einer Druckwirbelschicht in den Vergaser transferiert werden. Bisher sind solche technischen Systeme mit steigendem Druck jedoch nur mit sehr hohem Aufwand oder noch nicht befriedigend gelöst worden. Beim Hochdrucktransfer der Pulverstoffe in den Vergaser wird außerdem viel Transfergas zur Förderung benötigt.

## **Der Flugstromdruckvergaser**

Der vom Deutschen Brennstoffinstitut (DBI) in Freiberg entwickelte Flugstrom-Druckvergaser mit Kühlschirm (Abb. 1) eignet sich, um die Zwischenprodukte aus der Schnellpyrolyse des Karlsruher bioliq<sup>®</sup>-Verfahrens zu Synthesegas umzusetzen [Sch02, Sch04c]. Der Vergaser des GSP-Typs (Gas-Kombinat Schwarze Pumpe) wurde speziell für die Gaserzeugung aus der mitteldeutschen Salzbraunkohle mit hohen Anteilen an NaCl entwickelt und kann somit ein breites Spektrum an aschereichen fossilen und biogenen

Einsatzstoffen verarbeiten. Im Gaskombinat Schwarze Pumpe und später im Sekundärrohstoff-Verwertungszentrum (SVZ) ist seit 1987 ein 130 MW<sub>th</sub>-Vergaser des GSP-Typs erfolgreich mit verschiedenen Einsatzstoffen betrieben worden. In den Jahren 2002 bis 2005 wurde vom FZK in einem Pilot-Vergaser (3-6 MW<sub>th</sub>) des gleichen Typs die erfolgreiche Umsetzung von Bio-Slurry zu Rohsynthesegas gemeinsam mit dem damaligen Betreiber Future Energy GmbH demonstriert.

Vor dem Eintritt in den Vergaser wird die Slurry oder Paste in einem Kolloidmischer homogenisiert und bei gleichzeitiger Vorheizung bis auf 80°C in ihrer Viskosität herabgesetzt. Im Vergaser wird die Slurry durch eine hohe Relativgeschwindigkeit mit technischem Sauerstoff (> 100 m/s) in einer außenmischenden Düse zerstäubt. Die Umsetzung erfolgt abhängig von der vorgegebenen Luftzahl ( $\lambda \approx 1/3$ ) bei Temperaturen > 1200 °C oberhalb des Ascheschmelzpunkts zu einem teerfreien und CH<sub>4</sub>-armen Rohsynthesegas.

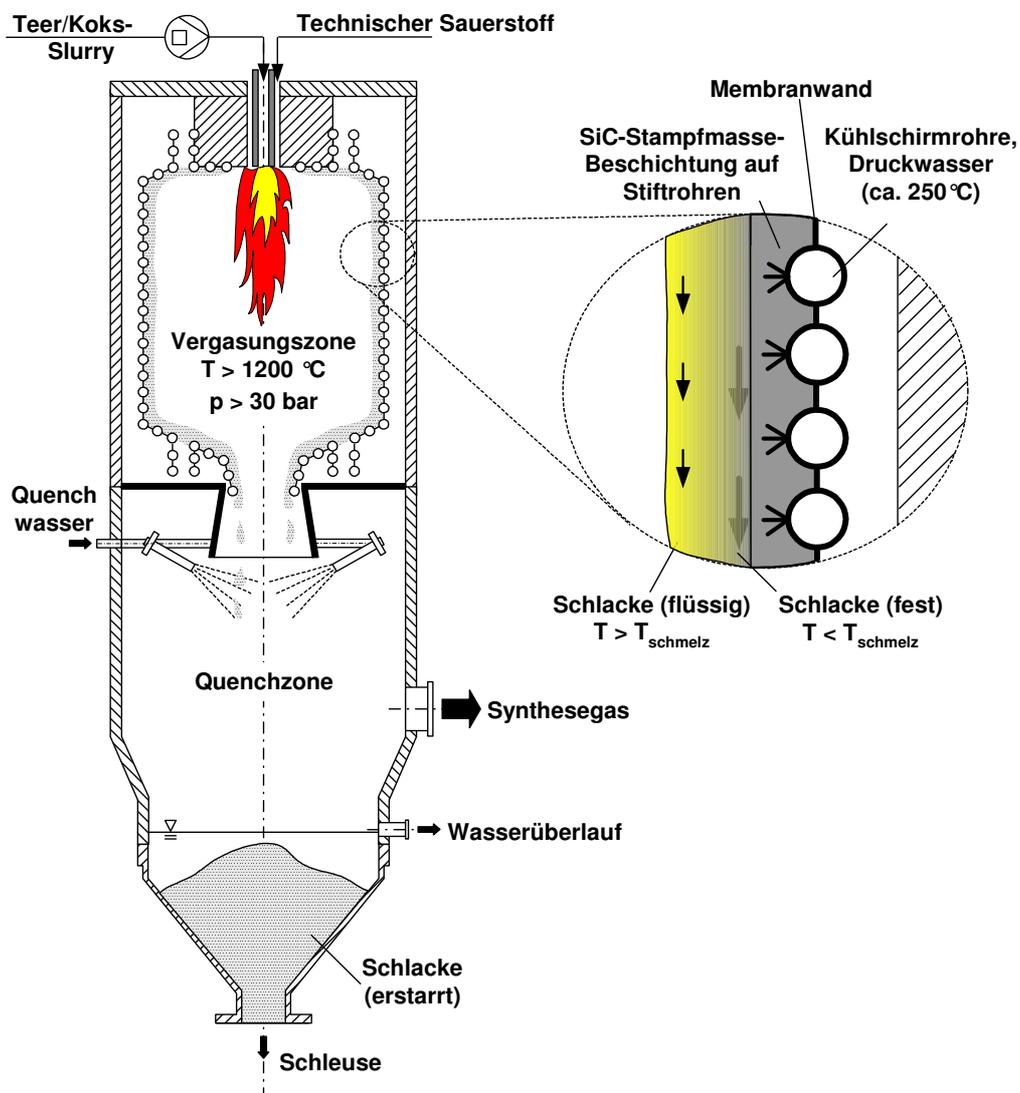


Abb. 1: Schematische Darstellung eines Flugstromdruckvergasers des GSP-Typs mit Kühlschild [Sch02].

Im Hochtemperaturteil des Vergasers baut sich, wie in Abb. 1 dargestellt, bei aschereichen Biomasse-Slurries (> 1% Asche) mit der Zeit ein etwa cm-dicker Schlackepelz auf der bestifteten und mit Siliziumkarbid (SiC) bestampften Kühlschildinnenfläche des Vergasers auf. Die Schlackeschicht übernimmt die Funktion einer Ausmauerung und schützt den Kühlschild. Ihre Dicke ist abhängig von der Reaktionsraumtemperatur und dem

Schlackeschmelzpunkt. Sobald die Schicht eine gewisse Stärke erreicht hat wird durch die isolierende Wirkung die Schmelztemperatur an der Oberfläche überschritten, und die schmelzflüssige Schlacke fließt an der Reaktorwandung in die Quenchzone ab.

Am engen Eingang der Quenchzone wird Wasser eingedüst und das heiße Rohgas auf die Siedetemperatur des Wassers beim herrschenden Druck abgekühlt. Dadurch erstarrt die Überschussschlacke zu einem glasartigen Granulat, das über eine Schleuse von Zeit zu Zeit aus dem Quenchwasserbad entfernt wird.

Die Konzentrationsverhältnisse von  $H_2$  und  $CO$  im Rohsynthesegas sind abhängig von der Elementarzusammensetzung der Slurries, der eingestellten Luftzahl  $\lambda$  bei der Vergasung und den daraus resultierenden Reaktionstemperaturen. Für einen großtechnischen Vergaser mit  $\lambda \approx 1/3$  und 15% Spülgasanteil ( $N_2$ ) ergibt sich bei der Umsetzung einer typischen Slurry eine trockene Synthesegaszusammensetzung in Vol% von etwas über 50%  $CO$ , knapp 30%  $H_2$ , 5%  $CO_2$  [Sta04]. Des Weiteren sind die störenden Spurengase  $HCN$ ,  $HCl$ ,  $NH_3$ ,  $H_2S$ ,  $COS$  enthalten, die beispielsweise durch eine Rectisol<sup>®</sup>-Wäsche im Vorfeld einer katalytischen Synthese entfernt werden können.

Durch den Kühlschirm, eine mit ca. 250°C heißem Druckwasser gekühlte, gasdichte Membranwand, wird die eigentliche druckfeste, zylindrische Außenhülle des Reaktors geschützt und nur moderaten Temperaturen ausgesetzt. Dadurch lassen sich Drücke von bis zu 100 bar im Reaktor realisieren. Die Bauweise erlaubt im Vergleich zu ausgemauerten Vergasern ein schnelles An- und Abfahren der Anlage, da mögliche Schäden durch Wärmespannungen in einer dicken Ausmauerung nicht beachtet werden müssen. Die kurzen Ansprechzeiten auf Grund der geringen Wärmekapazität der Membranwand gestatten außerdem eine schnelle Anpassung der Betriebstemperatur an den Ascheschmelzpunkt. Mit zunehmender Maßstabsvergrößerung, die auch in den Gigawatt-Bereich möglich ist, werden die Kühlschirmverluste durch das kleinere Oberflächen- zu Volumenverhältnis auf ein vernachlässigbares Maß reduziert. Mit erhöhtem Druck und geringerer Luftzahl  $\lambda$  nimmt die Effizienz der Vergasung zu [Car08]. Ein Nachteil des Verfahrens ist die Art der entstehenden Schlacke. Sie bildet ein fast inertes Material, das in dieser Form für ein Recycling als Mineraldünger für den Ackerboden wegen der geringen Eluationsraten wenig geeignet ist.

## 1.2 Das Karlsruher bioliq<sup>®</sup>-Verfahren

### Kurzbeschreibung

Im Forschungszentrum Karlsruhe wird ein 2-stufiges Verfahren zur Herstellung von hochwertigen Synthesekraftstoffen und organischen Grundchemikalien aus trockenen Lignocellulosen entwickelt [Dah07, Hen04]. Das so genannte bioliq<sup>®</sup>-Verfahren (biomass liquifaction) setzt dabei im Wesentlichen auf die Verwertung von Reststoffen wie z. B. Überschussstroh aus der Getreideernte oder Schlagabraum bei der Stammholzverarbeitung. Dadurch soll auch bewusst die Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion vermieden werden. Allein in Deutschland könnte die Nutzung dieser verfügbaren Biomassereststoffe potenziell ca. 11% des Primärenergiebedarfs decken [Lei07].

Zentrales Element des Verfahrens ist der bereits beschriebene Flugstrom-Druckvergaser mit Kühlschirm, der nach einer speziellen Aufbereitung eine große Bandbreite an biogenen und fossilen Stoffen verarbeiten kann. Der Einsatz dieses Vergasers wird umso wirtschaftlicher, je größer eine Gaserzeugungsanlage gebaut wird. Dies wirkt sich in erster Linie auf die

spezifischen Anlagenneueinvestitionen aus, die sich mit einem typischen Kostendegressionsexponent von ca. 0.7 bei einer 10-mal größeren Anlage halbieren. Bei den angestrebten Anlagenkapazitäten für die Synthesegaserzeugung im Bereich von 1-5 GW<sub>th</sub> treten jedoch logistische Probleme auf, was die Versorgung der Anlage mit Einsatzmaterial betrifft. Vor allem aschereiche Lignocellulosen wie z.B. Stroh oder Heu haben eine geringe volumetrische Energiedichte ( $\approx 2 - 2.5 \text{ GJ/m}^3$ ) und können auch in Form kompakter Quaderballen ( $\rho \approx 150 \text{ kg/m}^3$ ) nicht wirtschaftlich über weite Strecken transportiert werden. Dies ist aber zur Versorgung und Auslastung einer solchen Großanlage im Gigawattbereich notwendig.

Die Schnellpyrolyse als erste Stufe des Verfahrens kann gleichzeitig zwei wichtige Aufgaben erfüllen. Zunächst wird durch diese thermische Zersetzung bei 500°C und Luftsauerstoffausschluss das Material in festen Pyrolysekoks mit Asche, Pyrolysegas und flüssige Produkte (Teer, Öl) überführt. Durch die charakteristisch hohen Kondensatausbeuten in der Schnellpyrolyse ist es möglich, den Pyrolysekoks mit den Pyrolysekondensaten zu einer pumpfähigen und gut zerstäubbaren Slurry zu vermischen, welche einen optimalen Eingangsstrom für den Vergaser darstellt. Parallel wird durch die Schnellpyrolyse eine Erhöhung der volumetrischen Energiedichte erreicht. Die Zwischenprodukte, eine Mischung aus festem Koks plus flüssigen Teerkondensaten, besitzen eine 10-mal höhere Energiedichte (20-25 GJ/m<sup>3</sup>) im Vergleich zur ursprünglichen Biomasse, wodurch auch ein wirtschaftlicher Transport über großer Strecken (+200 km) möglich ist.

In Abb. 2 wird das bioliq®-Verfahren nochmals vereinfacht dargestellt. In einem Radius von 25-30 km wird Lignocellulose gesammelt und in lokalen Schnellpyrolyseanlagen (ca. 100 MW<sub>th</sub>) zu Pyrolyse-Slurries oder Pasten überführt. Von vielen lokalen Schnellpyrolyseanlagen erfolgt der Transport der Zwischenprodukte per Bahn zur Gaserzeugungsanlage. Dort wird der aufgeheizte Slurry mit technischem Sauerstoff bei Temperaturen von  $T > 1200^\circ\text{C}$  und Drücken  $p > 30 \text{ bar}$  zu einem teerfreien und CH<sub>4</sub>-armen Rohsynthesegas umgesetzt. Nach Reinigung und Konditionierung wird das Reinsynthesegas in kommerziell verfügbaren, katalysierten Prozessen wie z.B. die Methanol-, DME- oder Fischer-Tropsch-Synthese eingesetzt.

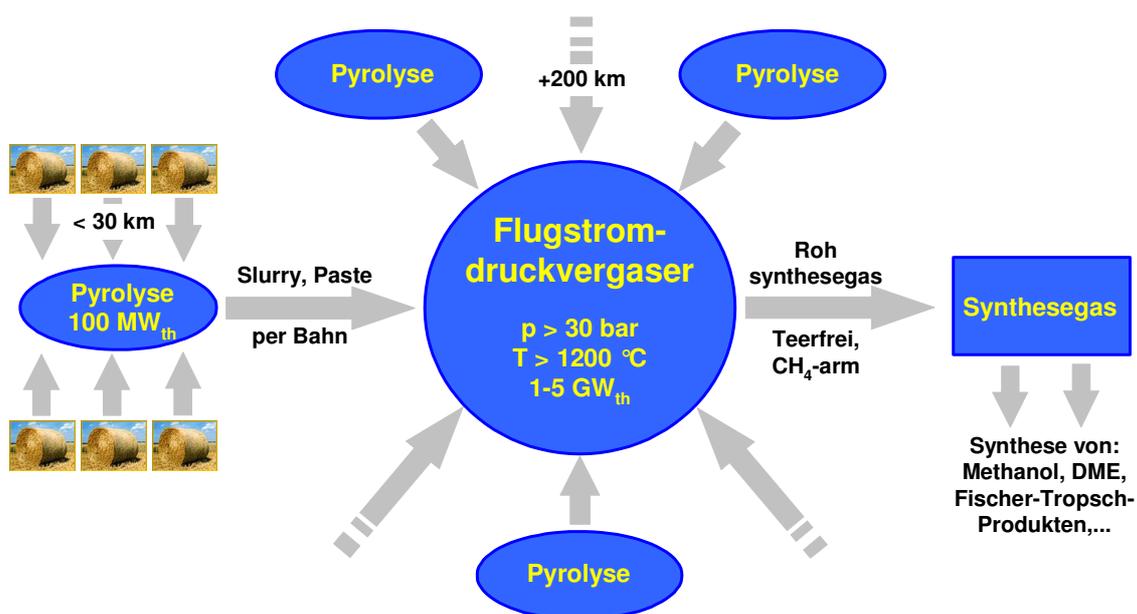


Abb. 2: Das 2-stufige bioliq®-Verfahren mit lokaler Schnellpyrolyse und zentraler Synthesegaserzeugung

Der Volumen- und Massendurchsatz in den aufeinander folgenden Prozessschritten nimmt ab. Aus 7 t lufttrockenem Stroh ( $\approx 6$  t TM) werden über den Zwischenschritt der Schnellpyrolyse zunächst etwa 4.7 t Koks/Teerkondensate (Slurry) produziert, die im Vergaser mit ca. 2.7 t technischem Sauerstoff zum Synthesegas umgesetzt werden. Am Ende entsteht aus dem Synthesegas rund 1 t synthetischer Kraftstoff (Diesel). Nicht unerhebliche Mengen Heißdampf und Elektrizität werden als Nebenprodukte im Prozess erzeugt.

### **Schnellpyrolyse und Pyrolyse-Slurries**

Um eine rasche thermische Zersetzung der lufttrockenen Biomasse mit hohen Kondensatausbeuten zu erreichen, ist der Einsatz von nur wenigen Millimeter (max. ca. 3 mm) großen Partikeln erforderlich. Deshalb wird die Partikelgröße der eingesetzten Biomasse zunächst grob mittels eines Schredders und anschließend mit Hilfe einer Schneid- oder einer Hammermühle weiter reduziert.

Für die Schnellpyrolyse wurde das Prinzip eines mechanischen fluidisierten Wirbelbetts favorisiert, da der Prozess im Vergleich zur gasfluidisierten Wirbelschicht energetisch günstiger abschneidet. Herzstück des Prozesses ist der Doppelschnecken-Mischreaktor mit einem umlaufenden festen Wärmeträger wie z. B. Sand. Durch die Doppelschnecken, die sich gleichsinnig drehen und ineinander kämmen, wird ein mechanisch durchmischtes Wirbelbett erzeugt, in dem es bei  $500^{\circ}\text{C}$  zu innigem Kontakt von heißem Wärmeträger mit Biomasse und schneller Umsetzung in wenigen Sekunden zu den Produkten kommt. Der Vorgang der Schnellpyrolyse und die Eigenschaften der verfahrenstechnischen Apparate werden in dieser Arbeit noch ausführlich behandelt und dargestellt.

Aus den Produkten Koks und Kondensat wird nach der Schnellpyrolyse die Slurry oder Paste hergestellt. Das Kondensat oder auch Pyrolyseöl ist eine dunkelbraune Flüssigkeit mit stechend rauchigem Aroma und einer Viskosität um  $0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  bei Raumtemperatur. Diese überwiegend organische Flüssigkeit mit einem schwankenden Reaktionswasseranteil von etwa 15% hat eine hohe Dichte von ca.  $1200 \text{ kg/m}^3$ .

Der entstehende Pyrolysekoks besitzt eine hochporöse Struktur. Dabei kann die Porosität der Kokse je nach Biomasse bis zu 80% betragen. Deshalb kann der Pyrolysekoks eine große Menge an Pyrolyseöl aufnehmen ohne selbst fließfähig zu werden, d. h. es steht kein „Schmiermittel“ in Form von Pyrolyseöl zwischen den einzelnen Agglomeraten zur Verfügung. Um die geforderte Fließ- und Pumpfähigkeit herzustellen, wird mittels eines Kolloidmischers bei hohen Schergeschwindigkeiten desagglomeriert und die Slurry homogenisiert. Trotz guter Desagglomeration und Vermischung liegt der maximale Feststoffanteil, der noch in eine fließfähige Slurry eingemischt werden kann, typischerweise im Bereich von 33%. Dies wird zum Problem, wenn z. B. aus den Pyrolyseprodukten von Reisstroh ein Slurry hergestellt werden soll, da wegen des hohen Ascheanteils große Feststoffausbeuten inhärent sind.

### **Großtechnische Synthesegaschemie**

Die Technik zur Nutzung von Biomasse im Rahmen der Synthesekraftstoffe über den thermochemischen Pfad BtL (Biomass-to-Liquids) ist im großindustriellen Maßstab noch nicht realisiert. Durch die Zerlegung der Makromoleküle von Biomasse unter Einwirkung von Hitze in ihre kleinsten Bauteile zum Synthesegas ( $\text{CO} / \text{H}_2$ ) erhält man auf diesem Weg den Zugang zur kompletten organischen Chemie (C1-Chemie).

Für Synthesegas aus Erdgas und aus Kohle sind die Verfahren GtL (Gas-to-Liquid) und CtL (Coal-to-Liquid) schon lange am Markt etabliert und kommerziell verfügbar. Beispielsweise bietet die Firma Lurgi GmbH so genannte MegaMethanol<sup>®</sup>-Anlagen zur Synthese von Methanol aus z. B. Erdgas an. Im Anschluss kann durch das ebenfalls von Lurgi entwickelte MtS-Verfahren (Methanol-to-Synfuels) eine weitere Umsetzung zu Otto- und Dieselmotorkraftstoffen erfolgen.

Sowohl die Firma Shell als auch SASOL (South African Synthetic Oil Limited) haben im Bereich der Fischer-Tropsch-Synthese mit erdgas- und kohlestämmigen Synthesegasen langjährige industrielle Erfahrungen auf dem Gebiet der synthetischen Kraftstoffherstellung. Beispielsweise stellt die SASOL ca. 6 Mt/a an Fischer-Tropsch-Produkten in ihren Anlagen in Secunda (Südafrika) her [Jag03]. Shell kann auf einen großen Erfahrungsschatz der großindustriellen Synthese von langkettigen Kohlenwasserstoffen nach dem SMDS-Verfahren (Shell Middle Distillate Synthesis) in Bintulu/Malaysia zurückgreifen.

### 1.3 Ziele und Umfang der Arbeit

Diese Arbeit beschäftigt sich im Wesentlichen mit der Untersuchung des Verfahrensschritts der Schnellpyrolyse von luftgetrockneten Lignocellulosen in einem Doppelschnecken-Mischreaktor. Die technischen Herausforderungen des Verfahrensschritts lassen sich in vier wichtige Teilbereiche untergliedern:

- (1) Vorbereitung der Biomasse (Zerkleinerung / Trocknung)
- (2) Wärmeträgerkreislauf und Reaktor (Wärmeübertragung / Pyrolyse)
- (3) Produkt-Kondensationssystem (Separation / Abscheidung)
- (4) Erzeugung einer Lager- und Transportform (Slurry-Präparation)

Die Teilbereiche (1) und (4) stellen die Schnittstellen zu den angrenzenden Prozesskettenmitgliedern „Ernte“ bzw. „Flugstromdruckvergasung“ dar. Die Vorbereitung der Biomasse wird in dieser Arbeit nicht näher betrachtet. Als Schnittstellenparameter werden vorausgesetzt, dass die Lignocellulose „lufttrocken“ in den Schnellpyrolyseprozess eingebracht wird, d.h. mit einem Wasseranteil < 15%, und die Partikelgröße wenige mm nicht überschreitet.

Im Fokus der Arbeit stehen die Untersuchung, Charakterisierung und technische Gestaltung der Komponenten des Wärmeträgerkreislaufs bzw. des Reaktorsystems (2). **Ziel ist es, Auslegungsdaten für eine technische Anlage (100 MW<sub>th</sub>) zu gewinnen**, damit eine Dimensionierung von Reaktor und Wärmeträgerkreislauf bis in den technischen Maßstab gelingen kann. **Des Weiteren wird ein Beitrag zur optimalen Gestaltung des Wärmeträgerkreislaufs und des Pyrolysesystems geleistet**. Im Kontext werden **Verfahrensvarianten des heißen Wärmeträgerkreislaufs als offene oder geschlossene Systeme** diskutiert. Die eingesetzten Kreislaufkomponenten (z.B. Wärmeübertrager) und die eingesetzten Wärmeträgermaterialien werden systematisch untersucht und dargestellt.

Grundlage der Untersuchungen bilden u. a. Schnellpyrolyseversuche von typischen Lignocellulosen in einer Anlage im Technikumsmaßstab und Pyrolyseversuche in weiteren Laboreinrichtungen. Zunächst erfolgt eine verfahrenstechnische **Charakterisierung des Doppelschnecken-Mischreaktors hinsichtlich geeigneter Betriebsparameter** für den Technikumsbetrieb und für die Auslegung größerer Reaktoren:

- *Verweilzeitverhalten* von Wärmeträger und Biomasse im Reaktor unter Variation der Parameter: Drehfrequenz, Dosierung und Einsatzgut;
- *Längs- und Quervermischung* und deren phänomenologische Beschreibung;
- Abschätzung des *Wärmeübergangs* vom Wärmeträger auf das Einsatzgut;
- *Konversionszeiten* von Biomassepartikeln im heißen, fluidisierten Wärmeträgerbett;

Die Auswertung und Analyse von Pyrolyseversuchen mit typischen Lignocellulosen wie Holz und Stroh bietet die Basis für eine Bilanzierung des Schnellpyrolyse-Prozesses. Die **Massen-, Stoff- und Energiebilanzen** bilden die grundlegenden Informationen für die Auslegung und die Maßstabsvergrößerung einer Schnellpyrolyse sowie für die Schnittstelle zur Slurry-Mischung und Flugstrom-Druckvergasung.

Aus den **Prozessdaten der Technikumsanlage** werden folgende wichtige Auslegungsgrößen bestimmt:

- der *spezifische Wärmebedarf* im Pyrolysereaktor;
- Abschätzung der *integralen Reaktionsenthalpie*;

Eine Abgrenzung zur Zielstellung dieser Arbeit beginnt mit der Produktkondensation (3). Die systematische Untersuchung zu den Fragen eines geeigneten oder optimierten Kondensationssystems würde den Rahmen und Umfang dieser Arbeit sprengen. Deshalb ist eine Diskussion auf die Eigenschaften und die Konfiguration des bestehenden Kondensationssystems in der Technikumsanlage beschränkt. Des Weiteren sind zwar die Anforderungen, die die Slurry-Präparation (4) an die Schnellpyrolyse stellt als wichtige Informationen in die Prozessgestaltung mit einzubeziehen, jedoch wird auch in diesem Punkt lediglich eine kurze Zusammenfassung zum Stand der Slurry-Mischung gemacht, da die geeignete Präparation von Slurries oder Pasten ebenfalls eine umfangreiche, systematische Diskussion erfordert.

## 2 Schnellpyrolyse

### 2.1 Überblick

#### Begriff

Unter Pyrolyse wird der Prozess der thermischen Zersetzung von Stoffen unter Ausschluss von Luftsauerstoff verstanden ( $\lambda = 0$ ). Im Vergleich zu einer langsamen Schwelung, wie bei der Herstellung von Holzkohle, sind bei einer Schnellpyrolyse hohe Aufheizraten des Materials ( $> 1000 \text{ K/min}$ ) und eine rasche Zersetzung kennzeichnend. Die schnelle Erhitzung des Materials kann durch Verringerung der Partikelgröße und eine sehr gute Wärmeübertragung im Reaktor erreicht werden. Ziel der Schnellpyrolyse ist es, den flüssigen Anteil primärer Produkte zu maximieren. Im Allgemeinen findet sich dieses Maximum der Schnellpyrolyse in einem charakteristischen Temperaturbereich zwischen  $450$  bis  $550^\circ\text{C}$  [Sco84]. Durch kurze Produktgasverweilzeiten ( $t_{v,g} < 0.5 \text{ s}$ ) im heißen Reaktorraum und sofortiges Quenchen der Pyrolysedämpfe werden Folgereaktionen (siehe Abb. 3) unterbunden und der maximale Anteil an Kondensat konserviert.

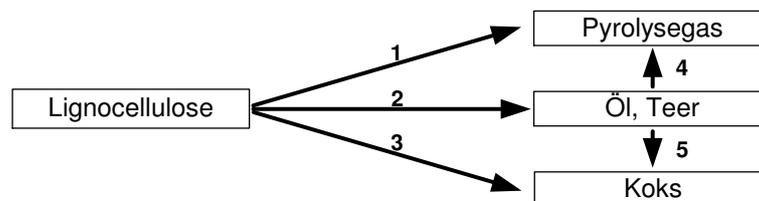


Abb. 3: Stark vereinfachtes Reaktionsschema der Pyrolyse mit den primären (1-3) und sekundären Reaktionen (4,5) [Moh06].

In den Jahren nach den Ölkrisen 1973 und 1979/80 stieß die Schnellpyrolyse von Holz und holzartiger Biomasse auf zunehmendes Interesse in der Forschung. Im Falle weiterer Verknappung und Verteuerung der Ölimporte wollte man auf ein flüssiges Substitut zurückgreifen können, was sich sowohl in Motoren und Turbinen zur Stromerzeugung als auch in gewöhnlichen Brennern zur Wohnraum- und Brauchwassererwärmung einsetzen lässt. Pyrolyseöl aus Biomasse hat je nach Wasseranteil ( $\approx 20\%$ ) eine mittlere Dichte von ca.  $1200 \text{ kg/m}^3$  und einen durchschnittlichen Brennwert von  $17 \text{ MJ/kg}$ , was ungefähr der Hälfte von Dieselkraftstoffen entspricht [Bri99].

Pyrolyseöl eignet sich nicht zum direkten Ersatz beispielsweise in PKWs, da es stark inhomogen ist. Neben Verunreinigungen durch feine Asche- und Kokspartikeln tritt meist Phasenseparation in organische und wässrige Anteile auf. Bei erhöhtem Wasseranteil kann es zur Ausfällung von Pyrolyselignin kommen. Die Pyrolysekondensate sind nicht oder nur unzureichend mit erdölstämmigen Raffinerieprodukten mischbar. Auch als Einsatzstrom oder partielle Einspeisung in eine konventionelle Raffinerie ist das Pyrolyseöl nicht geeignet, da die Kondensate mit ihrem hohen Anteil an Sauerstoffverbindungen zum einen hochkorrosiv, zum anderen chemisch sehr instabil sind. Bei Erwärmung kommt es schon bei Temperaturen wenig über  $100^\circ\text{C}$  zur Polykondensation (Gum-Bildung), was zu Ablagerungen in den einzelnen Apparaten führen kann.

Der Einsatz von Kondensaten aus der Schnellpyrolyse von Holz in stationären Anwendungen, wie z. B. in modifizierten Dieselmotoren [Hor96] und Gasturbinen zur Stromerzeugung,

wurde erfolgreich demonstriert und ist Stand der Technik. Außerdem sind die Pyrolysekondensate eine Quelle für verschiedene Chemikalien, wie z. B. Phenol und Phenolderivate [Roy02], als auch Konservierungsstoffe und Raucharomen für die Nahrungsmittelindustrie [Ens07]. Auf Grund der schwierigen Extraktionsprozesse ist jedoch noch erhebliche Entwicklungsarbeit zu leisten, um durch „Biorefinery“ die Basis der nutzbaren Chemikalien aus der Schnellpyrolyse zu verbreitern.

## Produkte

Lignocellulose besteht hauptsächlich aus den linearen Polysacchariden Cellulose (30-50%), und Hemicellulose (25-35%), die durch Lignin (15-30%), einem makromolekularen Netzwerk von Propylphenolen, eine feste Struktur erhalten. Bei der Schnellpyrolyse entstehen im Wesentlichen „Bruchstücke“ aus der Zersetzung dieser Bestandteile [Par02]. Insgesamt entstehen mehrere hundert chemische Verbindungen, die bis heute weder quantitativ noch qualitativ vollständig analysiert und erfasst worden sind. In der Praxis werden die Produkte in drei Pseudo-Produktklassen eingeteilt: Pyrolysekoks, Kondensat und Gas.

Die Pyrolysekokse sind hoch porös, bestehen zu über 60% aus Kohlenstoff und enthalten praktisch alle anorganischen Aschebestandteile ( $\text{SiO}_2$ ,  $\text{KCl}$ ,  $\text{CaO}$ , usw.). Vor allem trockene Pyrolysekokse sind in ihrer Handhabung problematisch, da sie bei Kontakt mit Luftsauerstoff zur Selbstentzündung neigen.

Pyrolysekondensate sind ein Gemisch von unterschiedlichsten CH- und CHO-Verbindungen wie Alkohole, Ketone, Aldehyde, Phenole, Aromaten usw., die ein breites Spektrum von kurzkettigen, flüchtigen Bestandteilen bis hin zu langkettigen, teerartigen Substanzen abdecken. Neben einem Anteil von ca. 15% Reaktionswasser wurden höhere Gehalte von Einzelstoffen wie Hydroxyacetaldehyd (bis zu 10%), Essigsäure und Ameisensäure (bis zu 5% bzw. 5%) in Schnellpyrolysekondensaten von Holz gefunden [Moh06]. Wegen der hohen Konzentrationen an Carbonsäuren haben die Kondensate in der Regel einen pH-Wert von 2-3.

Das entstehenden Pyrolysegas besteht größtenteils aus  $\text{CO}_2$  und  $\text{CO}$ . Des Weiteren sind nennenswerte Anteile an  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  und  $\text{C}_2$ - $\text{C}_5$  Alkanen und Alkenen im Gasgemisch zu finden. Auf Grund des niedrigen Siedepunkts weit unterhalb der Raumtemperatur sind zusätzlich leicht flüchtige CHO-Verbindungen wie z. B. Formaldehyd oder Dimethylether im Pyrolysegas enthalten. Diese werden jedoch in der gängigen Praxis der GC-Analyse von Pyrolysegasen nicht erfasst.

## Vorgang

Über den zeitlichen Ablauf der Schnellpyrolyse und die Entstehung von flüchtigen Produkten in bestimmten Temperaturintervallen der Aufheizung ist wenig bekannt. Untersuchungen hierzu gestalten sich im Allgemeinen schwierig, da die Aufheizung der Partikeln bei diesem Prozess in wenigen Sekunden stattfindet und eine Zuordnung von flüchtigen Komponenten zu aktuellen Temperaturen im Material kaum möglich ist. Deshalb soll hier der bekannte Verlauf einer konventionellen Pyrolyse oder auch „trockenen Destillation“ von Holz dargestellt werden, welche auf wesentlich größeren Zeitskalen von Minuten oder Stunden abläuft und dennoch charakteristische Vorgänge der Schnellpyrolyse aufzeigen kann. Der Vorgang und die einzelnen Temperaturstufen der langsamen Pyrolyse von Lignocellulose lassen sich nach [Nik55] und [Win71] wie folgt einteilen:

**Bis 170°C:** Die Matrix des Materials bleibt weitgehend intakt. Es erfolgt eine Abspaltung von freiem und gebundenem Wasser mit geringen Anteilen von Essig- und Ameisensäure. Geringfügig werden sauerstoffreiche Gase wie CO<sub>2</sub> und CO gebildet.

**Bis 270°C:** Die Bildung von Reaktionswasser, Methanol, Essigsäure sowie den Gasen CO<sub>2</sub> und CO wird deutlich gesteigert.

**Bei 280°C:** Die thermische Zersetzung geht in die Hauptphase über. Es treten heftige Reaktionen mit exothermem Charakter auf mit einhergehender Entstehung großer Kondensatmengen. Klason et al. führten Versuche in einer Schwelretorte mit mehreren Cellulosearten durch [Kla09]. Dabei verzeichneten sie im Bereich von 270-300°C einen Anstieg der Innentemperatur von  $\Delta T = 20-30$  K gegenüber der Manteltemperatur, was sich auf den stark exothermen Reaktionsverlauf einiger Zersetzungsreaktionen zurückführen lässt. Des Weiteren heizt sich das Material ohne äußere Energiezufuhr bis ca. 380°C weiter auf.

**Von 380-450°C:** Die Pyrolyse ist größtenteils abgeschlossen. Es entstehen nur noch wenige Zersetzungsprodukte; darunter hauptsächlich schwerer Teer. Der Gehalt an CO<sub>2</sub> und CO nimmt ab, der von H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> und anderen flüchtigen Kohlenwasserstoffen steigt an.

## 2.2 Einflussparameter für die Ausbeutestruktur und das Pyrolyseverhalten

### 2.2.1 Reaktortemperatur

Durch eine Reihe von Experimenten zur Pyrolyse von Lignocellulose in einer stationären Wirbelschicht zeigten Scott und Piskorz schon Anfang der 80er Jahre, dass der Kondensatanteil bei der Schnellpyrolyse mit unterschiedlichen Materialien in einem Temperaturfenster von ca. 450-550°C maximiert wird [Sco82]. Diese Erkenntnis wurde seither von mehreren Autoren in verschiedenen Pyrolyseprozessen bestätigt [Fig89, Bla99, Ger01]. Je nach Art der Prozessführung und Beschaffenheit der Einsatzmaterialien kann sich dieses Temperaturfenster zu geringfügig niedrigeren oder höheren Werten verschieben. Bei der Schnellpyrolyse von Reisstroh beobachteten Lee et al. mit Variation der Temperatur eine maximale Flüssigkeitsausbeute im Bereich von 410-510°C [Lee05]. Ebenso stellten Piskorz et al. maximale Kondensatausbeuten bei niedrigeren Temperaturen (ca. 425°C) bei der Schnellpyrolyse von Hirse/Hirsensbagasse fest [Pis98]. Konträr dazu erreichte Pütün bei der Schnellpyrolyse von Baumwollstängeln und Baumwollstroh ein Kondensatmaximum im Bereich von 500-600°C [Püt02].

Im Allgemeinen geht man von einem Maximum der Pyrolysekondensatausbeute bei einer Temperatur von  $\vartheta_{max} \approx 500^\circ\text{C}$  aus. Auf Grund der Streuungen der Messdaten kann aber nicht streng von einem Maximum gesprochen werden. Vielmehr wird in den meisten Prozessen ab ca. 425-450°C ein Plateau bei der Ausbeute der Pyrolysekondensate erreicht, das sich bis ca. 550°C erstreckt. Unterhalb dieses Plateaus nimmt der Anteil des Kondensats zugunsten vermehrter Koksabildung ab, oberhalb des Plateaus werden bei fast gleich bleibenden Koksabbeuten verstärkt Pyrolysegase auf Kosten der Kondensate gebildet (siehe Abb. 4).

Die bei  $\vartheta_{max} = 500^\circ\text{C}$  aus Lignocellulose gewonnenen Pyrolyseöle zeigten bei ihrer Charakterisierung einen maximalen Heizwert und hohe H/C-Verhältnisse [Hor96]. Bei

steigender Reaktortemperatur haben mehreren Autoren eine Abnahme des Wasseranteils im Kondensat beobachtet [Lee05, Wei06]. Jedoch werden in der Literatur auch gegenläufige Trends gefunden [Pis98, Püt02].

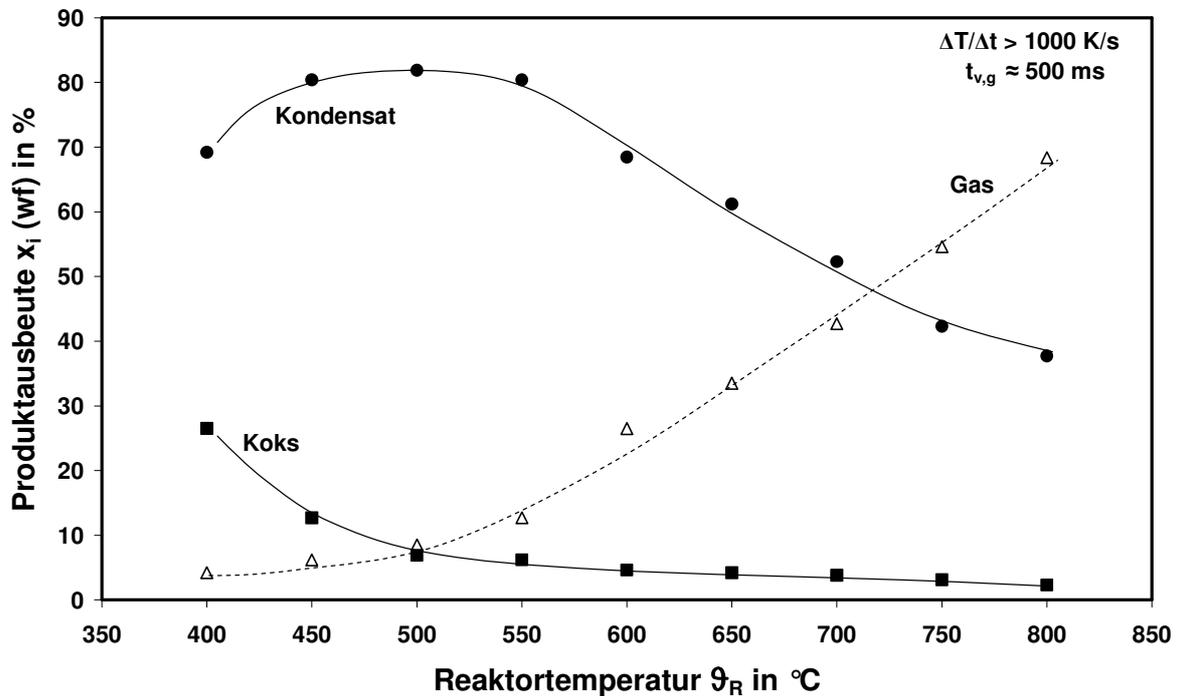


Abb. 4: Produktausbeute von Ahornholz als Funktion der Reaktortemperatur bezogen auf den wasserfreien (wf) Einsatzstoff [Sco88]. Bei 500°C werden meistens die optimalen Kondensatausbeuten erreicht.

## 2.2.2 Produktgasverweilzeit

Für sehr kurze Produktgasverweilzeiten ist die Kondensatausbeute stark abhängig von der Verweilzeit im heißen Bereich des Reaktors. Untersuchungen von Scott et al. [Sco88] mit Ahorn-Holz bei 700°C zeigen, dass bei Produktgasverweilzeiten  $t_{v,g} < 100$  ms und sonst gleichen Bedingungen der Kondensatanteil extrem gesteigert werden kann (siehe Abb. 5). Bei Verweilzeiten bis 500 ms nimmt der Kondensatanteil stark ab, ändert sich aber bei weiterer Steigerung der Verweilzeit kaum noch. Weitere Experimente bei milderen Bedingungen um 525°C mit roher Hirsenbagasse zeigten ähnliche Trends: Bei Verweilzeiten um 200 ms wurden ca. 75% Kondensatanteil (waf) erzielt. Mit Zunahme der Verweilzeit auf 900 ms sinkt dieser Wert auf ca. 60% [Pis98, Sco99]. Versuche von Ndiaye et al. [Ndi04] untermauern diese Feststellungen ebenfalls.

Die primär gebildeten Pyrolysedämpfe enthalten einen nicht unerheblichen Anteil an sehr reaktiven Verbindungen. Wird der Zustand direkt nach der Bildung nicht eingefroren, also durch rasche Abfuhr aus dem heißen Bereich und Kühlung konserviert, so reagieren diese zu stabileren Verbindungen weiter, einhergehend mit der Bildung von zusätzlichem Pyrolysegas und Koks zu Lasten des Kondensatanteils. Bei milderen Reaktortemperaturen scheinen die Folgereaktionen langsamer abzulaufen, so dass auch bei längeren Gasverweilzeiten nur ein Teil der instabilen Zwischenprodukte zu stabileren Produkten weiter reagierten.

Diese Sekundärreaktionen sind abhängig von der Verweilzeit im Partikel (intrapartikulär) und im heißen Reaktorbereich (extrapartikulär/homogen) sowie auch von der Anwesenheit

katalytisch aktiver Koks und Ascheanteile (extrapartikulär/heterogen) [Bor89]. Deshalb ist ein zu hoher Anteil von Koksen z. B. im Wärmeträgerbett von Wirbelschichtreaktoren oder ein Durchströmen frisch gebildeter Pyrolysedämpfe durch Koks-schichten im Festbettreaktor, welche die Teer- und Öldampferzersetzung fördert, unerwünscht.

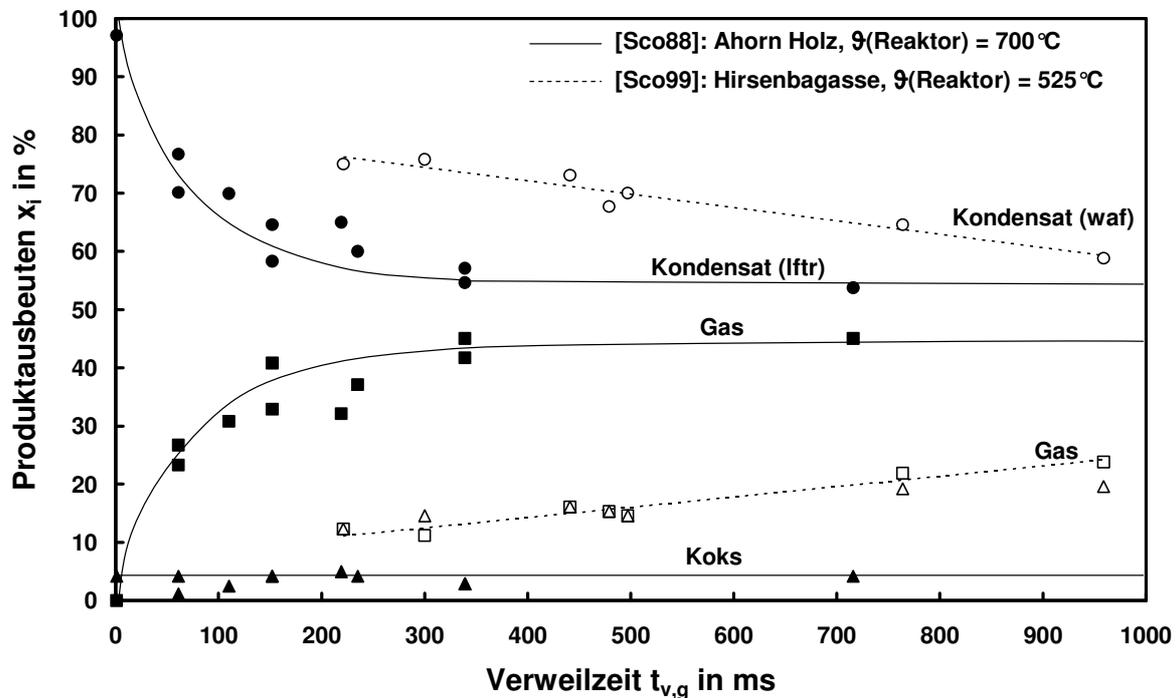


Abb. 5: Einfluss der Produktgasverweilzeit auf die Produktausbeuten für Ahornholz [Sco88] und Hirsensbagasse [Pis98, Sco99].

Die Produktgasverweilzeit sollte auf die spätere Verwendung des Pyrolyseöls abgestimmt werden. Für die direkte Verwendung als Brennstoff in Turbinen oder Dieselmotoren eignen sich homogenere Pyrolyseöle. Deren Entstehung wird begünstigt bei Temperaturen um 500°C und Verweilzeiten im Sekundenbereich ( $t_{v,g} \approx 5$  s). Die längere Verweilzeit verringert zwar die Gesamtkondensatausbeute, führt aber dazu, dass die makromolekularen Lignin-Verbindungen stärker aufgebrochen und ein homogenes Pyrolyseöl mit geringerem mittlerem Molekulargewicht entsteht [Bri99b]. Bei einer stofflichen Verwertung via Synthesegas z. B. im bioliq<sup>®</sup>-Verfahren, ist die Beschaffenheit des Pyrolyseöls von sekundärem Interesse. Hier ist die Zielstellung möglichst viel Kohlenstoff und Heizwert in die Koks- und Kondensat-Zwischenprodukte zu überführen und wenig in Form von Pyrolysegasen zu verlieren.

### 2.2.3 Druck

Untersuchungen zur Pyrolyse bei erhöhten Drücken wurden von Mok und Antal in den frühen 80er Jahren in einem laminar durchströmten Rohrreaktor mit Cellulose durchgeführt [Mok83a]. Bei konstanter Verweilzeit von 1 s wurde der Druck in einem Bereich von 1-6 bar variiert. Mit zunehmendem Druck nimmt der Anteil an Koks und CO<sub>2</sub> zu, bei gleichzeitiger Abnahme des Anteils von flüchtigen Kohlenwasserstoffen und CO. Aussagen zur Kondensatausbeute werden nicht gemacht.

Bei weiteren Untersuchungen mit diesem Rohrreaktor wurde der Systemdruck bis  $10^{-2}$  bar herabgesetzt bzw. auf 25 bar gesteigert [Mok83b]. Die Koksausbeuten nahmen im Vakuumbereich erwartungsgemäß ab, konnten aber bei 25 bar nicht wesentlich gesteigert werden.

Nicht ganz vergleichbar sind Pyrolyseuntersuchungen, die in einem druckdichten Batch-Reaktor durchgeführt wurden [Mok92]. Zwar zeigen diese Experimente, dass die Koksausbeuten unter hohem Druck (bis 14 MPa) auf nahezu 50% gesteigert werden können, was aber nicht unabhängig von der in diesem Fall beträchtlich erhöhten Produktgasverweilzeit erreicht wird.

Seebauer et. al untersuchten den Druckeinfluss auf die Ausbeutestruktur und den Verlauf der Pyrolyse von Fettkohle mittels Thermogravimetrie [See97]. Die Ausbeute an Teer und Wasser sankt demnach um 8-10% bei einer Drucksteigerung von 1 auf 40 bar.

Im Allgemeinen nimmt die Ausbeute an Pyrolysekoks zu, wenn der Systemdruck bei der Pyrolyse erhöht wird. Dies geht zu Lasten der Pyrolysekondensate. Unter Druck haben die Pyrolysekondensatdämpfe ein geringeres spezifisches Volumen und eine höhere Volumenkonzentration. Dadurch steigt die Wahrscheinlichkeit für eine Rekombination und Reaktion langkettiger Teerprodukte zu Koks und Gas. Intensiviert werden kann dieser Prozess durch die längere Verweilzeit in der Biomasse im direkten Kontakt mit katalytisch aktiven Koks- und Ascheoberflächen. Letztlich wird mehr Teer in sekundären Reaktionen zu Koks und permanenten Gasen umgesetzt und die Ausbeute an Kondensaten verringert [Ant03].

#### 2.2.4 Heizrate / Wärmestromdichte

Die Heizrate bei der Schnellpyrolyse kann auf verschiedene Weise definiert werden. Zum einen kann die Aufheizgeschwindigkeit eines definierten Punktes innerhalb oder an der Oberfläche des eingesetzten Materials zugrunde gelegt werden, wie z. B. die Kerntemperatur in symmetrischen Proben. Andererseits kann aber auch die zeitliche Änderung der kalorischen Mitteltemperatur als Heizrate festgelegt werden:

$$\frac{d\bar{T}}{dt} = \frac{d}{dt} \left( \frac{\int_V T(x, y, z) dV}{V} \right) \quad (\text{Gl. 1})$$

Bei sehr kleinen Partikeln oder bei bewegten Partikeln in fluidisierten Systemen ist eine lokale Temperaturmessung schwierig oder nicht praktikabel, weswegen man auch Konversionszeit und Reaktortemperatur der Berechnung der Aufheizrate zu Grunde legen kann (Gl. 2). Bei Di Blasi et al. [Bla99] wird als Konversionszeit definiert, wenn ca. 95% der gesamten Flüchtigen freigesetzt sind. Andere Autoren beschränken sich auf 90% der flüchtigen Anteile [Has06]. In beiden Fällen kann zu diesen Zeitpunkten angenommen werden, dass die kalorische Mitteltemperatur der Partikeln sich nur noch wenig von der Temperatur der Gasatmosphäre im Reaktor unterscheidet. Dadurch lässt sich eine einfache und praktikable Definition erstellen, mit der sich mittlere Aufheizraten in Pyrolyse und Schnellpyrolyseprozessen abschätzen lassen:

$$\frac{\Delta \bar{T}}{\Delta t} = \frac{T_R - \bar{T}_P}{t_K} \quad (\text{Gl. 2})$$

- $T_R$  : Reaktortemperatur in K  
 $\bar{T}_P$  : Kalorische Mitteltemperatur der Partikeln am Reaktoreintritt in K  
 $t_K$  : Konversionszeit (je nach Definition) in s

Die Aufheizrate ist im Prozess kein unabhängiger Parameter. Sie wird stark bestimmt durch die Reaktorkonfiguration (äußerer Wärmeübergang) und durch die Partikelgröße. In manchen Reaktorsystemen können mit kleinen Partikelgrößen sehr hohe Aufheizraten von mehreren 10000 K/min erzielt werden. Des Weiteren sind noch die Reaktortemperatur bzw. das treibende Temperaturgefälle sowie die Einsatzfeuchte der Partikeln von Bedeutung für die Aufheizrate.

In der Literatur wird nicht genau definiert, ab welcher zeitlich gemittelten Heizrate man von einer Schnellpyrolyse spricht. Hier soll eine eigene Einteilung der Pyrolyseprozesse nach der Heizrate als grobe Orientierung dienen:

Konventionelle Pyrolyse (slow)	: $dT/dt < 10$ K/min
Mittelschle Pyrolyse (intermediate)	: $dT/dt \approx 100$ K/min
Schnelle Pyrolyse (fast)	: $dT/dt > 1000$ K/min

Diese Definition verdeutlicht, dass die verschiedenen Prozesse sich in den Aufheizraten um Größenordnungen unterscheiden. Im Folgenden wird ausschließlich von mittleren Heizraten im Sinne von (Gl. 2) gesprochen, da die zeitlich differentielle Heizrate nach (Gl. 1) instationär verläuft und zu Beginn der Reaktion von sehr hohen Werten bis nahezu Null gegen Ende der Reaktionen reicht.

In Abb. 6 sind die Ausbeuten von Hart- und Weichhölzern in unterschiedlichen Reaktortypen als Funktion der Heizrate aufgetragen. Holz hat in der Regel nur einen sehr geringen Ascheanteil (ca. 1%), so dass die Auftragung wasserfrei (wf) fast der wasser- und aschefreien Auftragung (waf) entspricht.

Im Bereich der konventionellen Pyrolyse wurden eigene thermogravimetrische Versuche für die Koksausbeute von 0.5 K/min bis 50 K/min gemacht. Man erkennt schon in diesem kleinen Bereich, dass mit zunehmender Heizrate der Anteil an Koks leicht abnimmt.

Der Trend setzt sich auch mit steigender Heizrate fort. Di Blasi et al. [Bla03] verwendeten einen Probenkäfig, der in ein gasfluidisiertes Bett (537°C) eingetaucht wird. Trotz Partikelgrößen im Bereich von 2 bis zu 10 mm werden hohe mittlere Heizraten im Bereich von 1500 K/min erreicht. Über Kondensatausbeuten wurde nicht berichtet. Eine weitere Abnahme der Koksausbeuten lässt sich in einer stationären Wirbelschicht verzeichnen. Hier wurden sowohl eigene Experimente als auch Experimente von Scott et. al [Sco84] berücksichtigt (beide 500°C). Die eingesetzten Partikelgrößen lagen im Bereich um 1 mm, deren Konversionszeiten innerhalb weniger als 5 Sekunden anzusetzen ist.

Ähnliche Koksausbeuten wie bei Scott et al. werden in einem elektrisch beheizten Zyklon erzielt [Bro02]. Bei diesem ablativen Prinzip gleiten die Partikeln entlang einer spiralförmigen Bahn auf einer heißen Reaktorwand. Durch die Fliehkräfte werden sie an die Wand gepresst, wodurch ein intensiver Kontakt entsteht. Broust et al. erreichen mit einem

hohem treibenden Temperaturgefälle (Reaktorwand  $\mathcal{T} = 607^\circ\text{C}$ ), kleinen Partikelgrößen ( $< 1$  mm) und sehr gutem Wärmeübergang von Wand zu Partikel extrem hohe Heizraten von geschätzten mehreren 10000 K/min.

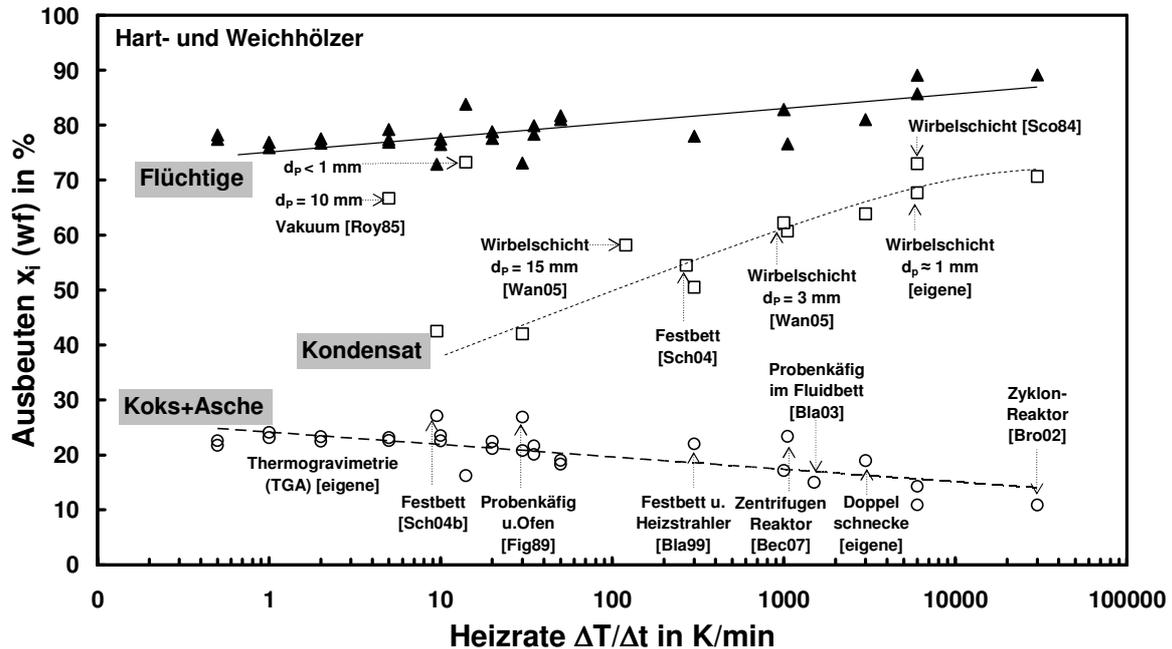


Abb. 6: Ausbeutestruktur von Hart- und Weichhölzern von verschiedenen Pyrolyseprozessen als Funktion der mittleren Heizrate.

Für die Kondensatausbeuten ist mit zunehmender Heizrate ein starker Anstieg zu verzeichnen, der durch höheren Heizraten im Bereich von mehreren 1000 K/min nicht mehr wesentlich gesteigert werden kann. Nach diesen Ergebnissen sind maximale Kondensatausbeuten von ca. 75% (wf) möglich. Scott et al. berichteten sogar von Kondensatausbeuten um 80% (wf) in Wirbelschichtreaktoren [Sco88].

Es muss in dieser Darstellung der Ergebnisse beachtet werden, dass in jeder Reaktorkonfiguration unterschiedliche Gasverweilzeiten, Reaktionsbedingungen und Edukteigenschaften eingestellt sind, so dass hier die dargestellte Ausbeutestruktur nicht nur als reine Funktion der Heizrate angesehen werden kann. Beispielsweise wurden in den Wirbelschichtversuchen von Scott et al. geringere Gasverweilzeiten eingestellt, als in den eigenen Wirbelschichtversuchen möglich war, was zu höheren Kondensatausbeuten führt. Des Weiteren könnten auch die milderen Reaktionsbedingungen bzw. Temperaturen und die kürzeren Verweilzeiten in der Wirbelschicht [Sco84] die extrem hohen Heizraten im Reaktorzyklon [Bro02] bezüglich der Kondensatausbeute egalisieren.

Anhand der Diagramme lässt sich ableiten, dass die Koksausbeute mit zunehmender Heizrate leicht abnimmt. Im Bereich mittlerer Heizraten 10-1000 K/min steigt der Kondensatanteil stark an, um bei extrem hohen Heizraten in ein Plateau zu laufen. Diese Trends wurden auch mit der gleichen Auftragung bei einem weiteren Edukt Weizenstroh (siehe Abb. 7) gefunden. Tabellierte Angaben zu den einzelnen angeführten Literaturstellen sind dem Anhang Abschnitt A zu entnehmen.

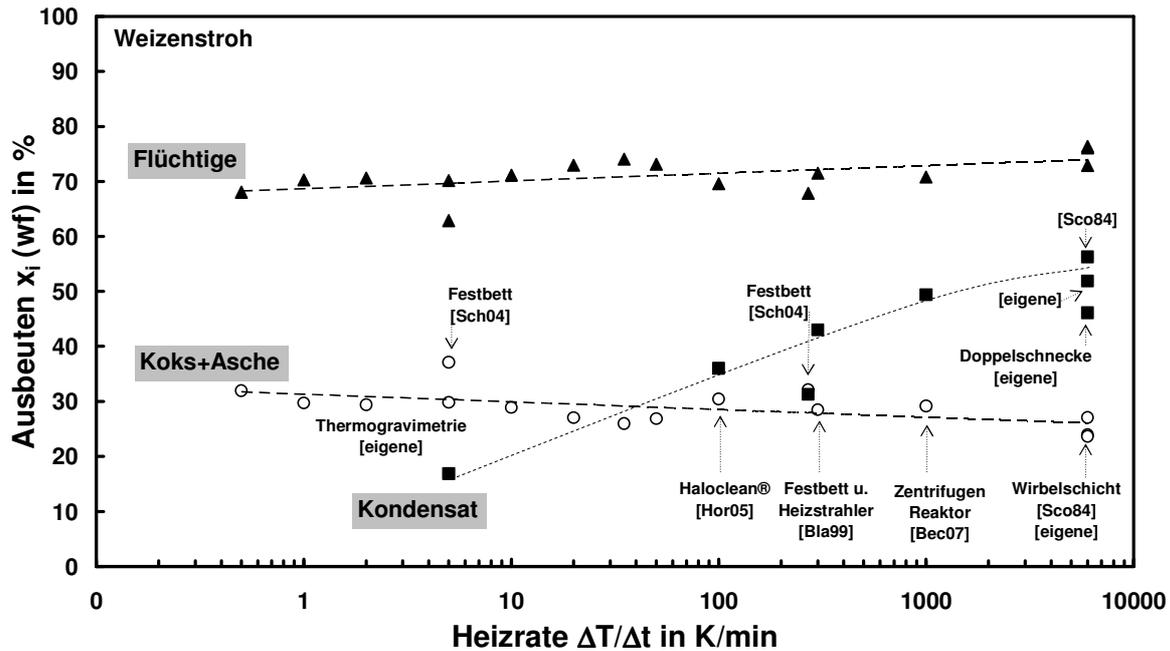


Abb. 7: Ausbeutestruktur von Weizenstroh von verschiedenen Pyrolyseprozessen als Funktion der mittleren Heizrate.

## 2.2.5 Partikelgröße

Zu Beginn der systematischen Untersuchung von Parametern, die das Ausbeutespektrum beeinflussen, war man der Ansicht, dass man nur mit Partikeldurchmessern von wenigen Millimetern hohe Kondensatausbeuten erzielen kann. Um intrapartikuläre Effekte auszuschließen, wurden die meisten Versuche deshalb mit sehr kleinen Partikelgrößen durchgeführt ( $\leq 1$  mm) und der Parameter Partikelgröße im Weiteren wenig beachtet. Größere charakteristische Längen der Partikeln führen zum einen zu höheren intrapartikulären Stofftransportwiderständen, die wiederum die Verweilzeit von entstehenden Gasen im Partikel erhöhen und somit sekundäre Reaktionen begünstigen. Zum anderen wird durch die schlechte Temperaturleitfähigkeit von Holz und der entstehenden äußeren Koksschicht sowie durch ausströmende Gase der Wärmeübergang reduziert. Erstaunlicherweise ist der Einfluss der Partikelgröße auf die Ausbeute erst Jahre später untersucht worden, zumal die Verkleinerung der eingesetzten Partikeln einen nicht unerheblichen Kostenfaktor für einen Prozess darstellen kann [Bri99].

In Festbettreaktoren wurden Versuche mit sehr unterschiedlichen Partikelgrößen durchgeführt [Roy85, Fig89]. Roy et. al verwendet Sägemehlpartikeln und Holzhackschnitzel, die bis zu 10 mm stark waren. Dabei stellte er bei Zunahme der mittleren Partikelgröße von fast zwei Größenordnungen einen Rückgang der Kondensatausbeute von 74% auf 67% fest. Des Weiteren experimentierten Figueiredo et al. mit Steineichenhäckseln. Im Bereich von 0.4 bis 2 mm großen Partikelfraktionen konnten keine signifikanten Änderungen der Ausbeute festgestellt werden.

Chan et al. verwendete einen Aufbau mit einer 1000 W Xenon-Lampe, um Kiefernholzhäcksel zu pyrolysieren [Cha88]. Die Ausbeuten an flüssigen Produkten änderten sich von 5 bis 15 mm kaum.

In einer fluidisierten Wirbelschicht wurden von Wang et al. verschiedene zylindrische Holzproben im Bereich von 0.7 bis 17 mm pyrolysiert [Wan05]. Dabei stellte man fest, dass mit zunehmender Partikelgröße nur ein leicht negativer Einfluss auf die Gesamtmenge der Kondensatausbeute festgestellt wurde, jedoch nahm der Anteil des Reaktionswassers bei Partikeln mit  $d > 3$  mm signifikant zu. Der Koksanteil stieg mit zunehmender Partikelgröße um wenige % absolut an.

Wie in Abb. 6 für den Wirbelschichtprozess gezeigt und auch von einigen Autoren bestätigt wird, hat eine zunehmende Partikelgröße einen negativen Einfluss auf die Kondensatausbeute. Vergleicht man die eingesetzten Partikelgrößen im gleichen Prozess, so sind Ausbeuteerhöhungen von absolut ca. 10% möglich, wenn die Partikelgröße um mehr als eine Größenordnung reduziert wird, z. B. von 15 mm auf 1 mm. Jedoch ist beim Vergleich der Ergebnisse von verschiedenen Autoren immer auch die Auslegung der anschließenden Kondensationsstrecke zu berücksichtigen, die ebenfalls einen wesentlichen Einfluss auf die Kondensatausbeuten haben kann.

### 2.2.6 Äußerer Wärmeübergang

Der äußere Wärmeübergang ist stark abhängig von der Art und der Beschaffenheit des Reaktors. In Wirbelschichten können sehr hohe Gas-Partikel-Wärmeübergänge mit bis zu annähernd 1000 W/(m<sup>2</sup>·K) erzielt werden, während sich der Wärmeübergang in Festbetten auf 100 bis 150 W/(m<sup>2</sup>·K) beschränkt [Has06]. Ob der äußere Wärmeübergang einen Einfluss auf den Pyrolyseprozess und die Konversionszeit der Partikeln hat, kann durch das Verhältnis von innerem zu äußerem Wärmeübergang, der Biot-Zahl, abgeschätzt werden:

$$Bi = \frac{\alpha_a \cdot d_p}{\lambda_p} \quad (\text{Gl. 3})$$

Beispielsweise berechnet sich mit folgenden Annahmen ein typischer Wert von  $Bi \approx 1.5$ :

Wärmeübergang (Wirbelschicht)  $\alpha \approx 500$  W/(m<sup>2</sup>·K) und  
 Holzpartikel mit einer charakteristischen Länge von  $d_p = 0.5 \cdot 10^{-3}$  m  
 Wärmeleitfähigkeit  $\lambda_p = 0.17$  W/(m·K) [Stö98a]

Das Ergebnis für  $Bi$  liegt in einem Übergangsbereich, bei dem sowohl innerer als auch äußerer Wärmeübergang für die Pyrolyse eine Rolle spielen.

Für kleine Partikeln nimmt die Biot-Zahl ab, und der Einfluss des äußeren Wärmeübergangs ist mitentscheidend, wie schnell sich das Temperaturprofil im Partikel ausbreitet. Für größere Partikeln ab ca.  $5 \cdot 10^{-3}$  m Durchmesser hat der äußere Wärmeübergang nur noch wenig Einfluss auf die Konversionszeit der Partikeln, da die Wärmeleitung im Inneren der Partikeln bestimmend wird [Ker05]. Der Aufbau einer Koksschicht mit geringerer Wärmeleitfähigkeit ( $\lambda \approx 0.07 - 0.1$  W/(m·K)) [Lar00] verringert den Wärmetransport zusätzlich.

### 2.2.7 Anteile an Cellulose, Hemicellulose und Lignin

Das Produktspektrum der Schnellpyrolyse wird stark durch die Zusammensetzung der verschiedenen Lignocellulosen beeinflusst. Die Hauptbestandteile der Lignocellulose sind im Wesentlichen Cellulose, Hemicellulose und Lignin. In der Vergangenheit wurde ein

Modellansatz geprägt, in dem die Pyrolyse von Biomasse durch die Superposition der Pyrolyse der Einzelbestandteile beschrieben wird:

$$[y]_{Biomasse,j} = [x \cdot y]_{Cellulose,j} + [x \cdot y]_{Lignin,j} + [x \cdot y]_{Hemicellulose,j} \quad (\text{Gl. 4})$$

$$1 = x_{Cellulose} + x_{Hemicellulose} + x_{Lignin}$$

wobei  $x_i$  die entsprechenden Massenanteile der Komponenten im Biomassematerial darstellen und  $y_i$  die Produktausbeuten der reinen Komponenten in Bezug auf  $j = \text{Gas, Koks oder Öl}$  [Koh07, Cab96].

Zur Gewinnung von Daten für dieses Modell werden meist die Stoffe in ihrer Reinform pyrolysiert und z. B. auf die Ausbeutestruktur hin untersucht. Die Problematik daran ist, dass bei Gewinnung der Komponenten aus der ursprünglichen Biomasse sich diese mehr oder weniger auf Grund des Separationsprozesses in ihren chemisch-physikalischen Eigenschaften verändern. Reine Cellulose kann beispielsweise einen unterschiedlichen Grad an Kristallinität im Vergleich zum Ausgangszustand aufweisen [Rav96]. Lignin muss mit Hilfe von starken Säuren aus der Matrix herausgelöst werden, so dass es leicht zu einer Änderung der ursprünglichen Eigenschaften kommen kann [Nik55]. Anorganische Aschebestandteile sind in schnellwachsenden Biomassen in größerer Menge enthalten und haben Einfluss auf den Pyrolyseverlauf sowie das Ausbeutespektrum (siehe Kap. 2.2.9).

Zwar lässt sich mit Hilfe dieses einfachen Modells das Pyrolyseverhalten verschiedener Biomassen aus deren Zusammensetzung grob abschätzen, fraglich ist jedoch, welche Aussagekraft ein solch eher unsicheres Modell besitzt; eine experimentelle Kontrolle ist unvermeidlich.

**Cellulose** beginnt im Bereich von 270°C mit der Hauptzersetzungsreaktion, die in einem schmalen Temperaturfenster bei 360°C im Wesentlichen abgeschlossen ist [Sha85]. Bei der Pyrolyse werden hauptsächlich flüchtige Produkte gebildet. Koks entsteht nur im geringen Umfang von 10 bis 15%. Je nach Reaktionsbedingungen kann dieser Wert sogar gegen Null gehen [Led02]. Die Zerfallsrate von Cellulose ist bei der Pyrolyse am größten.

**Hemicellulosen** sind thermisch am wenigsten stabil und beginnen schon bei 220°C zu zerfallen. Man erhält Koks ausbeuten von ca. 30%. Die Zerfallsraten der Hemicellulosen liegen zwischen denen von Cellulose und Lignin.

**Lignin** zersetzt sich ab ca. 250°C. Der Zerfall von Lignin findet auf Grund seiner thermisch beständigen Struktur in einem sehr breiten Temperaturfenster bis ca. 470°C statt. Der Zerfall erfolgt dementsprechend langsamer als bei Cellulose und Hemicellulose. Auffällig sind die hohen Ausbeuten an Koks, die im Bereich von 50% oder mehr liegen können. Je höher der Ligninanteil in der Biomasse ist, desto höher fällt meist auch der Koksanteil bei der Schnellpyrolyse aus [Wei06]. Im Pyrolyseprodukt enthaltenes Methanol wird hauptsächlich aus der thermischen Zersetzung der im Lignin enthaltenen Methoxylgruppen gebildet, die aber auch in gewissem Umfang in der Hemicellulose enthalten sind [Nik55].

## 2.2.8 Wassergehalt

In Bezug auf den Wassergehalt und dessen Einfluss auf das Produktspektrum finden sich in der Literatur verschiedene Aussagen. Scott und Piskorz [Sco82] haben in einem stationären

Wirbelschichtreaktor keinen signifikanten Einfluss auf die Produktausbeute bei der Schnellpyrolyse von Zitterpappelholz in einem weiten Temperaturspektrum gefunden. Bezogen auf wasserfreies Produkt konnte kaum ein Unterschied in der Kondensatausbeute von lufttrocknem und auf 1% Wasseranteil vorgetrocknetem Holz festgestellt werden.

Gray [Gra85] führte mit extrudierten Holzabfällen („Woodex“) Versuche in einem stationären Wirbelschichtreaktor durch. Bei Temperaturen um 470°C konnte mit höherem Feuchtegehalt ein erhöhter Pyrolysekoksanteil von ca. 5% bezogen auf die wasserfreien Proben festgestellt werden. Der Anteil an organischem Kondensat stieg ebenfalls leicht an, aber mit deutlicher Abnahme an wässrigem Kondensat um ca. 8-10%.

Untersuchungen von Mok et al. [Mok92] mit Cellulose unterschiedlicher Feuchtegehalte weisen zwar auf eine Steigerung der Koksausbeute mit zunehmender Einsatzfeuchte hin, die Ergebnisse lassen sich aber kaum auf Schnellpyrolyseprozesse übertragen. Die Versuche wurden in verschlossenen DSC-Tiegeln durchgeführt, in denen lange Produktgasverweilzeiten unter Druck herrschen. Somit besteht die Möglichkeit, dass sich hier Quasi-Gleichgewichte einstellen können, die in wenigen Sekunden Gasverweilzeit nicht möglich sind. Deshalb können im typischen Schnellpyrolyseprozess nicht automatisch die von Mok et al. postulierten autokatalytischen Effekte der Einsatzfeuchte angenommen werden.

Allgemein ist wenig zum Einfluss des Wassergehalts in der Literatur zu finden. Aus eigener Erfahrung und den Aussagen anderer Autoren scheint der Wassergehalt in der Schnellpyrolyse keinen signifikanten Effekt auf die Produktausbeute auszuüben.

### 2.2.9 Salze und Heteroatome

Originäre anorganischen Bestandteile, die in Biomassen hauptsächlich auftreten, sind Si, Ca, Cl, K, Na und Mg mit kleineren Anteilen an Fe, Mn und Al. In der Biomasse sind sie in Form von Salzen als Oxide, Silicate, Carbonate und Chloride vorhanden [Rav94]. Die Heteroatome N, S und P zählen in der Biomasse zu den organischen Bestandteilen, da sie z. B. als Proteine oder DNS-Komponenten gebunden sind. Während der Pyrolyse findet eine Umwandlung dieser Komponenten zu sekundären anorganischen Bestandteilen statt. Neben der Bildung flüchtiger Produkte wie HCN, H<sub>2</sub>S oder NH<sub>3</sub> bleiben die Heteroatome in Form von z. B. Sulfaten und Phosphaten in der Asche zurück. Insgesamt ist zum Einfluss der Heteroatome auf die Pyrolyse wenig bekannt und soll hier nicht näher betrachtet werden.

Der Einfluss von Salzen bzw. von originären anorganischen Substanzen auf die Pyrolyse von Holz wurde zuerst unter der Thematik des Brandschutzes untersucht [Bro61, Tan64, Tan67]. In diesen Studien wurden verschiedene Hölzer oder auch deren Hauptbestandteile in Reinform (z. B. Cellulose) mit unterschiedlichen Salzen imprägniert, um deren Effekt auf eine Brandverzögerung bzw. Hemmung bei der Pyrolyse zu untersuchen. Später folgten mehrere systematische Untersuchungen zur katalytischen Aktivität der Aschebestandteile und deren Einfluss auf die Ausbeutestruktur und den Verlauf in (Schnell)-Pyrolyse Experimenten [Gra 85, Rav94, Nik97, Aub07].

Die Hauptzersetzung von  $\alpha$ -Cellulose findet bei Temperaturen über 270°C statt. Bei Behandlung mit verschiedenen Salzen (z. B. (NH<sub>4</sub>)<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>) kann diese Zersetzung um bis zu 40-50°C früher einsetzen [Bro61]. Ähnliche Effekte wurden auch bei der gezielten Imprägnierung/Demineralisierung von realen Biomassen beobachtet [Rav95, Mül03, Fah07]. Dabei zeigten Kalium und Natrium im Vergleich zu mit Calcium imprägniertem Holz stärkere

Verschiebungen der Hauptzersetzungsreaktionen zu niedrigeren Temperaturen [Mül03]. Bei Experimenten mit mehreren Salzen auf Natriumbasis wurde die Temperatur für die Hauptzerlegung umso stärker gesenkt, je größer die Basizität der eingesetzten Salze ( $\text{NaOH} > \text{Na}_2\text{CO}_3 > \text{Na}_2\text{SiO}_3 > \text{NaCl}$ ) war [Jun06].

Schon geringe Anteile von anorganischen Materialien ( $< 1\%$ ) können größere Effekte auf die Ausbeutestruktur der Pyrolyse und die Qualität der erhaltenen Produkte haben. Normalerweise wird durch katalytische Aktivität der Aschen in Sekundärreaktionen der Koksanteil und der Anteil an Gasen wie z. B.  $\text{CO}_2$  zu Lasten des Kondensatanteils erhöht. Ausnahmen wurden nur bei der Pyrolyse von sehr stark ligninhaltigen Materialien in Anwesenheit von Kalium beobachtet [Rav95]. Hier sinkt der Pyrolysekoksanteil signifikant im Vergleich zum demineralisierten Edukt. Erklärt wurde dieser Befund durch die bekannte starke katalytische Wirkung von Kalium bei der Vergasung von Koksen. Die entstehenden Primärprodukte  $\text{H}_2\text{O}$  und  $\text{CO}_2$  werden demnach mit Koks zu mehr  $\text{CO}$  und  $\text{H}_2$  umgesetzt und reduzieren somit den ohnehin schon sehr hohen Anteil an Koks im Produktspektrum stark ligninhaltiger Biomassen. Wie auch bei der Temperaturverschiebung konnte im Allgemeinen eine stärkere Aktivität von Natrium und Kalium im Vergleich zu Calcium festgestellt werden [Nik97].

Auch die Zusammensetzung von Pyrolyseölen wird durch die anorganischen Bestandteile stark beeinflusst. Gray et al. zeigten bei Calcium dotierten Biomassen, dass bei der sekundären Zersetzung langkettiger Pyrolyseprodukte aufgrund von katalytisch aktiven Salzen der Wasseranteil im Pyrolyseöl signifikant ansteigen kann [Gra85]. Des Weiteren wird in Anwesenheit von anorganischen Substanzen das mittlere Molekulargewicht durch Depolymerisation der Teere deutlich reduziert [Lee05]. In GC/MS Untersuchungen wurde festgestellt, dass es zu einer Verschiebung der in größeren Anteilen auftretenden Produkte Levoglucosan, Hydroxyacetaldehyd und Essigsäure im Pyrolyseöl kommt [Pat07]. Demineralisierte Edukte zeigten einen deutlich höheren Anteil an Hydroxyacetaldehyd und Levoglucosan. Fahmi et al. stellte bei der Pyrolyse verschiedener gewaschener Gräser eine starke Zunahme des Anteils an Levoglucosan im Vergleich zu den unbehandelten Gräsern fest [Fah07]. Vergleichsweise hohe Anteile von Essigsäure wurden in den aschebehafteten Produkten gefunden, welche sich durch Isomerisierung von Hydroxyacetaldehyd zu Essigsäure erklären können [Pat07].

## 2.2.10 Zusammenfassung und Diskussion

Durch die Auswertung der Literatur wurde versucht, die Einflüsse der wichtigsten Pyrolyse-Parameter auf die Kondensatausbeuten zu identifizieren und zu einem einheitlichen Bild zusammenzufassen. Die in der Literatur gefunden Sachverhalte stellen sich dabei teilweise widersprüchlich dar:

- (i) Es wurde anhand von Abb. 6 gezeigt, dass mit zunehmender mittlerer Aufheizgeschwindigkeit der Partikeln die Koksausbeute leicht sinkt und die Kondensatausbeuten stark gesteigert werden können. Hohe Heizraten werden von einem Teil der Autoren als unabdingbar für hohe Kondensatausbeuten gehalten [Bri99].
- (ii) Dagegen sprechen die Untersuchungen von Roy et al. [Roy85] und Kersten et. al. [Ker05, Wan05]. Die durchgeführten Versuche mit Holz in einem breiten Partikelgrößenbereich von 0.5-10 mm bzw. 0.7-17 mm führten bei insgesamt hohen

Kondensatausbeuten nur zur leichten Änderung der Kondensatmenge mit Variation der Partikelgröße. Die mittlere Aufheizrate der Partikeln ändern sich jedoch beträchtlich. Die Konversionszeit für Partikeln mit  $d_p = 2$  mm in der Wirbelschicht (500°C) beträgt ca. 25 s [Wan05] und entspricht nach (Gl. 2) einer Aufheizrate von  $\approx 1200$  K/min. Bei  $d_p = 15$  mm wird die Konversionszeit fast 10-mal größer, womit auch die mittlere Aufheizrate auf  $\approx 120$  K/min sinkt. Längere Konversionszeiten und somit geringere Heizraten sind auch bei der Vakuumpyrolyse der Fall [Roy85, Roy02], denn zu den größeren Partikeldurchmessern kommt erschwerend der schlechte Wärmeübergang im Vakuum hinzu. Wegen der geringen Produktgasverweilzeit erzielt die Vakuumpyrolyse trotz sehr geringer Aufheizraten eine vergleichbar hohe Kondensatausbeute wie in einem Schnellpyrolyseprozess.

- (iii) Es lässt sich weiterhin aus den Daten in Abb. 6 schließen, dass durch Steigerung der Heizrate zwar höhere Kondensatausbeuten erzielt werden können, jedoch die Heizrate nicht als entscheidender Parameter für hohe Kondensatausbeuten identifiziert werden kann. Wie die Untersuchungen zeigen, können auch mit moderaten mittleren Aufheizraten ( $\approx 100$  K/min) hohe Kondensatausbeuten erzielt werden. Wesentlich für die Produktion hoher Flüssigkeitsausbeuten müssen demnach andere Prozessparameter sein, wie z. B. kurze Produktgasverweilzeiten.
- (iv) Die optimale Temperatur für maximale Kondensatausbeute liegt im Bereich von 500°C, kann sich aber je nach Edukt um  $\pm 50$  K verschieben. Warum es zu dieser Verschiebung des Optimums kommt, ist nicht klar.
- (v) Aus den Untersuchungen von Scott [Sco88], Piskorz [Pis98] und Ndiaye et al. [Ndi04] geht deutlich hervor, dass mit sehr kurzen Gasverweilzeiten ( $t_{v,g} < 0.5$  s) im heißen Reaktor beträchtliche Steigerungen der Kondensatausbeuten erzielt werden können (Abb. 5). Die Geschwindigkeit, mit der primäre Kondensate zu stabileren sekundären Kondensaten sowie Koks und Gas weiter reagieren, ist abhängig von der Temperatur im Reaktor. Bei milderer Pyrolysebedingungen sind diese Reaktionen auch bei Verweilzeiten im Sekundenbereich ( $t_{v,g} \approx 1$  s) noch nicht vollständig abgeschlossen. Die hohen Kondensatausbeuten, die bei der Vakuumpyrolyse erzielt werden, sind neben der kurzen Produktgasverweilzeit darauf zurückzuführen, dass entstehende Pyrolysedämpfe sich ungehindert ausdehnen können, somit ausdünnen und die Wahrscheinlichkeit für weitere Reaktionen der Moleküle untereinander verringern. Der Zustand kurz nach der thermischen Zersetzung wird also durch Anlegen eines Vakuums und/oder kurzer Verweilzeit im heißen Reaktorbereich konserviert. Zudem erfolgt ein schneller Abzug der Dämpfe aus dem heißen Reaktorbereich. Eine Realisierung von extrem kurzen Gasverweilzeiten ist jedoch für eine großindustrielle Anlage schwierig.
- (vi) In Anwesenheit von höheren Aschegehalten in der Biomasse wird ein Teil des Kondensats zu Koks und Pyrolysegas katalytisch umgesetzt. Die Reaktionen sind unabhängig vom gewählten Pyrolysereaktor unvermeidlich, zumal eine Entfernung der Aschebestandteile a priori z. B. durch Auswaschen der Biomassen nicht praktikabel erscheint.
- (vii) Vermieden werden sollten jedoch erhöhte Kontaktzeiten mit katalytisch aktivem Pyrolysekoks. Die Untersuchungen von Boroson et al. [Bor89] und Rath [Rat01] zeigen, dass es in ihrer Reaktivität unterschiedliche Kondensatfraktionen gibt. Ein Teil der primären Pyrolysekondensate erscheint gegen eine sekundäre Umsetzung zu Koks

und Gas stabil zu sein. Eine andere Teilfraktion jedoch neigt zur homogenen Zersetzung im Gasraum und zur heterogenen Umsetzung an Koksflächen, so dass sich die Kondensatausbeute um bis zu 21% verringern kann [Bor89]. In dieser Teilfraktion instabiler primärer Pyrolysekondensate steckt das Potential, durch rasche Abfuhr und Kühlung einen maximalen Kondensatanteil zu erhalten.

- (viii) Die Verringerung der Partikelgröße ist hilfreich, um Verweilzeiten der entstehenden Pyrolysedämpfe im Partikel zu verkürzen und somit die Kontaktzeit mit katalytisch aktiven Koksflächen im Partikel. Die Untersuchungen von Wang et al. [Wan05] zeigen, dass mit Steigerung der Partikelgröße von 0.7 auf 17 mm zwar die Gesamtkondensatausbeuten nur leicht abnehmen, aber bei Partikeln mit  $d_p > 3$  mm stark erhöhte Wassergehalte in den Kondensaten festgestellt wurden. Das deutet ebenfalls auf sekundäre Zersetzung von Öl- und Teerdämpfen hin. In Hinblick auf die Produktqualität und Lagerstabilität des Kondensats (Phasenseparation, Ausfällung von Ligninbestandteilen) ist ein erhöhter Wassergehalt von Nachteil.
- (ix) Je nach Reaktortyp sind nur gewisse Feststoffverweilzeiten realisierbar. Die Bedingung Feststoffverweilzeit  $\geq$  Konversionszeit limitiert die im Reaktor einsetzbare Partikelgröße, ansonsten vermindert sich die Kondensatausbeute auf Grund nicht zersetzten Materials. Des Weiteren müssen Kosten für die Zerkleinerung des Materials abgewogen werden, sowie die durch Feinanteile im Edukt entstehend Koksstäube, die je nach Anwendung nicht im Pyrolyseöl erwünscht sind.

## Fazit

Für hohe Kondensatausbeuten müssen folgende Kriterien erfüllt werden:

- (1) **Reaktortemperaturen** zwischen **450-550°C**. Wo das Maximum genau liegt hängt von der eingesetzten Lignocellulose und dem Reaktortyp ab.
- (2) **Kurze Produktgasverweilzeit** im Reaktor ( $t_{v,g} < 0.5s$ ) bei möglichst milden Temperaturen zwischen 400-500°C, damit sekundäre Reaktionen unterbunden werden. Unterdruck wie bei der Vakuumpyrolyse [Roy85] kann sich sehr günstig auf die Ausbeute auswirken (siehe Abb. 6).
- (3) **Rasches Quenchen der Produktgase und Dämpfe** auf unter 100°C. Vorzugsweise sollten für maximale Kondensatausbeuten Quenchkühler verwendet werden.
- (4) **Kleine Partikelgrößen** begünstigen auf Grund der höheren spezifischen Oberfläche und geringen Schichtdicken einen raschen Abtransport der entstehenden flüchtigen Produkte.
- (5) **Kurze Kontaktzeiten** von Produktgas und katalytisch aktiven Koks- und Ascheoberflächen: Vermeidung von Heißgasfiltern und Vermeidung von Koksakkumulation im Reaktor (z.B. im Freeboard einer Wirbelschicht).

## 2.3 Wärmebedarf und Reaktionsenthalpie der Pyrolyse

### 2.3.1 Spezifischer Wärmebedarf „Heat for pyrolysis“

Der spezifische Wärmebedarf  $\Delta h_{\text{pyro}} = \dot{Q}_{\text{zu}} / \dot{m}_B$  wird definiert als die Wärmemenge, welche benötigt wird, um ein Kilogramm Biomasse zu pyrolysieren, wobei das Einsatzmaterial 25°C und die entstehenden Produkte eine typische Reaktoraustrittstemperatur von 500°C haben.

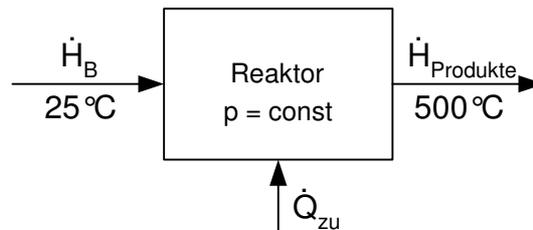


Abb. 8: Darstellung einer Energiebilanz um einen Pyrolyse-Reaktor.

Aus praktischer Sicht ist der spezifische Wärmebedarf eine komplexe Summe weitgehend unbekannter Größen (Kap. 7.5.4):

- Reaktionsenthalpien des komplexen Netzwerkes von exo- und endothermen Zersetzungs-, Isomerisierungs- und Polymerisierungsreaktionen.
- Latente Wärmen: Verdampfungsenthalpien von Wasser, Teeren und Ölen
- Fühlbare Wärmen: Erwärmung von z. B. Öldämpfen, Gasen und Kokspartikeln

Der spezifische Wärmebedarf ist eine wichtige Information zur richtigen Auslegung und zur Maßstabsvergrößerung von Pyrolyse-Reaktoren. Er ist entscheidend dafür wie viel Energie in den Reaktor bei einem gewünschten Durchsatz eingebracht werden muss. Bei Durchsicht der Literatur zeigte sich, dass in dieser Richtung noch erhebliche Unsicherheit herrscht. Einige wenige veröffentlichte Ergebnisse auf diesem Gebiet stammen von den Autoren Daugaard und Brown [Dau03] sowie von He et al. [He06] (siehe Tab. 3).

Tab. 3: Der spezifische Wärmebedarf von verschiedenen Biomassen (Literaturwerte):

Edukt	Apparat	Wassergehalt %	$\Delta h_{\text{pyro}}$ (roh)	$\Delta h_{\text{pyro}}$ (wf)	Quelle
			MJ/kg	MJ/kg	
Eichenholz	Wirbelschicht	7.4	$1.61 \pm 0.26$	$1.46 \pm 0.28$	[Dau03]
Kiefernholz	Wirbelschicht	7.0	$1.77 \pm 0.31$	$1.64 \pm 0.33$	[Dau03]
Maispflanze	Wirbelschicht	8.8	$1.53 \pm 0.26$	$1.35 \pm 0.28$	[Dau03]
Haferspreu	Wirbelschicht	10.2	$1.04 \pm 0.18$	$0.78 \pm 0.20$	[Dau03]
Kiefernholz	TG-DSC	0.0	$0.60 \pm \text{k.A.}$	$0.60 \pm \text{k.A.}$	[He06]

Die Messungen von Daugaard und Brown wurden in einer Wirbelschicht durchgeführt. Der Apparat wurde mit Erdgas beheizt und als Doppelmantel ausgeführt. Dadurch konnten sowohl gute Kontrolle und Berechnung der zugeführten Energie als auch eine plausible Bestimmung der Verlustwärme erreicht werden. Durch die Bilanzierung der Wirbelschicht wurden die in Tab. 3 zusammengestellten Werte gefunden. Die Autoren geben einen mittleren Wärmebedarf für lufttrockene Lignocellulosen von  $\approx 1.5$  MJ/kg und für wasserfreie von  $\approx 1.3$  MJ/kg an.

Von den Autoren He et. al [He06] wurde der spezifische Wärmebedarf der Pyrolyse von Weichholz (Kiefer) mittels kombinierter Thermogravimetrie (TG) und Differenzial-Kalorimetrie (DSC) untersucht. Das Ergebnis von 0.6 MJ/kg unterscheidet sich beträchtlich von den anderen gemessenen Werten. Als Erklärung kann hier angegeben werden, dass die entstehenden Gase und Dämpfe bei dieser langsamen Erwärmung aus dem Reaktionsraum wegdamfen und abtransportiert werden, ohne auch nur annähernd auf 500°C erhitzt zu werden. Somit muss dem Reaktionsraum pro Kilogramm Biomasse weniger Energie zugeführt werden als bei den anderen Messungen.

### 2.3.2 Reaktionsenthalpie „Heat of pyrolysis“

Zur Reaktionsenthalpie bei der pyrolytischen Zersetzung von Lignocellulosen oder deren Makromolekülen (z. B. Cellulose) findet man in der Literatur eine große Bandbreite an Ergebnissen, welche von endothermen bis zu exothermen Werten für die Gesamtreaktion reicht. Die große Streuung der gewonnenen Daten bei gleichem Ausgangsstoff lässt sich durch die teilweise sehr unterschiedlichen Produktausbeuten in Koks, organischem Kondensat, Pyrolysegas und Reaktionswasser erklären, die aus der Versuchsdurchführung resultieren.

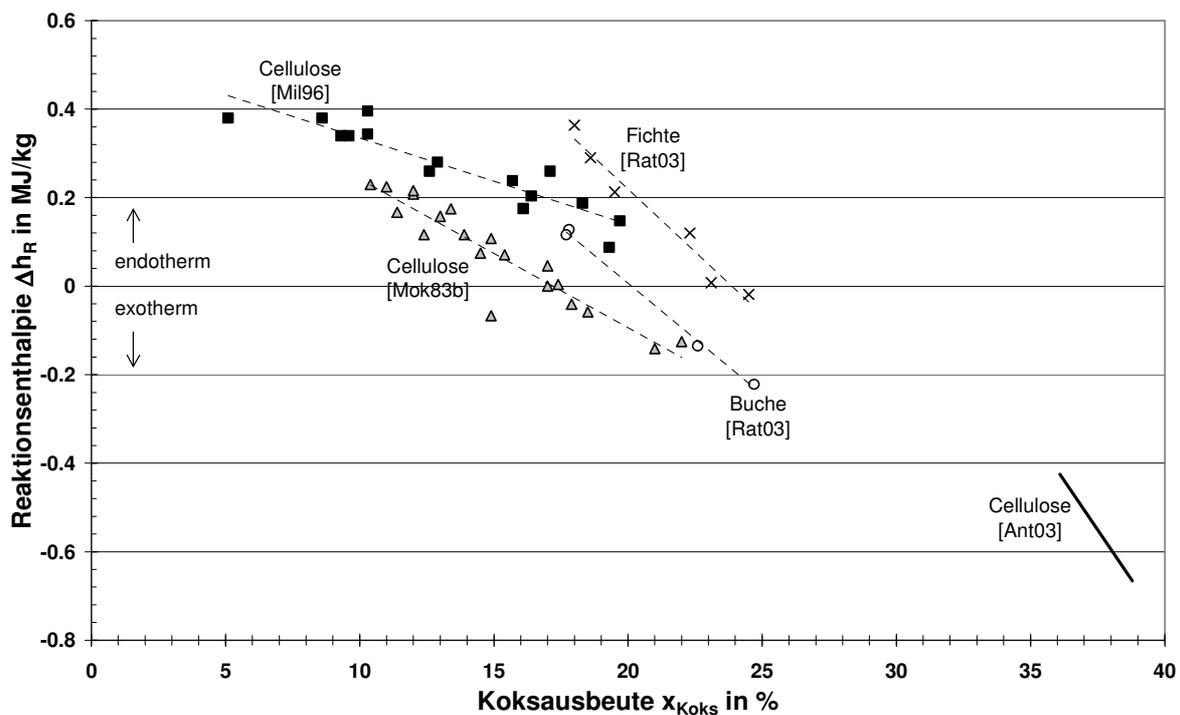


Abb. 9: Die Reaktionsenthalpie bei der Pyrolyse von Lignocellulose in Abhängigkeit der Koksausbeute.

Mehrere Autoren [Mil96, Ste01, Rat03] verwendeten zur Bestimmung der Reaktionsenthalpie einen kombinierten Ansatz der thermogravimetrischen (TG) und der differenzial-kalorimetrischen (DSC) Messung. Frühere Autoren wählten teilweise einen indirekten Weg zur Bestimmung durch die Messung des Temperaturprofils in einem massiven Holzstück und die anschließende Anpassung an ein Modell mit entsprechenden Randbedingungen, wobei die Reaktionsenthalpie als Anpassungsparameter auftritt [Rob71]. Eine große Unsicherheit besteht hierbei in den Stoffdaten, die sich für Koks und Biomasse stark ändern und somit das Ergebnis der Modellrechnung beeinträchtigen.

Im TG-DSC Messverfahren werden die Einsatzstoffe in kleine Proben Tiegel eingewogen. Es folgt bei der Erhitzung eine permanente Aufzeichnung von Tiegelgewicht, Temperatur sowie der Temperatur einer Referenzprobe, aus der sich dann später die zu- oder abgeführte Energie bestimmen lässt. Eine größere Probemenge, höhere Ascheanteile in der Probe sowie auch die Behinderung der Produktgasabfuhr durch einen Deckel auf den Proben Tiegel führen zu höheren Koks ausbeuten bei der Messung. Hingegen führen Versuche unter vermindertem Umgebungsdruck und bei höheren Aufheizraten zu geringeren Koks ausbeuten. Die sekundäre Umsetzung kondensierbarer Bestandteile zu Koks und Gas ist exothermer Natur [Rob71], so dass sich die Reaktionsenthalpie insgesamt in Richtung exothermes Regime verschiebt.

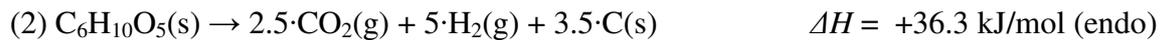
In Abb. 9 wird die Abhängigkeit der gemessenen Reaktionsenthalpie von der Koks ausbeute deutlich. Hierbei ist von den verschiedenen Autoren jeweils eine relativ lineare Abhängigkeit von der Koks ausbeute in ihrem Messbereich beobachtet worden, die je nach Reaktionsführung im endothermen bis zum exothermen Bereich liegen kann. Aufgetragen sind die Daten von Mok [Mok83b], Antal [Ant03] und Milosavljevic et al. [Mil96] für reine Cellulose. Zusätzlich sind Messpunkte für Fichten- und Buchenholz von Rath et al. [Rat03] im Diagramm zu sehen. Die Entwicklung der Reaktionsenthalpie mit steigender Koks ausbeute zeigt deutlich, dass die Bildung von Koks - sei es primärer oder sekundärer Natur - ein exothermer Vorgang ist, überwiegend begleitet durch die Abspaltung von Reaktionswasser. Dieser Vorgang wird begleitet durch die endotherme Bildung von Teerkondensaten und der Entstehung von niedermolekularen flüchtigen Verbindungen.

Die Schnellpyrolyse von Holz ergibt üblicherweise Koks ausbeuten im Bereich von 15-20% (wf), was übertragen auf die Messungen von Rath et al. einer neutralen (0-0.1 MJ/kg) bis endothermen Reaktionsenthalpie (> 0.4 MJ/kg) entspricht. Dieser Sachverhalt kann den erhöhten spezifischen Wärmebedarf von Weichholz gegenüber den anderen Materialien mit deutlich höheren Koks ausbeuten bei der Schnellpyrolyse erklären (siehe Kap. 7.5.7).

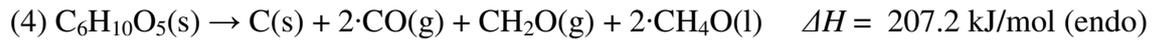
Bei der Schnellpyrolyse von Weizenstroh ergeben sich bei der gleichen Betrachtungsweise der Datensätze mit Koks ausbeuten um die 25% (waf) exotherme bis stark exotherme Werte für die Reaktionsenthalpie. Dieser Ableitung stehen aber Messergebnisse von Stenseng et al. [Ste01] gegenüber. Bei der Pyrolyse von Weizenstroh mit Koks ausbeuten um 29% (waf) in einer kombinierten TG-DSC-Analyse wurde eine nahezu neutrale Wärmetönung ( $\Delta h_R \approx 0$ ) gemessen.

Selbst bei gleichen Einsatzstoffen erscheint es als insgesamt nicht zulässig, von Messungen aus der Literatur für die langsame Pyrolyse auf absolute Zahlen für die Reaktionsenthalpie der Schnellpyrolyse zu schließen. Ein Haupteinfluss für den Betrag der Reaktionswärme ist sicherlich die Menge an gebildetem Koks mit der einhergehenden Inkohlung durch Dehydratisierung. Jedoch hängt der Gesamtbetrag auch von der Qualität und der Menge der entstehenden Teere und der Pyrolyse gasbildung wie z.B. CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> und H<sub>2</sub> ab, die in einer solchen Auftragung über der Koks ausbeute nicht berücksichtigt werden.

Bei der Koks bildung verarmt das Ausgangsmaterial an den Elementen Wasserstoff und Sauerstoff, so dass sich die C/H- und C/O-Stoffmengenverhältnisse erhöhen. Milosavljevic et al. [Mil96] geben im Falle von Koks bildung aus reiner Cellulose an in welche Richtung sich die Verkokung entwickeln kann. Cellulose wird hier durch die Summenformel C<sub>6</sub>H<sub>10</sub>O<sub>5</sub> repräsentiert mit einer Standardbildungsenthalpie von -1020.1 kJ/mol [Mil96]. Die weiteren Standardbildungsenthalpien sind Datenbanken entnommen [Nis08] worden:



Des Weiteren kann man sich Koksbildungsreaktionen unter Entstehung von CO, CO<sub>2</sub> sowie flüchtigen Bestandteilen wie Formaldehyd, Methanol oder DME vorstellen. Hierzu folgende Beispiele:



Die Bildung von Koks aus Cellulose wird in diesen Reaktionsgleichungen stark idealisiert, da Pyrolysekoks in der Realität nicht aus reinem Kohlenstoff besteht. Ziel ist es nicht, auf die Mechanismen der Koksbildung einzugehen, sondern zu zeigen, dass die Zersetzungsreaktion der Pyrolyse in ihrer Summe sowohl in endothermer als auch in exothermer Richtung ablaufen kann. Entscheidend ist dabei nicht, ob eine schnelle oder langsame Aufheizung stattfindet, sondern welche Produkte bzw. Produktverteilungen letztlich gebildet werden. Die Produktverteilungen sind wiederum stark abhängig von der Prozessführung (Reaktortyp, Temperaturen, Produktgasverweilzeiten...).

## 2.4 Schnellpyrolyseprozesse

Zur Schnellpyrolyse von Lignocellulose wurden verschiedene Reaktorkonzepte entwickelt, die die Maximierung der Kondensatanteile als primäres Ziel verfolgen. Neben der erzielbaren Kondensatausbeute konkurrieren die Konzepte auch in anderen Punkten wie z. B. energetischer Wirkungsgrad, Kosten für Investition und Betrieb, verwendbare Einsatzstoffe sowie Anlagenverfügbarkeit und Möglichkeit zur Maßstabsvergrößerung.

Die Reaktorkonzepte lassen sich grob anhand der Wärmeübertragungsvorgänge charakterisieren. Dabei wird zwischen überwiegend reiner Wärmeleitung bei einem Wand<sup>2</sup>-Biomasse Kontakt (fest-fest) oder durch Wärmeübergang von einem heißen Gas auf die Biomasse (gas-fest) unterschieden. Der Wärmeübertragungsanteil in Form von Strahlung beträgt bei Temperaturen um 500°C ca. 1% und spielt somit in den Reaktoren eine untergeordnete Rolle [Bri99c].

Beim Flugstromreaktor erfolgt die Wärmeübertragung vollständig über das Gas (gas-fest), während in der Wirbelschicht eine Mischung des Wärmeübergangs aus Kontakt mit heißen Partikeln (fest-fest) und Fluidisierungsgas (gas-fest) erfolgt. Bei den mechanisch fluidisierten Systemen und bei Systemen, die mit beheizten Flächen arbeiten, erfolgt der Wärmeübergang fast ausschließlich durch den Kontakt von Heizfläche und/oder Wärmeträger mit den Biomassepartikeln (fest-fest).

### 2.4.1 Gasfluidisierte Systeme

#### Flugstrom

**Prinzip:** Ein Rohrreaktor wird mit heißem Rauchgas durchströmt. Die eingemischten Biomassepartikeln strömen mit dem Wärmeträgermedium von unten nach oben (Firma GTRI, USA) oder von oben nach unten (Firma Egedim, Belgien) und pyrolysieren bei Reaktortemperaturen zwischen 500-950°C [Bri99c, Bri00, Bri03].

**Vorteile:** Einfache Technik; gute Skalierbarkeit; kurze Produktgasverweilzeit

**Nachteile:** Die Feststoffverweilzeit im Reaktor ist extrem kurz ( $t_{v,s} < 1$  s). Mit gleichzeitig schlechtem Wärmeübergang vom Gas auf den Feststoff ist die einsetzbare Partikelgröße stark eingeschränkt ( $< 1$  mm). Eine intensive Vorzerkleinerung ist für einen hohen Umsatzgrad unumgänglich. Für den Betrieb werden große Gasmassenströme benötigt, die für die Pyrolyse aufgeheizt und für die Produktkondensation wieder abgekühlt werden müssen. Auf Grund dieser großen Volumenströme sind die Investitionskosten für eine Kondensationsstrecke in Relation zum Durchsatz erheblich. Energetisch gesehen ist das Aufheizen und Abkühlen großer Kreislaufgasmengen nur vertretbar, wenn eine interne Wärmerückgewinnung realisiert wird. Die Kondensatausbeuten sind im Vergleich zu anderen Schnellpyrolyseprozessen geringer, da höhere Reaktortemperaturen wegen des schlechteren Wärmeübergangs angelegt werden müssen. Dies begünstigt sekundäre Reaktionen mit einhergehenden Verlusten an Pyrolysekondensaten.

---

<sup>2</sup> Mit Wand ist hier auch die Partikeloberfläche eines festen Wärmeträgers gemeint.

**Anlagen:** In der Praxis wurden zwei Anlagen mit höheren Durchsätzen realisiert. Eine Anlage der Firma GTRI [Bri00] mit 50 kg/h in USA wurde bis 1990 betrieben. Die Flugstrompyrolyse der Firma Egemin [Bri00] in Belgien (200 kg/h) wurde 1992 wegen technischer Probleme und mangelnder ökonomischer Perspektive stillgelegt.

### Stationäre Wirbelschicht

**Prinzip:** Ein Wärmeträgerbett kann mit Rauchgas oder mit zurückgeführtem Pyrolysegas (siehe Abb. 10) fluidisiert werden. Über ein Eintragssystem werden die Biomassepartikeln direkt in die Wirbelschicht eingeführt. Die entstehenden Produktgase werden mit dem Fluidisierungsgas aus dem Reaktor gespült und von Kokspartikeln mittels Zyklonen und/oder Heißgasfilter befreit. Die anschließende Kondensation findet meist in Quenchkühlern und Elektrofiltern statt. Letztere haben sich vor allem bei der Abscheidung von Aerosolnebeln bewährt. Im Falle der allothermen Wirbelschicht wird das Pyrolysegas partiell als Kreislaufgas bzw. Fluidisierungsgas dem Reaktor zurückgeführt [Bri00]. Der Überschuss wird verbrannt, so dass das heiße Rauchgas indirekt z. B. über Tauchflächen in der Wirbelschicht Prozesswärme liefern kann. Die Asche wird gleichzeitig mit den Kokspartikeln ausgetragen sowie bei der permanenten Erneuerung des Wirbelbettmaterials entfernt.

**Vorteile:** Robuste Technik; gute Möglichkeiten zur Maßstabsvergrößerung; sehr guter Wärmeübergang und gleichmäßige Temperaturverteilung im Reaktor; kurze Produktgasverweilzeit (wenige s); Feststoffverweilzeit kann in gewissen Grenzen über den Fluidisierungsgasstrom eingestellt werden; hervorragende Kondensatausbeuten.

**Nachteile:** Es werden größere Mengen an Fluidisierungsgas benötigt, die, wie im Flugstromprozess beschrieben, zu energetischen und wirtschaftlichen Nachteilen führen. Im Prozess ist darauf zu achten, dass der Koksanteil im Wärmeträgerbett reguliert wird, da akkumulierter Koks als Katalysator für sekundäre Zersetzungsreaktionen wirkt. Es kann zum Verbacken und Versintern von Partikeln kommen, was die Wirkungsweise der Wirbelschicht beeinträchtigt. Das Risiko hierfür ist jedoch bei den gefahrenen Temperaturen sehr gering. Für hohe Ausbeuten ist die Partikelgröße auf wenige Millimeter begrenzt.

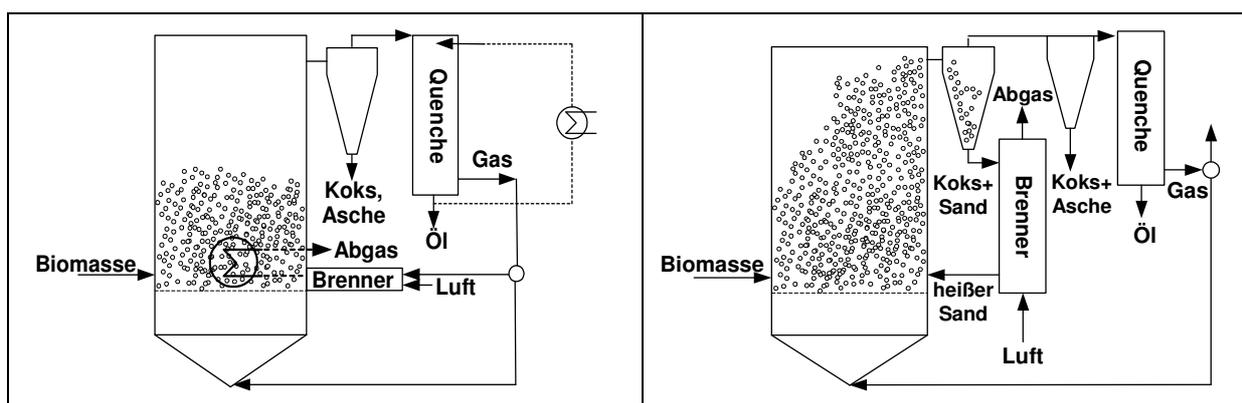


Abb. 10: Schematische Darstellung einer allothermen, stationären Wirbelschicht.

Abb. 11: Vereinfachte Darstellung einer zirkulierenden Wirbelschicht.

**Anlagen:** Die Firma Dynamotive (Kanada) baut und betreibt nach eigenen Angaben so genannte BioTherm<sup>TM</sup> Anlagen mit geplanten Durchsätzen von bis zu 200 t pro Tag in Guelph, Ontario [Dyn07]. Eine Demoanlage mit 100 t Durchsatz pro Tag steht in West Lorne, Ontario. Die verwendeten Einsatzstoffe sind hauptsächlich Holz bzw. Holzabfälle aus umliegenden Sägewerken. Ob die eingesetzte Technik funktioniert, die angegebenen

Kapazitäten ausgelastet werden und welche durchschnittliche Anlagenverfügbarkeit sich daraus ergibt, wird nicht berichtet.

### Zirkulierende Wirbelschicht

**Prinzip:** Im Vergleich zur stationären Wirbelschicht herrschen wesentlich höhere Gasgeschwindigkeiten im Wirbelbett, so dass es zum Austrag von Wärmeträger mit den Kokspartikeln aus dem Reaktor kommt (siehe Abb. 11). Die Feststoffe werden in einem oder mehreren Zyklonen vom Produktgasstrom abgetrennt. Zur Prozesswärmeerzeugung wird in einer „Zwillings-Wirbelschicht“ der teilweise im Sand verbleibende Koks mit Luft verbrannt. Dadurch wird das Wirbelbettmaterial direkt wieder auf Betriebstemperatur gebracht. Das Pyrolysegas wird teilweise als Kreislaufgas zurückgeführt und teilweise zur weiteren energetischen Verwendung verbrannt [Bri00, Lap02]. Der Ascheaustrag erfolgt wie bei der stationären Wirbelschicht über den Koksaustrag und die Wirbelbettmaterialerneuerung.

**Vorteile:** Gute Möglichkeiten zur Maßstabsvergrößerung; guter Wärmeübergang und gleichmäßige Temperaturverteilung; auch größere Einsatzstoffpartikeln (bis  $\approx 6$  mm) möglich; sehr gute Kondensatausbeuten.

**Nachteile:** Die benötigten Fluidisierungsgasströme sind wie beim Flugstromreaktor und der stationären Wirbelschicht beschrieben energetisch und wirtschaftlich von Nachteil. Koks und nicht vollständig pyrolysierte Partikeln, die mit dem Wärmeträger im Zyklon abgetrennt werden, werden zwangsweise verbrannt und stehen einer weiteren stofflichen Nutzung nicht mehr zur Verfügung. Koks- und Wärmeträgerpartikeln erfahren auf Grund der höheren Gasgeschwindigkeiten einen stärkeren Abrieb. Dies kann je nach Anwendung ein Vorteil oder ein Nachteil sein. Im Wärmeträgerkreislauf kann bei aschereichen Biomassen eine Akkumulation von Asche zum Problem werden (z. B. verminderte Kondensatausbeute durch katalysierte Sekundärreaktionen).

**Anlagen:** Die Firma Ensyn (USA) betreibt mehrere RTP<sup>TM</sup>-Anlagen (Rapid Thermal Processing) in den USA und in Kanada [Ens07]. Die größte Anlage steht zurzeit in Wisconsin, USA und hat einen Durchsatz an Holz von ca. 70 t pro Tag (40 t/d Trockenmasse). Die von Ensyn betriebenen Anlagen werden hauptsächlich zur Produktion von Raucharomen (liquid smoke) und Konservierungsstoffen für die Nahrungsmittelindustrie verwendet (Red Arrow Food Flavorings).

## 2.4.2 Mechanisch fluidisierte Systeme

### Doppelschnecken-Mischreaktor (LR-Mischreaktor)

**Prinzip:** Der Reaktor besteht aus zwei sich gleichsinnig drehenden und ineinander kämmenden Schnecken (siehe Abb. 12). Am Eingang des Reaktors wird ein 500-600°C heißer Wärmeträger (z. B. Sand) mit Lignocellulose radial vermischt und axial durch den Reaktor transportiert. Die Einsatzstoffpartikeln erwärmen und zersetzen sich. Ein Großteil der entstehenden Kokspartikeln wird durch die Mahlwirkung der Schnecken und des Wärmeträgers so fein gemahlen, dass er mit dem entstehenden Produktgasstrom aus dem Reaktor ausgetragen wird. Der Wärmeträger wird über ein Kreislaufsystem zurückgeführt, wieder erwärmt und dem Reaktor erneut zudosiert. Das Verfahren und seine Varianten des Wärmeträgerkreislaufs wird in 6.2 ausführlich dargestellt.

**Vorteile:** Gute Wärmeübertragung, Feststoffverweilzeit im Reaktor in gewissen Bereichen über die Drehfrequenz der Schnecken regelbar, kein Fluidisierungsgas nötig, flaches Reaktionsbett zur schnellen Abfuhr der Produktgase. Es existieren bereits Erfahrungen (siehe Kap. 3) mit anderen Einsatzstoffen wie z. B. Kohle, Ölschiefer und Raffinerierückständen, wodurch die Wahrscheinlichkeit für eine gute und schnelle Möglichkeit zur Maßstabsvergrößerung steigt.

**Nachteile:** Mechanisch bewegte Teile, Wellendurchführungen, je nach Verfahrensführung eventuell großer Wärmeträgerverschleiß (siehe Kap. 6.2).

**Anlagen:** Der Doppelschneckenreaktor wurde schon in den späteren 50er Jahren im großtechnischen Maßstab zur Herstellung von Stadtgas aus Kohle verwendet. Im Lauf der Zeit wurde immer wieder versucht, den Doppelschneckenreaktor an bestimmte Verfahren, wie z. B. zum thermischen Cracken von hoch viskosen Raffinerierückständen oder für die Ölschieferpyrolyse, anzupassen. Jedoch konnte sich die Technik auf Grund von Werkstoffproblemen, technisch besseren Konkurrenzsystemen oder den wirtschaftlichen Rahmenbedingungen nicht durchsetzen. Derzeit wird im Forschungszentrum Karlsruhe eine Pilotanlage basierend auf dem technischen Know-how der Firma Lurgi GmbH in Betrieb genommen und getestet. Die Auslegung erfolgte für einen Durchsatz von 12 t pro Tag an lufttrockenen Einsatzmaterialien.

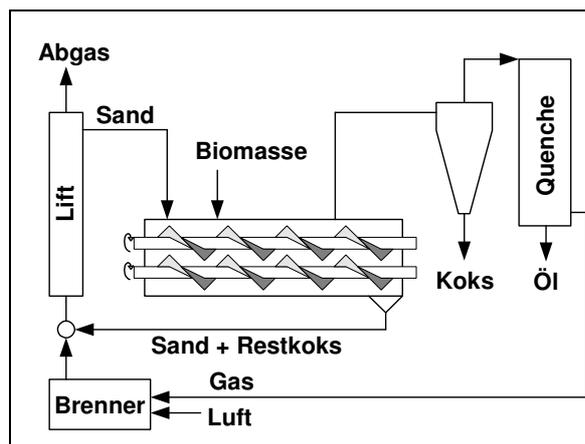


Abb. 12: Darstellung des LR-Verfahrens.

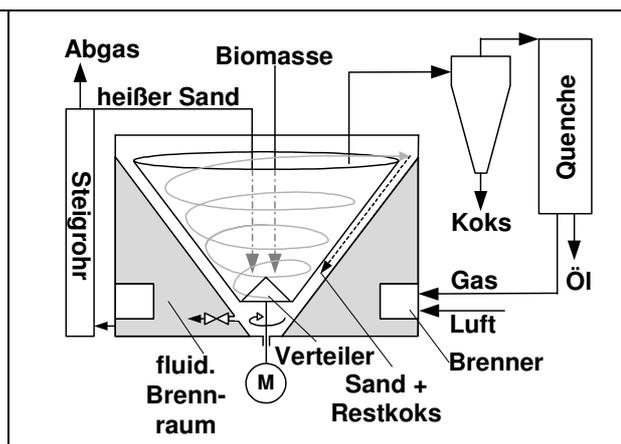


Abb. 13: Der Rotating Cone Reaktor.

## Rotating Cone Reaktor

**Prinzip:** Biomassepartikel werden zusammen mit heißem Wärmeträgersand in einen sich drehenden Kegel dosiert. Der am Konusboden angebrachte Kegel verteilt das Wärmeträger-Biomasse-Gemisch auf die Konuswand. Auf Grund von Reibung und Zentrifugalkraft bewegen sich Biomasse und Wärmeträger während der Pyrolyse in einer spiralförmigen Bahn nach oben. Der sich bildende Koks wird teilweise mit den entstehenden Pyrolysegasen ausgetragen, teilweise fällt er zusammen mit dem Sand über die Kante und auf der Außenseite des Konus nach unten. Über eine Schleuse wird der Sand in eine Brennkammer weitergeleitet. In einem fluidisierten Bett um den Konus wird anschließend der im Wärmeträger verbleibende Koksanteil mit Luft und Pyrolysegas verbrannt. Der wieder erwärmte Sand wird schließlich in einer Steigleitung nach oben gefördert und fällt erneut in den Reaktor.

**Vorteile:** Gute Wärmeübertragung; kein Fluidisierungsgas im Reaktionsraum notwendig; gute Kondensatausbeuten; flaches Wärmeträgerbett, aus welchem sich die Produktgase schnell abziehen lassen

**Nachteile:** Mechanisch bewegte Teile; Wellendurchführungen; Verschleiß; größerer mess- und regeltechnischer Aufwand, um die einzelnen Teilprozesse (1) Konus, (2) Verbrennung und (3) Sandlift aufeinander abzustimmen; maximale Partikelgrößen um 2-3 mm

**Anlagen:** Der Rotating Cone Reaktor wurde von der BTG (Biomass Technology Group), Enschede, Niederlande entwickelt und gebaut. Die größte Anlage nach diesem Reaktorprinzip steht in Malaysia (Firma Genting) mit einem Durchsatz von 50 t pro Tag. Hier werden Abfälle aus der Palmölgewinnung pyrolysiert. Über den tatsächlich erreichten Durchsatz und die Anlagenverfügbarkeit sind keine öffentlichen Informationen verfügbar.

## 2.4.3 Direktkontakt Systeme

### Ablative Pyrolyse

**Prinzip:** Stückige Biomasse oder Schüttgut wird mittels eines speziellen Fördersystems mit Druck ( $\approx 1$  MPa) auf eine  $650^\circ\text{C}$  heiße rotierende Scheibe gepresst. Das Biomassematerial pyrolysiert („schmilzt“) auf der Scheibe und wird anschließend durch die Relativbewegung und Reibung von der Scheibe abgeführt. Pro Sekunde können bis zu 3 mm des Biomaterials ablatiert werden. Die Scheibe kann sowohl elektrisch als auch durch Verbrennungsgase beheizt werden.

**Vorteile:** Kein aufwendiger Wärmeträgerkreislauf nötig; sehr gute Wärmeübertragung durch direkten Kontakt; kein Fluidisierungsgas notwendig; kompaktes Design von Reaktor und Kondensationsstrecke; keine Partikelgrößenbeschränkung; kein Mahl- oder Zerkleinerungsaufwand

**Nachteile:** Mechanisch bewegte und beheizte Teile; Wärmeübertragung wird limitiert durch die Wärmeübertragung an die Heihscheibe, nicht von der Scheibe an die Biomasse; die Reaktorgröße wird direkt durch die Fläche der Heihscheibe bestimmt; für große Anlagen deshalb hoher Scale-up Aufwand

**Anlagen:** Das ablativ BTO-Verfahren (biomass to oil) der Firma Pytec mit einer Anlage in Cuxhafen, Deutschland, kann 6 t pro Tag an Biomasse pyrolysieren [Mei06, Pyt07]. Berichte über längere Betriebserfahrungen liegen noch nicht vor.

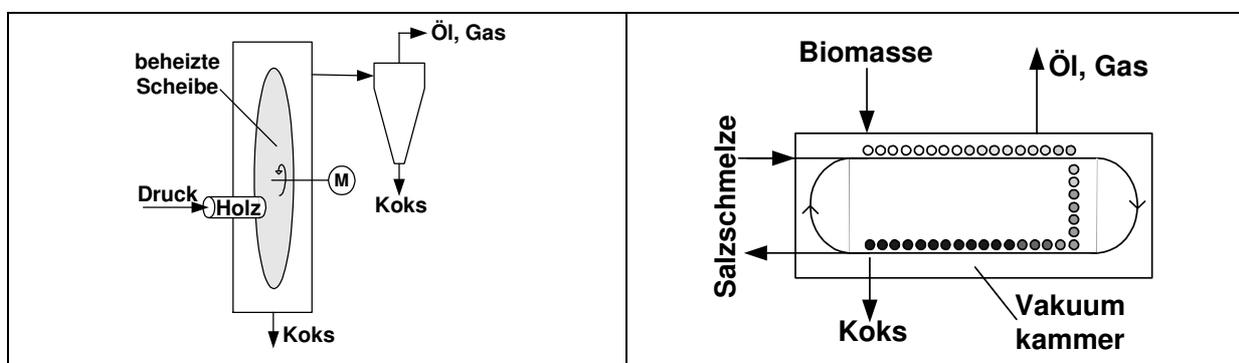


Abb. 14: Schematische Darstellung des ablativen BTO-Verfahrens.

Abb. 15: Reaktordarstellung der Vakuumpyrolyse nach dem Pyrocycling<sup>TM</sup>-Verfahren.

## Vakuumpyrolyse

**Prinzip:** Eine heiße Salzschnmelze wird zur Beheizung von internen Reaktorheizflächen im Kreislauf gepumpt [Bri00]. Die Biomasse wird durch ein Schleusensystem in den Unterdruckreaktor (15 kPa) eingebracht und pyrolysiert dort mit langen Feststoffverweilzeiten (siehe Abb. 15). Per Definition ist die Vakuumpyrolyse keine Schnellpyrolyse, da die Aufheizraten der stückigen Biomassen bei Reaktortemperaturen um ca. 450-475°C durch den schlechten äußeren Wärmeübergang zu gering sind. Trotzdem wird sie aber deshalb mit den Schnellpyrolyseverfahren verglichen, da ähnlich hohe Kondensatausbeuten auf Grund der extrem schnellen Produktgasabfuhr und -kühlung erzielt werden.

**Vorteile:** Große Biomassepartikeln (6-10mm) verwendbar; kein Fluidisierungsgas nötig; geringe Konzentration an Kokspartikeln im Produktgas, da geringe Gasgeschwindigkeiten vorliegen und kein mechanischer Abrieb der pyrolysierten Biomasse. Sehr rasche Abfuhr der entstehenden Produktgase

**Nachteile:** Schlechte Wärmeübertragung auf Grund des Vakuums; sehr lange Feststoffverweilzeiten; mechanisch kompliziert wie z. B. die Ein- und Ausschleusung von Material; schwieriger und teurer Scale-up, da die Maßstabsvergrößerung sich wie bei der Ablationspyrolyse proportional zur Heizfläche verhält

**Anlagen:** In einer Demo-Anlage der Firma Pyrovac International in Jonquière, Quebec (Kanada) ist ein Durchsatz von 36 t pro Tag erreicht worden. Die Einsatzstoffe in diesem so genannten Pyrocycling<sup>TM</sup> Prozess waren hauptsächlich Rindenabfälle und Abfallhölzer und hatten einen Wasseranteil von ca. 15%. Die Produkte sind z.B. Phenolöle (BioPhen<sup>TM</sup>) [Roy02]. Die Anlage ist nach inoffiziellen Berichten auf Grund der Bankrotterklärung von Pyrovac nicht mehr in Betrieb [MDL02].

## Vortex-Reaktor, Zyklon-Reaktor

**Prinzip:** In einem von außen beheizten zylindrischen Reaktor (600-650°C) werden Biomassepartikeln tangential mit Dampf eingesprüht (400 m/s bei Vortex-Reaktor) [Bri00]. Auf Grund der Strömungsverhältnisse und Einbauten im Reaktor gleiten die Partikeln auf einer spiralförmigen Bahn entlang der beheizten Reaktorflächen. Das pyrolysierte Material wird durch die Reibung an der Wand vom Partikel abgetragen.

Ähnlich wie der Vortex-Reaktor funktioniert auch der Zyklon-Reaktor. Statt eines Rohrreaktors wird ein beheizter Zyklon verwendet. Im Zyklon-Reaktor werden außerdem noch gleichzeitig Kokspartikeln vom Gasstrom getrennt.

**Vorteile:** Große Partikeln können zurückgeführt werden, so dass sie vollständig pyrolysieren.

**Nachteile:** Sehr hohe Fluidisierungsgasströme, kaum Möglichkeiten zum Scale-up.

**Anlagen:** Diese Technik ist bisher nur im Labormaßstab eingesetzt worden. Eine Anlage nach dem Vortex-Prinzip wurde im National Renewable Energy Laboratory (NREL) in Colorado (USA) mit einem Durchsatz von 36 kg/h realisiert.

## 2.4.4 Vergleich und Bewertung der Systeme

Die verschiedenen Systeme sind abschließend in einer tabellarischen Übersicht gegenübergestellt. Die Kondensat- und Koksbeutel werden für den Einsatzstoff Holz verglichen, da von allen Systemen entsprechende Daten vorhanden sind. Bei den einsetzbaren Partikelgrößen ist es schwer, eine optimale oder maximale Partikelgröße anzugeben, wodurch die einzelnen Angaben nur als Anhaltspunkte zu verstehen sind.

Eine hohe Feststoffverweilzeit oder deren gute Kontrolle wird als positiv gewertet. Dadurch lassen sich auch größere Partikeln noch vollständig pyrolysieren oder die Partikeln bleiben nur solange wie gerade nötig im Reaktorsystem. Im Gegensatz dazu führen kurze Produktgasverweilzeiten zu einer positiven Wertung. Sekundärreaktionen mit einhergehendem Kondensatverlust lassen sich somit vermindern.

Hohe Fluidisierungsgasströme sind energetisch ungünstig und führen zu einer schlechten Bewertung. Ein sehr wichtiges Kriterium ist die Möglichkeit zur Maßstabsvergrößerung, welches darüber entscheidet, ob das Verfahren zum industriellen Prozess weiterentwickelt werden kann. Der technische Aufwand im Reaktor wird anhand z. B. mechanisch bewegter Teile (ablative Pyrolyse) größer und technisch komplizierter. Der technische Aufwand in der Kondensation wird größtenteils durch die Fluidisierungsgasströme bestimmt.

Tab. 4: Gegenüberstellung verschiedener Pyrolyseverfahren.

Bewertungs- Aspekt	Einheit	gasfluidisiert			mech. fluidisiert		Direktkontakt		
		Flugstrom	Wirbelschicht stationär	Wirbelschicht zirkulierend	LR-Reaktor	Rotating Cone Reaktor	Ablative Pyrolyse	Vakuum Pyrolyse	Vortex/Zyklon Reaktor
Prozesstemperatur	°C	500-950	450-500	450-500	550-450	600	600-650	450-475	600-650
Kondensatausbeute Holz (wf)	%	-	++	++	+	+	+	+	+
Koksbeutel Holz (wf)	%	50-60	70-75	75	64	60-70	60	64	67
Koksbeutel Holz (wf)	%	10-20	10-12	?	19	15	6	24	13
Wärmeübertragung	-	-	++	++	++	++	++	-	+
Partikel	mm	< 1	< 2-3	< 6	< 3-4	< 2-3	> 100	< 10	< 5
Kontrolle der Feed- Feststoffverweilzeit	-	--	o	o	++	o	n.B.	-	+
Kontrolle der Gasverweilzeit *	-	+	++	++	o	o	+	++	+
Skalierbarkeit	-	+	+	+	+	+	o	o	--
Technischer Aufwand Reaktor	-	+	+	o	o	-	-	--	o
Technischer Aufwand Kondensation	-	--	-	--	o	o	+	++	--
Durchsatz	t/d	4.8	200	70	12	50	6	36	< 1
Referenz	-	[Bri00]	[Sco84] [Bri03]	[Ens07] [Bri00]	[eigene]	[Bri00] [Bri03]	[Mei06] [Pyt07]	[Bri00] [Roy02]	[Bri00]

\* Hierin ist im Wesentlichen die schnelle Abfuhr der Produktgase aus dem heißen Reaktorbereich gemeint.

Es steht außer Frage, dass einige Konzepte auf Grund ihrer begrenzten Möglichkeit zur Maßstabsvergrößerung nie den Labor- oder Technikumsmaßstab verlassen werden. Manche Verfahren wie die Flugstrompyrolyse sind bereits auf Grund der mangelnden Perspektive, was die technische und wirtschaftliche Umsetzung anbelangt, gescheitert. Für die Produktion von Pyrolysekondensaten mit Ziel einer Nutzung wie z.B. der Kraftstoffproduktion sind die mechanisch fluidisierten System auf Grund der energetisch günstigeren Prozessführung und guten Möglichkeit zur Maßstabsvergrößerung am interessantesten.

## 3 Der Doppelschnecken-Mischreaktor

### 3.1 Technische Entwicklung und industrieller Einsatz

Der Doppelschnecken-Mischreaktor wurde gemeinsam von den Firmen Lurgi, Gesellschaft für Wärmetechnik, und der Ruhrgas AG anfangs der 50er Jahre für die Schnellentgasung von Steinkohlen zur Erzeugung von Stadtgas entwickelt (LR-Mischreaktor). Bereits 1950 entstand eine halbtechnische Anlage mit 10 mm starken Korundkugeln als umlaufendem Wärmeträger [Pet63]. Auf Grund von Problemen mit dem Anbacken von Kohle wurde der Korund-Wärmeträger bald durch Feinkoks ersetzt, welcher bei der Schnellentgasung produziert wird. Mit dieser Konfiguration ging 1952 eine Versuchsanlage mit 100-200 kg/h in Betrieb. Die Versuche waren so viel versprechend, dass der LR-Reaktor 1955 in einer 10 t/h Schnellentgasungsanlage der Zeche Fürst Leopold-Baldur (Hoesch AG in Hervest-Dorsten) erfolgreich großtechnisch eingesetzt wurde. Jedoch entschied man sich später den LR-Reaktor durch eine pneumatische Zuführung und Mischung der Kohle zu ersetzen (Strahlkohlenaufgabe), da für Betriebstemperaturen um 900°C keine geeigneten Werkstoffe vorhanden waren, um den Problemen mit Zeitstands- und Abriebfestigkeit mechanisch bewegter Teile des Reaktors zu begegnen.

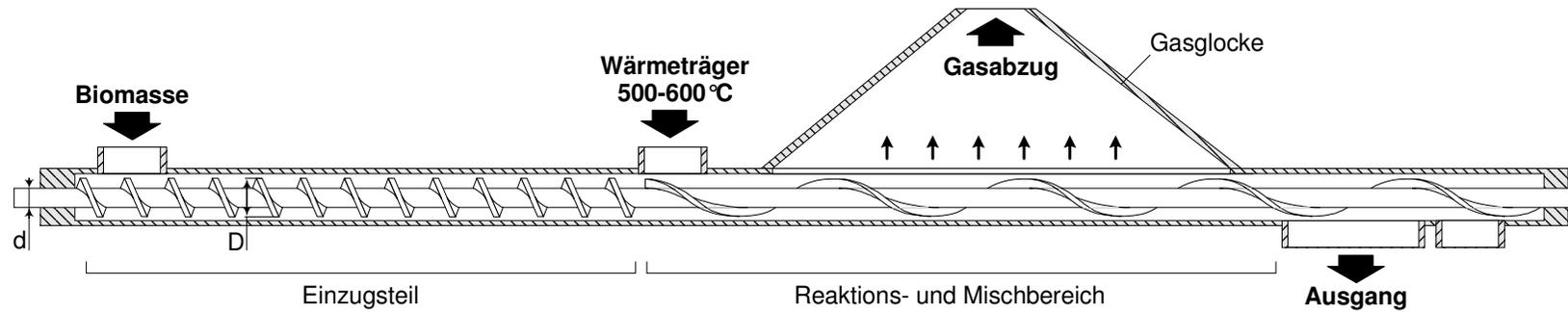
Das Prinzip des LR-Mischreaktors wurde im Laufe der Zeit mehrmals wieder aufgegriffen, beispielsweise als mögliches Verfahren zur Schwelung von Teersanden oder des thermischen Aufschlusses der in Ölschiefern gebundenen Kerogene [Ram81]. Rammler et. al erwähnen in ihrer Publikation u. a. geplante Anlagen mit Durchsätzen von ca. 4000 t/d zur Schwelung von Colorado-Ölschiefer. Durch die mildere Betriebstemperatur bis zu ca. 700°C war die Werkstoffproblematik nicht wie bei der Erzeugung von Stadtgas gegeben. Anfang der 80er Jahre wurden einige dieser Anlagen in Folge der 2. Ölkrise in Auftrag gegeben. Jedoch kam es nie zu einem Bau kommerzieller Anlagen, obwohl Versuche an Pilotanlagen erfolgreich verliefen [Zen07]. Der Ölpreis erholte sich wieder, weshalb die Projekte als wirtschaftlich unrentabel ad acta gelegt wurden.

Ende der 90er Jahre wurde in der Esso Raffinerie in Ingolstadt ein LR-Prozess mit integriertem Doppelschnecken-Reaktor errichtet („Satcon“ Anlage), der Vakuumrückstand (8000 bbl/d) zu wertvolleren Zwischenprodukten thermisch aufbereiten sollte [Wei00]. Das Projekt scheiterte jedoch, da nicht genug Zeit für die Fragen zur Detailauslegung und Betriebsweise mit diesem neuen und äußerst schwierigen Edukt zur Verfügung standen und der Betrieb nicht die Erwartungen erfüllte.

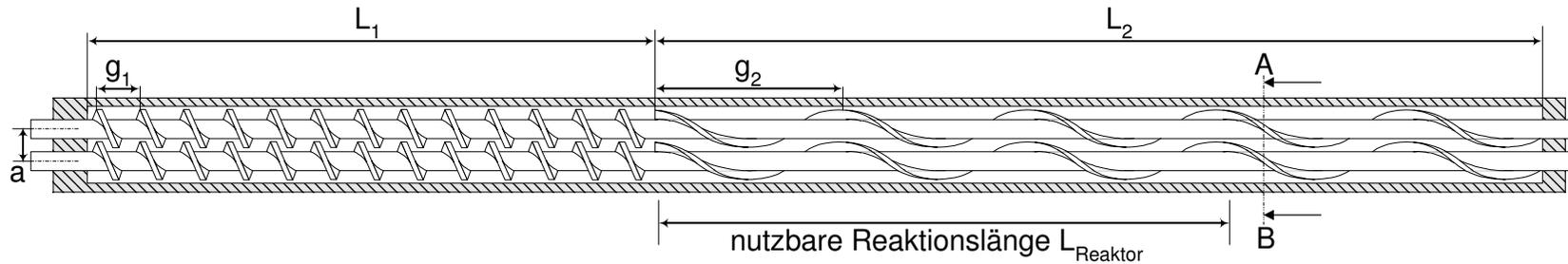
### 3.2 Reaktoraufbau und Schneckengeometrie

In den folgenden Abbildungen ist der LR-Mischreaktor in maßstäblichen Schnitten seitlich und von oben dargestellt, so wie er für die Technikumsanlage des Forschungszentrums konzipiert wurde. Der Reaktor besteht im Wesentlichen aus zwei parallelen Schnecken, die sich gleichsinnig drehen und ineinander kämmen. Die Schnecken setzen sich aus einem Einzugsteil und einem Mischteil zusammen. Der Einzugsteil mit der Ganghöhe  $g_1$  hat die Aufgabe, die Biomasse an den eigentlichen Reaktionsraum heranzuführen. Durch die kleinere Ganghöhe des Einzugsteils wird der maximal mögliche Massenstrom des Edukts begrenzt, um ein Verstopfen des Reaktors auszuschließen. Im Mischteil der Schnecke vergrößert sich

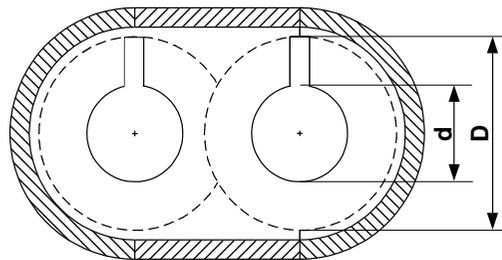
**Reaktoransicht seitlich im Schnitt:**



**Reaktoransicht von oben im Schnitt:**



**Reaktorquerschnitt A—B:**



Länge des Einzugteils	$L_1$	590 mm	Wellenabstand	a	36 mm
Länge des Mischteils	$L_2$	915 mm	Durchmesser des Schneckenkerns	d	20 mm
Ganghöhe der Einzugschnecke	$g_1$	46 mm	Außendurchmesser des Schneckenkamms	D	40 mm
Ganghöhe der Mischschnecken	$g_2$	200 mm	Reaktionsraumlänge	$L_{\text{Reaktor}}$	600 mm

die Ganghöhe  $g_2$  gegenüber  $g_1$  um ein Vielfaches. Dadurch soll zur axialen Förderung der Schnecke an der Stelle der Wärmeträgerzufuhr eine verstärkte radiale Vermischung eingeleitet werden. Im Reaktionsbereich findet eine intensive Durchmischung von Biomasse und heißem Wärmeträger statt. Dabei zersetzt sich die Biomasse zu Pyrolysegasen, Öldämpfen und sprödem Koks, der in Folge relativer Bewegung und Reibung von Wärmeträger und Doppelschnecken größtenteils zu sehr feinen Kokspartikeln zermahlen wird. Die gasförmigen Pyrolyseprodukte verlassen im Kreuzstrom das mechanisch fluidisierte Wärmeträgerbett und werden über eine Gasglocke innerhalb 1 bis 2 Sekunden aus dem heißen Reaktorbereich in eine mehrstufige Kondensationsstrecke überführt. Die gas- und dampfförmigen Produkte reißen einen überwiegenden Anteil des Kokes aus dem Wärmeträgerbett mit in die Kondensationsstrecke. Der Wärmeträger fällt mit Koksresten aus dem Reaktor und wird über ein Becherwerk rezykliert sowie durch einen Wärmeübertrager erneut auf eine Temperatur von 500 - 600°C aufgeheizt.

Das Mischverhalten der Doppelschnecken wird grundlegend durch die Ganghöhe  $g$  bzw. den Steigungswinkel  $\alpha$  des Schneckenkamms beeinflusst. Der Steigungswinkel  $\alpha$  steht mit der Ganghöhe  $g$  und dem Außendurchmesser  $D$  des Schneckenkamms in folgender Beziehung:

$$\alpha = \arctan\left(\frac{g}{\pi \cdot D}\right) \quad (\text{Gl. 5})$$

Im Grenzfall  $\alpha \rightarrow 0^\circ$  (kleine Ganghöhe) findet keine Förderung mehr statt, da das Volumen im Schneckengang gegen Null geht. Bei kleinen Steigungen fördern Schnecken im Wesentlichen axial vorwärts ohne starke Vermischung.

Große Steigungswinkel (Grenzfall  $\alpha \rightarrow 90^\circ$ ) und somit auch große Ganghöhen bewirken ebenfalls, dass keine Förderung des Schüttguts mehr stattfindet. Der Schneckenkamm führt lediglich zu einer Hubbewegung, indem er das Schüttgut die Reaktorwand entlang hoch drückt und schließlich über die eigene Welle zurückwirft. Dadurch wird der Inhalt des Schneckengangs radial umgewälzt.

Zwischen diesen beiden Extremen des reinen axialen Vorschubs und der reinen radialen Umwälzung stellt die Steigung der Schnecke im Mischteil einen Kompromiss dar, um bei ausreichender axialer Förderung eine möglichst intensive radiale Mischung zwischen Wärmeträger und Biomasse zu gewährleisten.

### 3.3 Verweilzeitverhalten

Unter dem Begriff Verweilzeit versteht man die Aufenthaltsdauer eines Stoffes in einem Strömungssystem [Lev72]. Bei einer zeitgleichen Aufgabe von einem Stoff oder von mehreren Stoffen im Systemeingang (Eingangssignal) treten die Stoffe im Realfall zu unterschiedlichen Zeiten wieder aus dem System aus, da jedes Partikel oder Molekül seinen eigenen stochastischen Weg durch das System nimmt. Am Systemausgang wird eine zeitlich verteilte Austrittskonzentration gemessen. Diese Verteilung oder auch Antwort des Systems auf ein bestimmtes Eingangssignal kann näherungsweise durch analytische oder numerische Stofftransportmodelle (Übertragungsfunktion) abgebildet werden.

Der Doppelschneckenreaktor funktioniert nach ähnlichem Prinzip wie ein klassischer kontinuierlicher Feststoffmischer. Für die Modellierung des Verweilzeitverhaltens dieser Apparate hat sich vor allem das „Dispersionsmodell“ bewährt [Wei93]. Die allgemeinen Strömungszustände im Reaktor können durch diese Modellierung anhand einer

dimensionslosen Kenngröße, der Bodensteinzahl  $Bo$ , anschaulich zwischen den Extremfällen „idealer Rührkessel“ ( $Bo \rightarrow 0$ ) und „ideale Pfropfenströmung“ ( $Bo \rightarrow \infty$ ) eingeordnet werden. Durch die Untersuchung der Verweilzeitverteilung bei verschiedenen Betriebszuständen des Reaktors soll z. B. überprüft werden, ob die notwendige Reaktionszeit für eine annähernd vollständige Pyrolyse der zugeführten Partikeln nicht unterschritten wird (minimale Verweilzeit). Das „Tailing“ gemessener Verweilzeitverteilungen weist z. B. auf Totzonen im Reaktor hin oder auf Bereiche, die nur unzureichend durch die Mischwerkzeuge erfasst werden. Außerdem wird durch die Bodensteinzahl im Dispersionsmodell die Rückvermischung charakterisiert und die Fähigkeit des Apparats Dosierschwankungen auszugleichen, was aber im Wesentlichen nur für kleinere Apparate wie im Technikumsmaßstab interessant ist.

### 3.3.1 Ideale Reaktoren

#### Idealer Rührkessel

Der eintretende Stoffstrom wird komplett und ohne Verzögerung mit dem bisherigen Inhalt des Rührkessels vermischt. Die Austrittswahrscheinlichkeit ist für alle im Rührkessel befindlichen Teilchen gleich verteilt. Demnach ist die Austrittswahrscheinlichkeit aus dem Kessel für ein gerade eingetretenes Teilchen genauso groß wie für ein Teilchen, das sich schon länger im Kessel befindet.

#### Idealer Rohrreaktor

Alle in den Reaktor eintretenden Teilchen haben die gleiche Axialgeschwindigkeit. Deshalb wird ein zum Zeitpunkt  $t = t_0$  zugeschalteter Stoffstrom mit einer senkrecht zur Strömungsrichtung liegenden Front wieder mit einheitlicher Verweilzeit austreten. Ein Eingangssignal wird nach einer bestimmten Totzeit  $t_t$  wieder unverändert aus dem Reaktor austreten.

#### Messmethoden zur Bestimmung der Übertragungsfunktion

Die Übertragungsfunktion idealer Reaktoren wird mathematisch aus der Antwort des Systems bestimmt, die durch Beaufschlagung eines definierten Eingangssignals erzeugt wurde. Zur Bestimmung des Übertragungsverhaltens sind vor allem zwei Methoden gebräuchlich:

**Impulsmethode:** Der „Dirac-Impuls“ oder auch „Delta Funktion“  $\delta(t - t_0)$  ist mathematisch eine Verteilungsfunktion, die an jeder Stelle null ist, außer zum Zeitpunkt  $t - t_0 = 0$  hat sie den Wert unendlich. Die Fläche unter der Funktion ist auf eins normiert und die Breite des Impulses ist null. In der Praxis lässt sich eine solche Eingangsfunktion näherungsweise erzeugen, indem man einen Indikatorstoff (Tracer) in einem möglichst kurzen Zeitintervall der Strömung hinzu gibt. Am Reaktorausgang wird die zeitliche Änderung der Konzentration gemessen. Sie erscheint als Häufigkeits-, Konzentrations- oder Anzahlverteilung (Verweilzeitspektrum).

**Verdrängungsmethode:** Der Reaktor wird mit einer „Stufenfunktion“ beaufschlagt, die für den Zeitpunkt  $t - t_0 = 0$  sprunghaft ihren Wert meist von null auf einen konstanten Wert ändert. Dieses Eingangssignal wird in der Praxis durch die plötzliche Zuschaltung eines konstanten Stoffstroms erzeugt, dessen Konzentration als Tracersignal identifiziert und gemessen werden kann. Als Zielgröße wird die zeitliche Konzentration am Ausgang des Reaktors gemessen (Verweilzeitsummenfunktion).

### 3.3.2 Mathematische Beschreibung der Verweilzeitverteilung

Die Verweilzeitverteilung  $E(t)$ , wie sie z.B. nach Zugabe eines Tracers am Ausgang eines Mischers auftritt, wird in ihrer allgemeinen Darstellung auf die Fläche 1 normiert [Lev72]:

$$\int_0^{\infty} E(t) \cdot dt = 1 \quad (\text{Gl. 6})$$

Der Ausdruck  $E(t) \cdot dt$  entspricht dem Mengenanteil, der in der Zeit zwischen  $t$  und  $t+dt$  aus dem Mischer austritt. Die Verweilzeitsummenfunktion  $F(t')$  stellt den Mengenanteil dar, welcher den Reaktor bis zum Zeitpunkt  $t'$  wieder verlassen hat:

$$F(t') = \int_0^{t'} E(t) \cdot dt = 1 - \int_{t'}^{\infty} E(t) \cdot dt \quad (\text{Gl. 7})$$

In der differentiellen Form sieht der Zusammenhang zwischen der Verteilung  $E(t)$  und der kumulativen Verteilung  $F(t)$  wie folgt aus:

$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt} \quad (\text{Gl. 8})$$

In einem stationären System kann die mittlere Verweilzeit  $t_v$  eines Stoffes anhand der Masse im Mischer  $m$  und des durchgesetzten Massenstroms  $\dot{m}$  bestimmt werden. Dabei wird die Dichte bzw. Schüttdichte als konstant angenommen:

$$t_v = \frac{m}{\dot{m}} = \frac{V}{\dot{V}} \quad (\text{Gl. 9})$$

Des Weiteren kann aus einer bekannten Verweilzeitverteilung die mittlere Verweilzeit mit Hilfe des ersten Moments bestimmt werden. In diskreten Verweilzeitverteilungen lassen sich die Integrale näherungsweise durch die Summen darstellen:

$$t_v = \int_0^{\infty} t \cdot E(t) \cdot dt \cong \sum_{i=0}^{\infty} t_i \cdot E_i \cdot \Delta t_i \quad (\text{Gl. 10})$$

Eine charakteristische Größe für die Breite der Verteilung und damit auch der axialen Rückvermischung ist die Varianz  $\sigma^2$ , welche sich aus dem 2. zentralen Moment wie folgt berechnen lässt:

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - t_v)^2 \cdot E(t) \cdot dt = \int_0^{\infty} t^2 \cdot E(t) \cdot dt - t_v^2 \cong \sum_{i=0}^{\infty} t_i^2 \cdot E_i \cdot \Delta t_i - t_v^2 \quad (\text{Gl. 11})$$

### 3.3.3 Dispersionsmodell für kontinuierliche Mischer

Ein klassisches Modell zur Beschreibung des Verweilzeitverhaltens eines Reaktors ist das Dispersionsmodell, welches sich aus der allgemeinen Transportgleichung ableitet.

Ausgangspunkt ist die gedankliche Zerlegung des Stoffstroms im Reaktor in konvektive  $\dot{m}_K$  und dispersive  $\dot{m}_D$  Anteile, die sich an jeder beliebigen Stelle im Bilanzraum überlagern (Abb. 16). Der konvektive Anteil bewirkt immer einen Stofftransport in Strömungsrichtung. Dagegen unterstellt man im dispersiven Anteil auf Grund von bestehenden Konzentrationsgradienten auch Stofftransport entgegen der Strömungsrichtung (Rückvermischung).

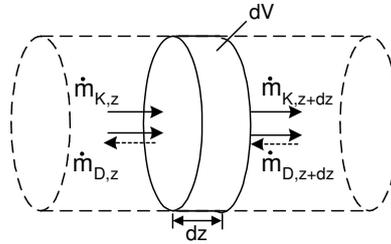


Abb. 16: Bilanzierung eines differentiellen Reaktorvolumens.

Durch die Mischwerkzeuge verursachte Konvektion und Dispersion bewirken, dass sich der Strom mit unterschiedlicher Geschwindigkeit durch den Reaktor bewegt. Es wird von einer schnellen homogenen Verteilung der Stoffe in radialer Richtung ausgegangen, weshalb der Zeitaufwand für die radiale Vermischung gegenüber der axialen vernachlässigt wird. Für das Modell reicht somit zur Beschreibung die  $z$ -Koordinate aus. Die Massenbilanz um einen differentiellen Abschnitt eines Rohrreaktors mit der Dicke  $dz$  und der Querschnittsfläche  $A$  senkrecht zur Strömungsrichtung lautet:

$$\frac{\partial m}{\partial t} = \dot{m}_{K,z} - \dot{m}_{K,z+dz} + \dot{m}_{D,z} - \dot{m}_{D,z+dz} \quad (\text{Gl. 12})$$

Für den Massenstromanteil mit erzwungener Konvektivgeschwindigkeit  $u$  und den Dispersionsstrom mit Dispersionskoeffizient  $D_{ax}$  in axialer Richtung werden folgende Beziehungen eingesetzt:

$$\dot{m}_{K,z} = \dot{V} \cdot c_z = u_z \cdot A \cdot c_z, \quad \dot{m}_{D,z} = -A \cdot D_{ax} \cdot \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_z \quad (\text{Gl. 13a, b})$$

$c_z$ : Konzentration an der Stelle  $z$  in  $\text{kg}/\text{m}^3$

Der Ansatz für den Dispersionsstrom  $\dot{m}_D$  gleicht dem 1. Fickschen Gesetz der Diffusion, wodurch Dispersions- und Diffusionskoeffizienten die gleiche Dimension besitzen. In der Überlagerung von Dispersion und molekularer Diffusion in einem Strömungssystem, spielt Letztere beim Mischen von Feststoffen keine Rolle, da es sich um die Vermischung makroskopischer Teilchen handelt. Allgemein charakterisiert die Dispersion einen Streuprozess, der einen ungerichteten Platzwechsel einzelner Teilchen bewirkt.

Durch Einsetzen von (Gl. 13a, b) in (Gl. 12) und Linearisierung der Konzentration im differentiell kleinen Reaktorabschnitt erhält man das folgende Zwischenergebnis:

$$(A \cdot dz) \frac{\partial c}{\partial t} = \dot{V} \cdot \left( c_z - c_z - \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_z dz \right) - A \cdot D_{ax} \cdot \left( \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_z - \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_z - \left( \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right)_z dz \right) \quad (\text{Gl. 14})$$

Durch weitere Umformung und Entdimensionierung mit den unten stehenden Größen erhält man die allgemeine Form der Transportgleichung:

$$\xi = \frac{z}{L}, \quad Bo = \frac{u \cdot L}{D_{ax}}, \quad \Theta = \frac{t}{t_v} = \frac{t \cdot u}{L}, \quad c = \frac{c_z}{c_0} \quad (\text{Gl. 15a-d})$$

$$\frac{\partial c}{\partial \Theta} = -\frac{\partial c}{\partial \xi} + \left(\frac{1}{Bo}\right) \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial \xi^2} \quad (\text{Gl. 16})$$

$\xi$  : normierte Länge

$\Theta$  : normierte Verweilzeit

$c$  : normierte Konzentration

In der partiellen Differential-Gleichung (PDGL) (Gl. 16) stellt die rechte Seite die Terme für Konvektion und Dispersion dar. Im Dispersionsterm sind die Größen axialer Dispersionskoeffizient  $D_{ax}$ , Strömungsgeschwindigkeit  $u$  und durchströmte Reaktorlänge  $L$  zur Kenngröße Bodensteinzahl  $Bo$  zusammengefasst.

Zur Lösung der Transportgleichung des Dispersionsmodells gibt es unterschiedliche Ansätze. Holzmüller [Hol83, S. 50ff.] hat neben der direkten Integration der PDGL die Laplace-Transformation vorgeschlagen. Bei der direkten Integration erhält man für die normierte Konzentration  $c(\xi, \Theta)$  die Form einer Summe deren Koeffizienten aufwendig rekursiv zu berechnen sind. Die im Laplace-Raum gefundene Lösung hat keine bekannte Rücktransformation in den Zeitbereich, so dass sich lediglich Übertragungsfunktion und Momente berechnen lassen. Die Momente lassen sich mit den experimentell ermittelten Momenten vergleichen, so dass bei Übereinstimmung eine  $Bo$ -Zahl zugeordnet werden kann.

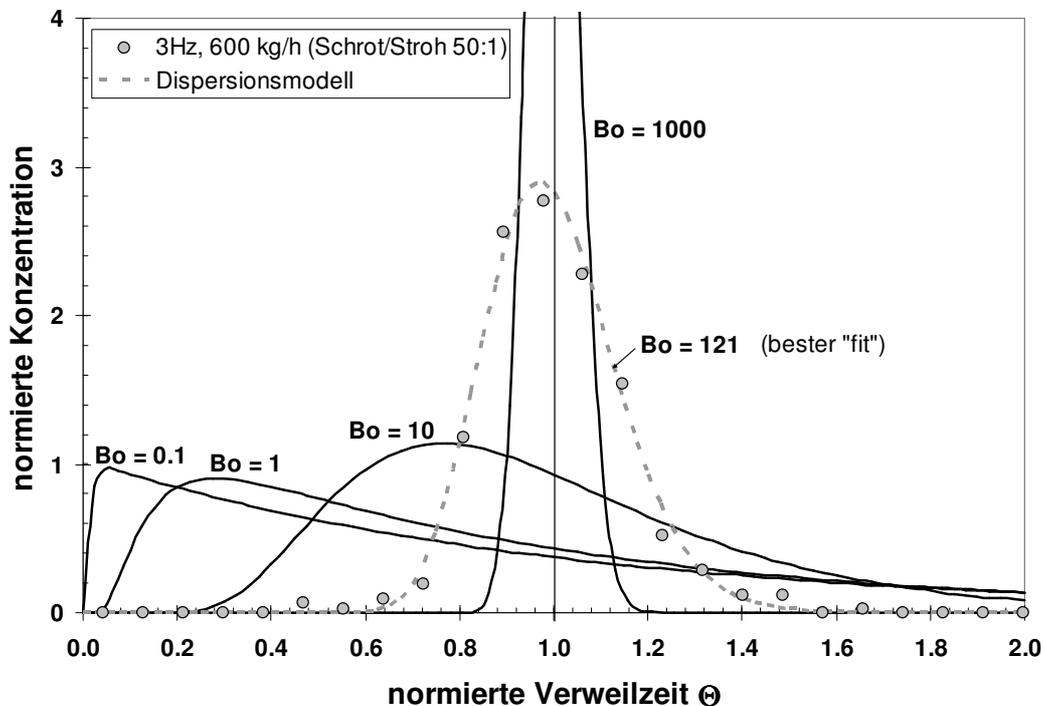


Abb. 17: Numerisch berechnete Verteilungen nach dem Zellenmodell für verschiedene  $Bo$ -Zahlen. Die Verteilung für  $Bo=121$  weist die kleinste Fehlerquadratsumme verglichen mit einer Beispielmessung auf.

Eine andere Methode, die hier Anwendung finden soll, ist die numerische Lösung der PDGL [Wei93]. Der Vorteil dieser Methode ist, dass sich die Verteilungsfunktion über den gesamten *Bo*-Zahl Bereich explizit darstellen lässt. Als Parameter wird die *Bo*-Zahl solange variiert, bis rechnerische und experimentelle Verteilung die kleinste Fehlerquadratsumme aufweisen (siehe Abb. 17). Die Umsetzung dieses diskreten „Zellenmodells“ in einen einfachen numerischen Algorithmus zeigt Wen [Wen75]. Eine ausführliche Umsetzung und Anwendung des Algorithmus findet sich im Anhang der Arbeit unter Abschnitt C 3.

### 3.4 Versuche zum Verweilzeitverhalten

#### 3.4.1 Versuchsaufbau und -durchführung

Für die Verweilzeit- und Mischversuche wurde ein zweiter Reaktor gebaut, dessen geometrische Abmessungen denen des Reaktors im heißen Betrieb entsprechen. In Abb. 18 ist der Versuchsaufbau für die Messungen dargestellt. In den Dosiereinheiten für Biomasse und Wärmeträger wird zunächst aus einem Vorratsbunker Material vorgelegt. Das vorgelegte Material wird dem Reaktor über entsprechende Eingaben in die Steuerung zudosiert. Die Dosiereinheiten (Firma Gericke) können sowohl im volumetrischen Betrieb (konstante Dosierschnecken-Drehzahl) als auch im gravimetrischen Betrieb arbeiten. Wird ein festgelegter Mindestfüllstand unterschritten, so wird automatisch aus dem Vorratsbunker Material nachgelegt und die kontinuierliche Dosierung somit gewährleistet. Der Füllstand im laufenden Betrieb wird über Wägung der gesamten Dosiereinheit und die eingegebene Schüttdichte des zu dosierenden Materials ermittelt.

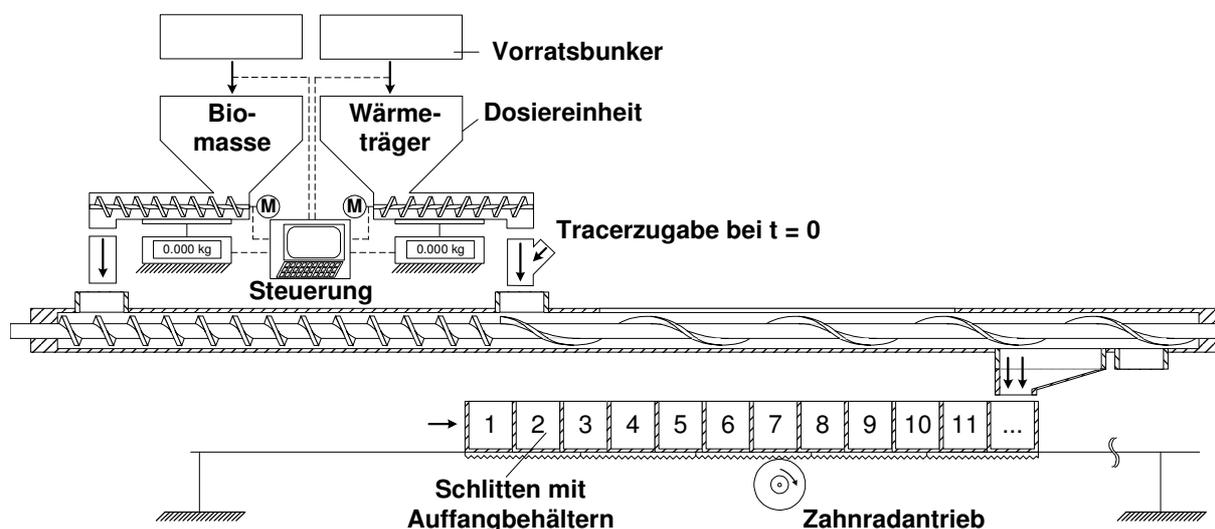


Abb. 18: Versuchsaufbau der Mischversuche im LR-Mischreaktor im kalten Zustand.

Im vorderen Reaktoreingang findet die Zugabe des Tracers statt. Für die Messung der zeitlichen Tracerkonzentration am Ausgang ist unterhalb des Behälters ein Schlitten mit Zahnradantrieb angebracht. Auf dem Schlitten, der mit einer konstanten Geschwindigkeit fährt, befinden sich in äquidistanter Anordnung rechteckige Auffangbehälter, in denen der gesamte Materialstrom aus dem Reaktor aufgefangen wird. Den Behältern kann über die konstante Geschwindigkeit des Schlittens eine Zeit bzw. ein Zeitintervall zugeordnet werden. Das Ergebnis stellt sich als eine diskrete Häufigkeitsverteilung  $E(t_i)$  dar, die durch Auszählen oder Wägung ermittelt werden kann.

### 3.4.2 Einsatzmaterialien und Betriebsparameter

Zur Untersuchung des Verweilzeitverhaltes im Reaktor wurden unterschiedliche Wärmeträgermaterialien, Weizenstroh als Biomasse und Mischungen aus Weizenstroh und Wärmeträger getestet. Aus den umfangreichen Versuchsreihen (siehe Anhang D) sollen hier vier unterschiedliche Konstellationen mit dem größten Informationsgehalt dargestellt werden:

- (1) Regelmäßige Stahlkugeln ( $d = 2$  mm),
- (2) Stahlschrot ( $d = 1.6-2.2$  mm),
- (3) Edukt (Weizenstrohhäcksel),
- (4) Mischung aus Stahlschrot/Edukt Gewichtsverhältnis 50:1

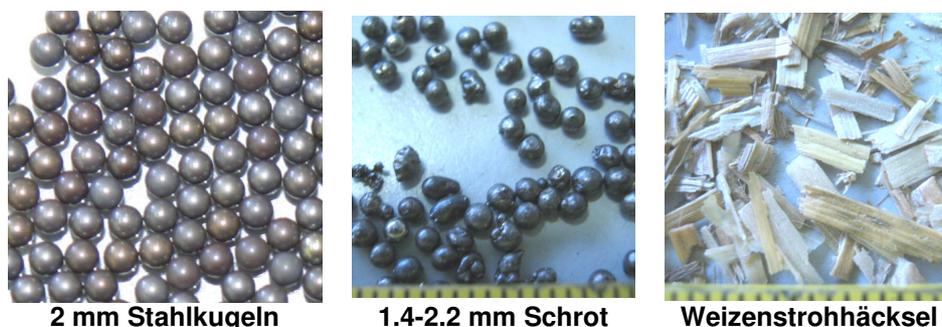
In Tab. 5 sind die wichtigsten Stoffdaten für die Einsatzmaterialien dargestellt. Die Schüttdichte von Weizenstroh variiert stark und kann sich durch leichte mechanische Erschütterungen der Häcksel schnell verändern. Als Korngrößenbereich ist hier jeweils die Länge der Häcksel gemeint. Im Allgemeinen liegt die Wandstärke der Häcksel (ohne Halmknoten) im Bereich von 0.2-0.5 mm. Das Weizenstroh neigt stark zur Brückenbildung, die umso ausgeprägter ist, je stärker die Schnittkanten der Häckseln ausgefranst sind. Ein freies Fließen des Edukts ist somit nicht gewährleistet.

**Tab. 5: Charakterisierung der Einsatzmaterialien Stahlkugeln, Stahlschrot und Weizenstroh.**

Stoffdaten	Einheit	Stahlkugeln	Stahlschrot	Weizenstroh
Schüttdichte	kg/m <sup>3</sup>	4700	4500	≈ 100-90
Rohdichte	kg/m <sup>3</sup>	7700	7400	≈ 600
Korngrößenbereich	mm	2	1.6-2.24	1-12
Porosität	-	0.39	0.39	0.83-0.85

Wärmeträger, Edukt oder Mischung wurden in einem Drehfrequenzbereich der Doppelschnecken von 1-5 Hz im Reaktor mit den entsprechenden Tracerpartikeln vermischt. Die Tracerpartikeln sind farblich markierte Wärmeträgerpartikeln oder Weizenstrohhäcksel. Es wurden unterschiedliche Dosierströme bis zu 900 kg/h realisiert, womit der maximal mögliche Dosierbereich der Anlage voll ausgenutzt wurde.

Als eingesetzte Tracermenge dienten 500 markierte Kugeln/Schrotkörnern oder Strohäcksel. Experimente im Vorfeld haben gezeigt, dass weder die Variation der Tracermenge von 100 auf 1000 Kugeln noch die Art des Tracers signifikanten Einfluss auf die mittlere Verweilzeit und die Streuung der Verteilungen hatten (siehe Anhang D 1.).



**Abb. 19: Die Einsatzmaterialien Stahlkugeln, Schrot und Stroh für die Misch- und Verweilzeitversuche.**

Im Folgenden soll anhand von Beispielen aus den umfangreichen Messreihen (siehe Anhang D) das Mischverhalten des Reaktors und die Anwendbarkeit des Dispersionsmodells gezeigt werden. Außerdem werden Aussagen zum Einfluss der Einsatzstoffe und der Betriebsweise auf die mittlere Verweilzeit, den Füllgrad und die axiale Dispersion im Reaktor gemacht.

### 3.4.3 Darstellung der Verweilzeitverteilungen

Um mehrere Verteilungen in einem Diagramm übersichtlicher darstellen zu können, wurde eine etwas modifizierte Auftragung im Vergleich zur dimensionslosen Auftragung in Abb. 17 gewählt. Die normierte Konzentration  $C(\Theta_i)$  ist wie folgt definiert:

$$C(\Theta_i) = \frac{m(t_i)}{m_{ges}} / \Delta t \cdot t_v = E(t_i) \cdot t_v \quad (\text{Gl. 17})$$

- $m(t_i)$  : Masse oder Anzahl an Tracerpartikeln im i-ten Auffangbecher in kg
- $m_{ges}$  : Gesamtmasse oder Anzahl der Zugeführten Tracer in den Reaktor in kg
- $E(t_i)$  : Diskrete Häufigkeitsverteilung, bezogen auf  $\Delta t$  an der i-ten Stelle in 1/s
- $t_i$  : Mittlere Zeit, die dem i-ten zugeordnet werden kann in s
- $\Delta t$  : Zeit die ein Becher braucht, um den Reaktorausgang zu passieren in s
- $t_v$  : Mittlere Verweilzeit, Definition (Gl. 10) in s

Normierte Konzentration und Verweilzeit werden mit der mittleren Verweilzeit der jeweiligen Verteilung multipliziert bzw. dividiert, was einer Dehnung/Stauchung der einzelnen Verteilungen bei der Auftragung im Diagramm entspricht.

### Dispersionsmodell und Messung

In Abb. 20 und Abb. 21 wurden zwei Beispiele ausgewählt, um Messung und Modellierung zu vergleichen. Wie in Abb. 20 zu erkennen ist, kann die Modellierung nur mäßig an die experimentellen Daten mit Stahlschrot (550 kg/h) angenähert werden. Die Übereinstimmung von Experiment und Dispersionsmodell nimmt jedoch mit steigender Drehfrequenz zu. Es bleibt anzumerken, dass vor allem bei den Wärmeträgern Stahlschrot und Stahlkugeln im kleineren Drehfrequenzbereich die maximale Konzentration an Tracer etwas früher und höher ausfällt als im Vergleich zur Modellierung. Die Konzentration fällt früher steil ab, um schließlich in einem mehr oder weniger ausgeprägten „Tailing“-Verhalten auszuklingen. Dieses Verweilzeitverhalten lässt auf Zonen im Reaktor schließen, die von den Mischwerkzeugen nicht richtig erfasst werden. Um für diesen Fall eine genauere Modellierung zu erhalten würde es einer Parallel- und/oder Reihenschaltung von Reaktormodellen bedürfen, auf die verzichtet werden soll.

In Abb. 21 sind Verteilungen einer realen Mischung aus Stahlschrot und Stroh im Gewichtsverhältnis 50:1 gezeigt. In diesem Fall stimmt das Dispersionsmodell sehr gut mit den experimentellen Werten im untersuchten Drehfrequenzbereich des Reaktors überein. Ein „Tailing“-Verhalten des Reaktors ist kaum zu beobachten. Die Modellübereinstimmung ist demnach stark vom durchgesetzten Medium abhängig. In der Praxis ist eine Art Mischverhalten zwischen diesen Verteilungen zu beobachten, da sich das Stroh im heißen Reaktor rasch zersetzt und die Wärmeträgerschüttung größtenteils als fein gemahlener Koks, Produktgas und -dampf verlässt. Alle Ergebnisse mit den entsprechenden Bodensteinzahlen werden zusammenfassend noch im Kap. 3.4.5 und in Abb. 26 dargestellt.

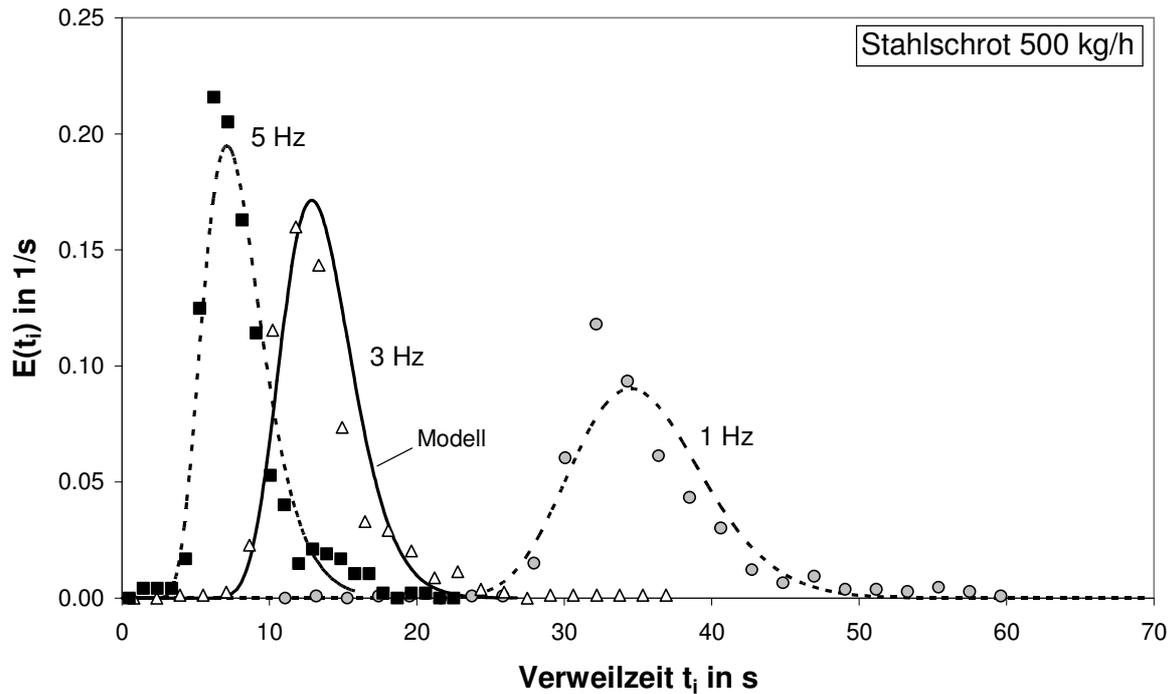


Abb. 20: Stahlschrot mit farblich markiertem Stahlschrot als Tracer bei einer Dosierung von 500 kg/h.

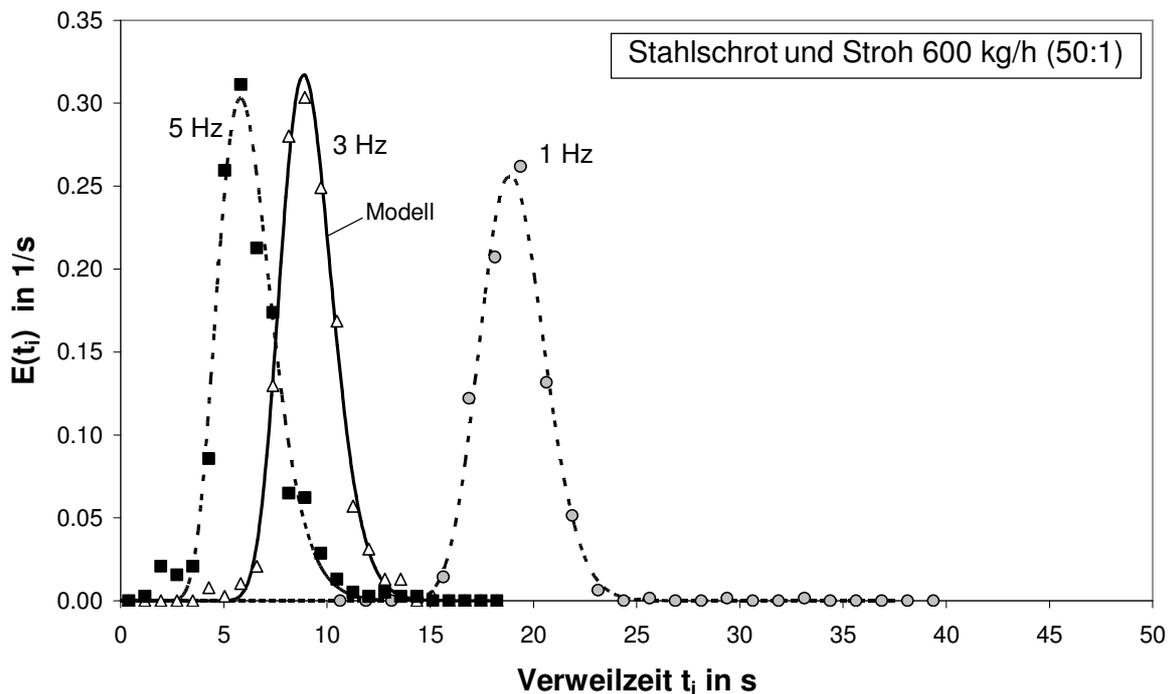


Abb. 21: Mischung von Stahlschrot und Stroh im Verhältnis von 50:1 bei einer Dosierung von 600 kg/h. Als Tracer wurde farblich markierter Stahlschrot verwendet.

### 3.4.4 Mittlere Verweilzeit und Füllgrad

Zur Bestimmung der mittleren Verweilzeit wurden mit (Gl. 9) und (Gl. 10) zwei Methoden vorgestellt, die im Idealfall zum selben Ergebnis kommen. Mit (Gl. 9) wird die theoretisch mittlere Verweilzeit des Wärmeträgers bestimmt durch Wägung der Masse im Reaktor und

Bestimmung des Massenstroms im stationären Zustand. Die experimentell bestimmte mittlere Verweilzeit im System wird in (Gl. 10) aus dem 1. zentralen Moment der Verteilung berechnet.

Wenn eine Tracer zwischen den Bilanzraumenden injiziert wird und es nicht ausgeschlossen ist, dass Rückdispersion stromaufwärts über die Injizierebene hinaus stattfindet („closed vessel“ Bedingung), so wird eine größere experimentelle Verweilzeit als die theoretische beobachtet [Spa58]. Im Gegenteil kann die beobachtete experimentelle Verweilzeit auch kürzer sein, wenn der durchströmte Bilanzraum auf Grund ungünstiger Belegung oder schlecht durchmischter Reaktorbereiche im Netto kleiner wird [Hol83, S.95].

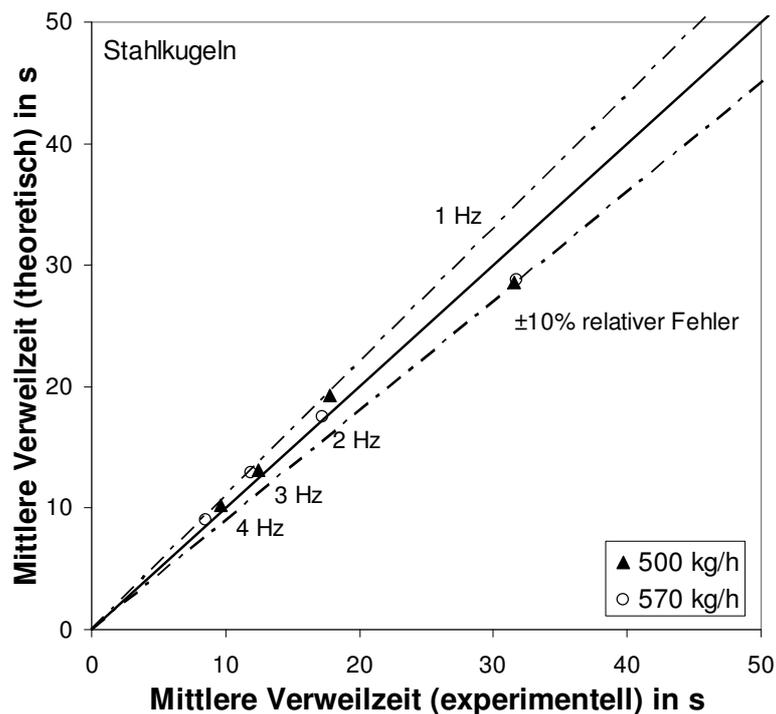


Abb. 22: Vergleich von experimenteller und theoretischer Verweilzeit im System.

In Abb. 22 werden experimentelle und theoretische Verweilzeit von Stahlkugeln gegeneinander aufgetragen. Bei einer Drehfrequenz von einem Hertz ist die experimentelle Verweilzeit etwas größer als theoretisch erwartet. Dies wird dadurch erklärt, dass in diesem Fall einzelne Tracerpartikel, die bei der Zugabe hinter die Injizierebene fallen können, von den Schnecken im Eintragsteil erst mit gewisser Verzögerung dem Mischteil überführt werden und an der Strömung durch den Reaktor teilnehmen. Des Weiteren ist die äußerste Randschicht (=Spalt zwischen Doppelschnecke und Wand) bei einem Hertz noch nicht genügend durchmischt, wodurch einzelne Partikel, die in diese Schicht geraten, erst mit etwas Verzögerung wieder freigegeben werden. Bei höheren Drehfrequenzen werden im Reaktor durch die schnell drehenden Mischwerkzeuge dem Material sofort eine axiale Strömung in Richtung Reaktorausgang aufgeprägt und die Randschicht im Reaktor besser erfasst. Die mittlere Verweilzeit aus Theorie und Experiment stimmt im Rahmen der Messgenauigkeit ( $\pm 1$  s) gut überein.

In Abb. 23 ist für den Wärmeträger Stahlschrot die Entwicklung der mittleren Verweilzeit mit zwei sehr unterschiedlichen Dosierraten dargestellt. Wird die Dosierrate von 300 auf 900 kg/h verdreifacht, bleibt die mittlere Verweilzeit bei Drehfrequenzen  $n \geq 2$  Hz etwas unterhalb der

ersten Kurve. D. h. der Füllgrad in den Schneckengängen erhöht sich leicht überproportional mit dem Massenstrom. Mit steigendem Füllgrad nimmt die Eigenbeweglichkeit der Partikeln auf Grund des geringeren Platzangebots ab.

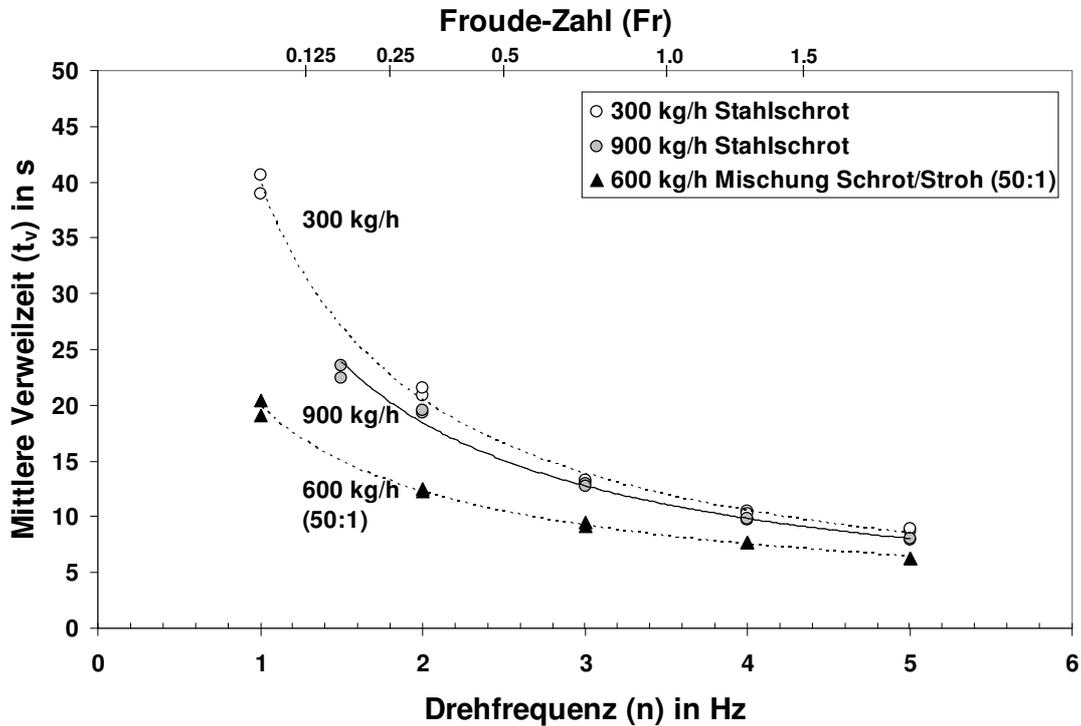


Abb. 23: Mittlere Reaktorverweilzeiten für Stahlschrot unter Variation der Drehfrequenz und Dosierung.

Abgeleitet aus der Messung der mittleren Verweilzeit kann ein theoretischer Füllgrad berechnet werden, der den tatsächlichen experimentellen Füllgrad gut approximiert, wie stichprobenartige Überprüfungen bestätigt haben:

$$\varphi_t = \frac{t_{v,\text{exp}} \cdot \dot{m}_s}{V_{\text{Reaktor}} \cdot \rho_s} \cdot 100 \quad (\text{Gl. 18})$$

Die so aus der mittleren Verweilzeit berechneten Füllgrade werden in Abb. 25 dargestellt. Wie zu erkennen ist und bereits im Zusammenhang mit der mittleren Verweilzeit besprochen wurde, nimmt der Füllgrad mit steigender Dosierrate des Wärmeträgers erheblich zu und mit zunehmender Drehfrequenz anfangs steil ab. Bei höheren Drehfrequenzen nimmt die mittlere Verweilzeit nur noch geringfügig ab und flacht aus.

Abschließend lässt sich zur mittleren Verweilzeit und zum Füllgrad folgendes vereinfachendes Fazit ziehen:

Bezogen auf ein bestimmtes Einsatzgut wie z. B. Stahlschrot hängt die mittlere Verweilzeit in erster Näherung nur von der Drehfrequenz der Doppelschnecken und kaum vom zudosierten Massenstrom ab (Abb. 23). Dass die mittlere Verweilzeit bei sonst ähnlichen Bedingungen wie vergleichbarer Massendurchsatz oder Volumendurchsatz stark von Einsatzstoff abhängt, zeigt Abb. 24.

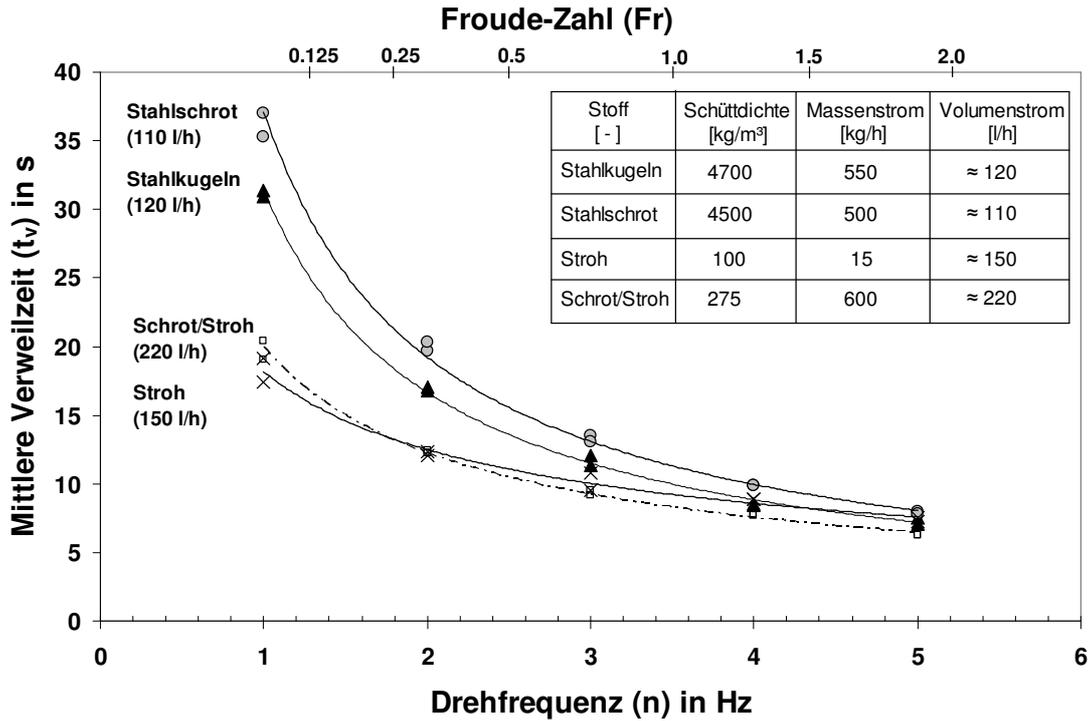


Abb. 24: Mittlere Verweilzeit der Wärmeträger, des Edukts und der Mischung im Reaktor.

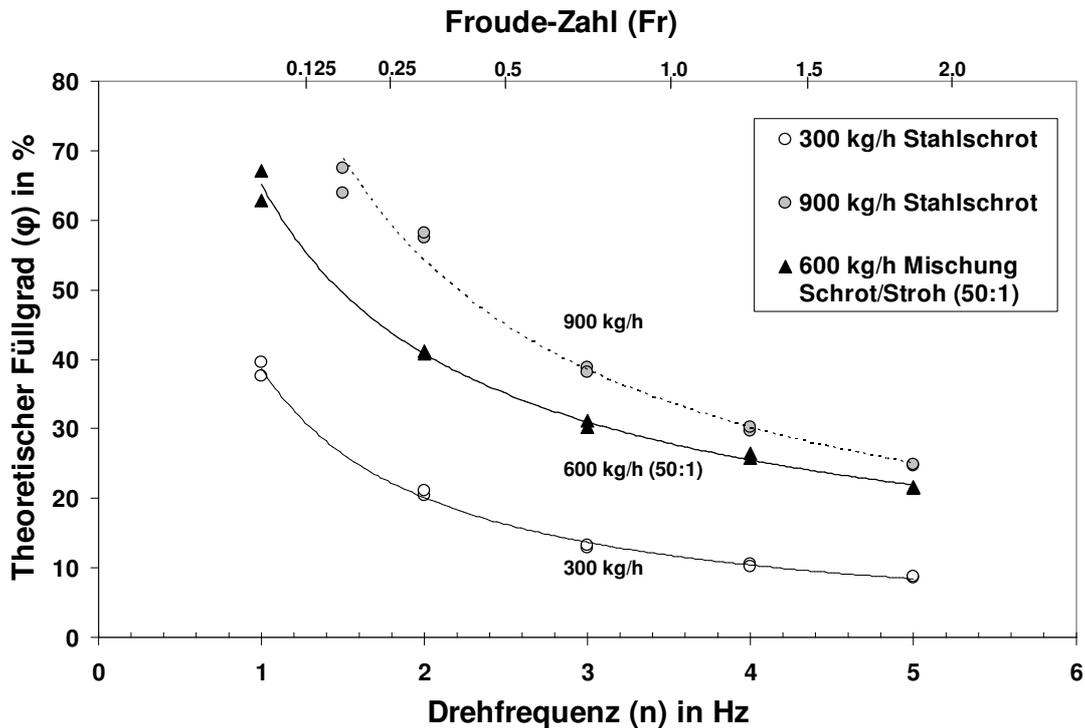


Abb. 25: Darstellung des theoretischen Füllgrads im Reaktor.

### 3.4.5 Axiale Dispersion

Die experimentell ermittelte Bodensteinzahl zeigt an, wie das Verweilzeitverhalten des Reaktors im Vergleich zu den Grenzfällen der idealen Reaktormodelle einzuordnen ist. Im Diagramm (Abb. 26) ist unabhängig vom Schüttgut festzustellen, dass die Bodensteinzahl mit

zunehmender Drehfrequenz sinkt. Für die unterschiedlichen Dosieraten von Stahlschrot nimmt die Bodensteinzahl mit höherer Dosierate zu. Wie schon bei der mittleren Verweilzeit erwähnt, ist durch einen höheren Füllgrad im Reaktor die Beweglichkeit der Partikeln auf Grund des geringern Platzangebots eingeschränkter. So ist es offensichtlich, dass die axiale Dispersion mit steigendem Füllgrad im Reaktor abnimmt.

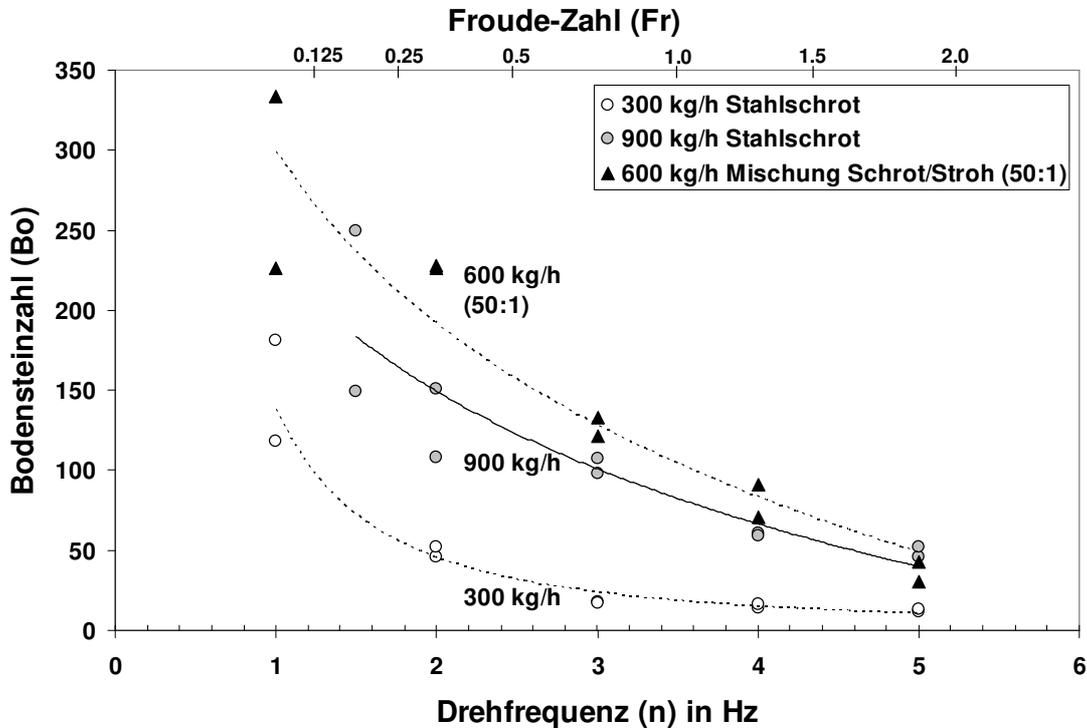


Abb. 26: Darstellung der Bodensteinzahl als Funktion von Drehfrequenz und Dosierate. Neben Stahlschrot wird außerdem eine Mischung aus Stahlschrot und Stroh (50:1) betrachtet.

Die Mischung aus Stroh und Stahlschrot weist die geringste axiale Dispersion auf. Im Wesentlichen wird die geringere axiale Dispersion dadurch begründet, dass durch den hohen Füllgrad das Raumangebot für Platzwechselforgänge begrenzt wird und die Fließigenschaften des Strohs eine willkürliche Eigenbeweglichkeit der Mischung behindert.

Eine höhere axiale Dispersion bei steigenden Drehzahlen (Tab. 6) ist auf die höheren Umfangsgeschwindigkeiten der Mischwerkzeuge und die somit erhöhte eingebrachte Energie für Mischung und Transport zurückzuführen, die für eine höhere Beweglichkeit der Partikeln im teilweise fluidisierten Zustand (formal ab  $Fr = 1$ ) sorgt.

Tab. 6: Beispiele für Dispersionskoeffizienten (Mischung Stahlschrot/Stroh 50:1) bei verschiedenen Drehfrequenzen.

Frequenz Hz	$D_{ax}$ $\cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$	Frequenz Hz	$D_{ax}$ $\cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
1	7.8	3	32.6
1	5.7	4	51.3
2	13.0	4	65.9
2	12.7	5	134.1
3	28.5	5	190.8

## 3.5 Phänomenologische Beschreibung des Mischens im Reaktor

### 3.5.1 Mischzustände

Mischvorgänge können anhand der beherrschenden Bewegungsmechanismen beurteilt werden, deren Einteilung erstmals Rumpf und Müller [Rum62] vorgeschlagen haben. Für den LR-Mischreaktor sind im Wesentlichen folgende Mechanismen in Betracht gezogen worden:

- (a) **Mischen im Haufwerk:** Einleitung einer langsamen Relativbewegung zwischen Partikeln in einer Schüttung.
- (b) **Schleudermischen:** Teile des Haufwerks werden herausgerissen und fallen nach einer Umordnung im Gasraum auf die Schüttungsoberfläche zurück.
- (c) **Mischen im Fluidbett:** Bei hoher Geschwindigkeit der Mischwerkzeuge wird ein Fluidbett erzeugt, in dem die einzelnen Partikel mobilisiert sind.
- (d) **Mischen im suspendierten Zustand:** Der Feststoff ist vollständig im Gas suspendiert. Dieser Zustand kann nur über hohe Gasgeschwindigkeiten oder sehr schnell drehende Mischwerkzeuge aufrecht erhalten werden.
- (e) **Freifallmischen** und (f) **Mischen von Materialströmen:** Die eingesetzten Feststoffkomponenten mischen sich schon im zusammenlaufenden Dosierstrom.

Neben dem Mischen von Materialströmen (f) am Punkt der Wärmeträgerzugabe werden die Bewegungsmechanismen (a) bis (d) in Abhängigkeit von der Drehfrequenz im LR-Mischreaktor erwartet. Ein Freifallmischen (e) würde nur erfolgen wenn sowohl Wärmeträger als auch Biomasse dem Reaktor durch einen gemeinsamen Eingang von oben zudosiert werden (Vormischen).

Zur Charakterisierung des Bewegungsverhaltens von Schüttgut im Reaktor wird im Allgemeinen das Verhältnis der Zentrifugalbeschleunigung der Mischwerkzeuge zur Erdbeschleunigung, die Froude-Zahl  $Fr$ , herangezogen [Keu95].

$$Fr_w = \frac{m \cdot \omega^2 \cdot R}{m \cdot g} = \frac{(2\pi \cdot n)^2 \cdot R}{g} \quad (\text{Gl. 19})$$

- $m$  : Masse der Partikel in kg
- $n$  : Drehfrequenz des Werkzeugs in 1/s
- $R$  : Radius des Werkzeugs in m
- $g$  : Erdbeschleunigung in  $\text{m/s}^2$
- $\omega$  : Winkelgeschwindigkeit in rad/s

Die Werkzeug-Froude-Zahl  $Fr_w$  ist von der Partikel-Froude-Zahl  $Fr_p$  zu unterscheiden. Hierin fließt der Partikelabstand  $r_p$  zur Werkzeugachse und die Partikelkreisgeschwindigkeit  $\omega_p$  mit ein. Ist  $Fr_p = 1$ , so stehen Zentrifugal- und Schwerkkräfte im Gleichgewicht und man geht von einer weitgehenden Fluidisierung des Schüttguts aus.

Der Mischvorgang wurde mittels einer Hochgeschwindigkeitskamera durch einen Plexiglasdeckel im Mischraum beobachtet und qualitativ beurteilt. Der Übergang vom (a) Mischen im Haufwerk, (b) Schleudermischen bis zur Teilfluidisierung des Schüttguts ist fließend und kann nicht an bestimmten Drehfrequenzen bzw.  $Fr$ -Zahlen festgemacht werden. Dass der Übergang stetig verläuft, ist z. B. auch aus der Funktion der mittleren Verweilzeit

mit Erhöhung der Drehfrequenz abzuleiten. Holzmüller [Hol83] hat bei den Untersuchungen im kontinuierlichen Pflugscharmischer regelrechte Sprünge im Verlauf der mittleren Verweilzeit gemessen und diese einem Übergang Haufwerksmischung – mechanische Fluidisierung zuordnen können.

### 3.5.2 Quervermischung und Entmischung

Für eine qualitative Beurteilung der lateralen Vermischung im Reaktor wurden ebenfalls Hochgeschwindigkeitsaufnahmen herangezogen. Aus den Aufnahmen ist zu erkennen, dass innerhalb einer Umdrehung der Schnecken (eine Ganghöhe) unabhängig von der Frequenz bereits gute Vermischung von Wärmeträger und Edukten erzielt wird. Größere Zusammenlagerungen von Stroh sind nicht erkennbar. Dadurch wird die Annahme einer genügend schnellen Quervermischung gegenüber der Axialvermischung gestützt, welche bei der Anwendung des Dispersionsmodells getroffen wird.

Durch die Beobachtungen konnte darüber hinaus geklärt werden, ob es im Reaktor zu Entmischungstendenzen [Som77] kommt. Stroh hat eine wesentlich geringere Dichte als der Wärmeträger, so dass beim Mischen Klassierungseffekte auftreten können. Ein Aufschwimmen des Edukts wurde aber auch bei höheren Füllgraden nicht beobachtet. Die Mischwerkzeuge sind jederzeit in der Lage, durch ihren Eingriffsbereich an die Oberfläche getragene Strohpartikel wieder in das Schüttgut einzumischen.

In Abb. 27 wird die Teilchenbewegung im Querschnitt des Reaktors betrachtet und die sich daraus ergebende ungleiche Ausnutzung des Reaktorquerschnitts. Die Betrachtung der Teilchenbewegung im Schneckenreaktor beginnt, wie in Abb. 27 (Bild I) dargestellt, mit dem Wellenkamm im Sumpf des Reaktors. Wird der Kamm nun im Uhrzeigersinn gedreht, bewegen sich die Teilchen (1) und (2) mit dem Wellenkamm nach oben. Gleichzeitig wird hinter dem Wellenkamm der Querschnitt freigeschaufelt, in den andere Teilchen hineinfließen und nachströmen können.

In Bild (II) ergeben sich für das Teilchen auf dem Kamm der rechten Welle zwei mögliche Mechanismen. Das Teilchen kann nun entweder in den entstandenen Hohlraum fallen (2') oder weiter mit dem Wellenkamm nach oben transportiert werden (2). Die Wahrscheinlichkeit für den letzteren Weg steigt mit zunehmendem Füllgrad des Reaktors. Für Teilchen (1) bleibt jedoch nur, sich mit dem Kamm nach oben zu bewegen, da die Richtung durch die Reaktorwand vorgegeben ist.

Taucht der Kamm der rechten Welle aus dem Sumpf heraus, hängt es von der Drehzahl ab, ob das Teilchen tangential gegen die Decke spritzt (Bild III) oder eher der kreisförmigen Bahn des Wellenkamms zurück in den Sumpf folgt. Die Wahrscheinlichkeit für ein tangenciales Wegspritzen steigt mit zunehmender Drehzahl.

Steht der Wellenkamm in oberer Position (Bild IV) ergibt sich für Teilchen (1), entweder in die Mitte des Reaktors zu fallen (1) oder tangential nach rechts zu schießen (1'). Dabei werden die Teilchen durch die Schwerkraft nach unten abgelenkt (Wurfparabel), so dass die Wahrscheinlichkeit über die rechte Welle zu spritzen mit steigender Drehzahl steigt (Bild V).

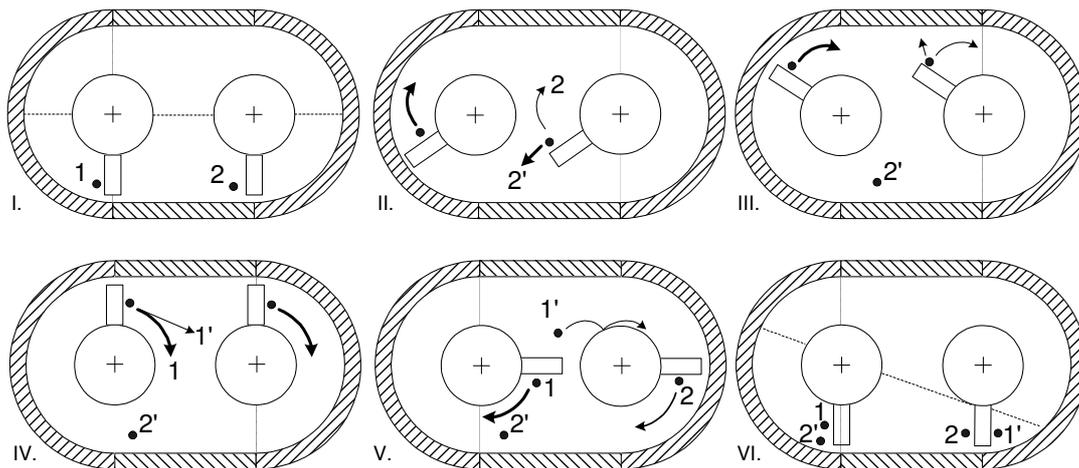


Abb. 27: Betrachtung der Teilchenbewegung im Querschnitt des Reaktors anhand einzelner Teilchen.

Fasst man die Wahrscheinlichkeiten möglicher Trajektorien zusammen, ergibt sich, dass der größte Anteil des Massenstroms in der linken Schnecke (bei Drehung im Uhrzeigersinn) umgewälzt wird. Die rechte Schnecke schiebt der linken Schnecke stetig Material über den Sumpf zu, bekommt aber im Gegenzug im oberen Teil des Querschnitts nur wenig Material über die Welle zugeworfen. So ergibt sich, dass sich ein Füllgradgefälle von links nach rechts im Reaktorverlauf ausbildet, wie auch im Experiment beobachtet wurde. Der Querschnitt der rechten Schnecke bleibt vor allem bei niedrigeren Füllgraden weitgehend ungenutzt.

### 3.6 Fazit

Aus der Sicht der Mischtechnik ist der Doppelschneckenreaktor ein guter Kompromiss zwischen Transport und radialer Vermischung, wobei zeitliche Dosierschwankungen auf Grund der geringen axialen Dispersion schlecht ausgeglichen werden können. Eine komplette mechanische Fluidisierung des Schüttguts wurde innerhalb des betrachteten Frequenzbereichs nicht erreicht.

Das zur Modellierung verwendete Dispersionsmodell ist gut anwendbar und verspricht eine ausreichende und brauchbare Näherung besonders für Wärmeträger/Eduktmischungen, wie sie im realen Prozess zum Tragen kommen. Die Einordnung des Reaktors anhand der Bodensteinzahlen entspricht eher einem idealen Rohrreaktor mit moderater axialer Dispersion bei höheren Drehfrequenzen.

Allgemein ist die mittlere Verweilzeit im Wesentlichen abhängig vom Einsatzmaterial und von der Drehfrequenz. Sie sinkt nur leicht mit zunehmender Dosierrate. Die axiale Dispersion nimmt stark ab, sobald die Füllgrade im Reaktor zunehmen und ein vermindertes Raumangebot für ungerichtete Platzwechselforgänge besteht.

Aus der Beobachtung mit einer Hochgeschwindigkeitskamera wurde die Quervermischung qualitativ für ausreichend gut befunden. Gleichzeitig konnten auch die Bedenken bezüglich der Entmischung von leichtem Edukt und schwerem Wärmeträger ausgeräumt werden, die im realen Prozess die Wärmeübertragung zwischen den Materialien erheblich verschlechtern würde. Aus der Betrachtung der Bewegung von Teilchen im Querschnitt wird klar, dass die Wärmeträgerfüllung entlang des Reaktors zu einem starken Gefälle im Querschnitt neigt. Dadurch wird der Querschnitt im Reaktor sehr ungleichmäßig genutzt.

## 4 Wärmeübertragungsvorgänge

Der Doppelschneckenmischreaktor ist ein Wärmeübertrager, in dem Wärme im Gleichstrom von einem festen Wärmeträger zu einem biogenen Einsatzstoff fließt. Dieser thermische Ausgleichsvorgang wird von Zersetzungsreaktionen des Einsatzstoffes sowie mechanischer Zerkleinerung durch Mahlwirkung von Wärmeträger und Mischwerkzeugen begleitet. Im Anschluss wird der abgekühlte Wärmeträger außerhalb des Reaktors in einem zweiten Wärmeübertrager wieder auf die gewünschte Reaktoreintrittstemperatur erhitzt. In diesem Kapitel sollen die Grundlagen der Wärmeübertragung in Reaktor und externem Wärmeübertragungsapparat behandelt und die Berechnungen von Wärmeübergangs- und Wärmedurchgangskoeffizienten erläutert werden.

Zunächst wird der äußere Wärmeübergang zwischen Wärmeträger und Biomassepartikeln anhand geometrischer Eigenschaften und theoretischer Überlegungen aus der kinetischen Gastheorie abgeschätzt. Des Weiteren wird bestimmt, ob interne und externe Wärmeübertragungswiderstände im Wärmeträgerbett überwiegen, was durch die Biot-Zahl (Gl. 3) charakterisiert wird. Über den äußeren Wärmeübergang kann auch die Zersetzungsgeschwindigkeit der Partikeln abgeschätzt werden, indem die instationäre Aufheizung von Partikeln als ein vereinfachtes Pyrolysemodell zur Anwendung kommt (siehe Kap. 5.1.3). Modell und Experimente zur Zersetzung definierter Partikeln in einer Schnellpyrolyse-Druckkammer werden anschließend verglichen.

Wärmeübergangskoeffizienten sind bei der technischen Auslegung des Wärmeträgerkreislaufs grundlegende Informationen. In Kapitel 5 wird noch ausführlich dargestellt, dass die Erhitzung des Wärmeträgers auf unterschiedliche Weise realisiert werden kann:

- (i) Im geschlossenen Kreislauf mit indirekter Wärmeübertragung von einem heißen Rauchgas durch eine Wärmeübertragerwand auf den Wärmeträger.
- (ii) Im offenen Kreislauf mit direkter Wärmeübertragung von einem heißen Rauchgas an den Wärmeträger.

Aus den Fällen resultieren unterschiedliche Wärmedurchgangskoeffizienten, durch die festgelegt ist, wie viel Wärmeübertragungsfläche vergleichsweise benötigt wird. Aus der Fläche leiten sich dann sowohl die Größe und Bauhöhe des Apparats als auch die damit verknüpften Investitionen ab.

### 4.1 Grundlagen der Wärmeübertragung in mechanisch bewegtem Schüttgut

#### 4.1.1 Wärmeübergang zwischen ebener Wand und rundem Partikel

Der Wärmeaustausch zwischen heißen Wärmeträger- und kalten Biomassepartikeln kann im Wesentlichen durch den Kontakt heißer Kugeln mit einer ebenen Wand approximiert werden. Diese vereinfachende Annahme lässt sich dadurch begründen, dass die eingesetzten Materialien Stahlschrot, Stahlkugeln und gerundeter Quarzsand ( $\text{SiO}_2$ ) eine fast ideale bis gute Kugelgestalt besitzen. Die Biomassepartikeln sind oft plättchenförmig beschaffen, was z. B. bei Strohhäckseln deutlich wird (siehe Abb. 19c), und somit die Annahme einer

Plattengeometrie rechtfertigt. Jedenfalls ergibt sich wie in der Realität ein Punktkontakt zwischen zwei unterschiedlich gekrümmten Flächen.

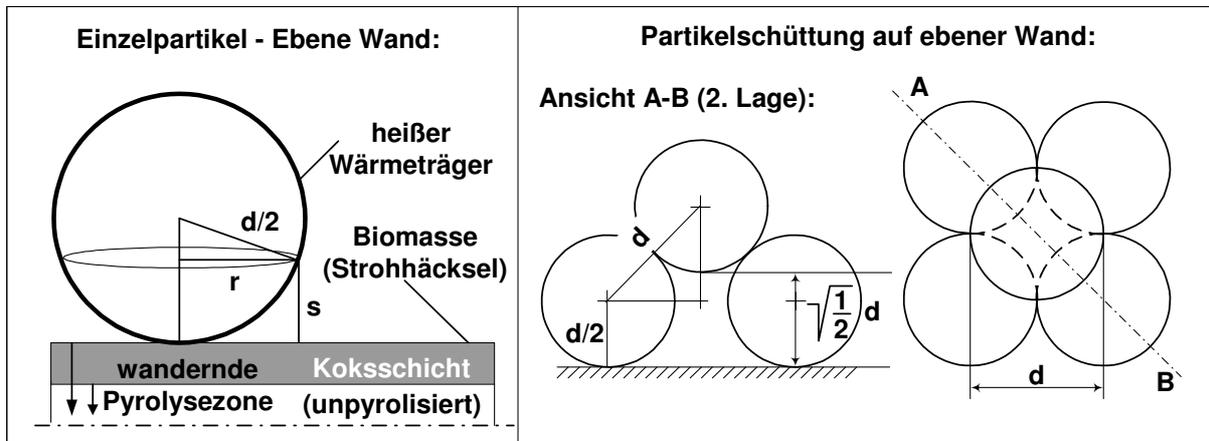


Abb. 28: Links: Modellvorstellung einer einzelnen kugelförmigen Wärmeträgerpartikel auf einem ebenen Strohhacksel. Rechts: Abstand der 2. Lage von der Wand bei einer Partikelschüttung.

Nach Schlünder [Sch88, S.87] kann der Wärmeübergangskoeffizient  $\alpha_{WP}$  zwischen einer ebenen Wand und einer kugelförmigen Partikel unter Annahme paralleler Wärmestromlinien berechnet werden. Dazu muss über den lokalen Wert des Wärmeübergangs  $\alpha_{WP,loc}$  der Oberfläche integriert werden:

$$\alpha_{WP} = \frac{4}{\pi \cdot d^2} \int_0^{d/2} \alpha_{WP,loc} 2\pi \cdot r \cdot dr \quad (\text{Gl. 20})$$

- $\alpha_{WP}$  : Wärmeübergangskoeffizient zwischen Wand und Partikel in  $W/(m^2 \cdot K)$
- $\alpha_{WP,loc}$  : lokaler Wärmeübergangskoeffizient in  $W/(m^2 \cdot K)$
- $d$  : Mittlerer Durchmesser des Wärmeträgers in m
- $r$  : Radius der Projektionsfläche in m

Für den lokalen Wert wird der Ansatz für den Wärmeübertragungskoeffizienten zwischen zwei parallelen Platten verwendet [Sch88, S.79]:

$$\alpha_{WP,loc} = \frac{\lambda_g}{s + l} \quad (\text{Gl. 21})$$

- $l$  : Modifizierte freie Weglänge der Moleküle in m
- $\lambda_g$  : Wärmeleitfähigkeit des Gases in  $W/(m \cdot K)$
- $s$  : Lokale Spaltweite in m

Die lokale Spaltweite  $s$  ergibt sich aus der Kugelgeometrie (siehe Abb. 28, links):

$$s = \frac{d}{2} - \sqrt{\left(\frac{d}{2}\right)^2 - r^2} \quad (\text{Gl. 22})$$

Nach Einsetzen von Gleichung (Gl. 21) und (Gl. 22) in (Gl. 20) und Integration folgt:

$$\alpha_{WP} = \frac{4\lambda_g}{d} \left\{ \left[ 1 + \frac{2 \cdot l}{d} \right] \ln \left[ 1 + \frac{d}{2 \cdot l} \right] - 1 \right\} \quad (\text{Gl. 23})$$

Die modifizierte freie Weglänge der Gasmoleküle kann aus der kinetischen Gastheorie anhand folgender Beziehung berechnet werden (Herleitung in [Sch88] Kap. 2.1):

$$l = 2 \cdot \frac{2 - \gamma}{\gamma} \cdot \sqrt{\frac{2\pi \cdot \tilde{R}T}{\tilde{M}}} \cdot \frac{\lambda_g}{p \cdot (2 \cdot c_{p,g} - \tilde{R} / \tilde{M})} \quad (\text{Gl. 24})$$

- $T$  : Temperatur in K  
 $\gamma$  : Akkommodationskoeffizient  
 $c_{p,g}$  : Spezifische Wärmekapazität des Gases bei konstantem Druck in J/(kg·K)  
 $\tilde{R}$  : Ideale Gaskonstante in J/(mol·K)  
 $\tilde{M}$  : Molmasse in kg/mol

Der Akkommodationskoeffizient  $\gamma$  stellt den Anteil der Moleküle dar, deren Energie beim Zusammenstoß mit der Wand übertragen wurde. Im Umkehrschluss wird der Rest  $(1 - \gamma)$  voll-elastisch reflektiert. Durch eine aus früheren Untersuchungen von Reiter et al. [Sch88] gefundene empirische Gleichung lässt sich der Akkommodationskoeffizient  $\gamma$  wie folgt berechnen:

$$\lg\left(\frac{1 - \gamma}{\gamma}\right) = 0.6 - \frac{(1000K/T) + 1}{C} \quad (\text{Gl. 25})$$

Die Konstante  $C$  ist abhängig von der Molmasse des Gases. Sie beträgt für Luft ( $\approx$  Stickstoff) und für Gase mit ähnlicher Molmasse ca. 2.8. Um die Oberflächenrauigkeit  $\delta$  mit zu berücksichtigen, wird diese dem Betrag nach der modifizierten Weglänge hinzugefügt. Für größere Drücke ( $p \geq 1$  bar) und raue Oberflächen kann die modifizierte freie Weglänge vernachlässigt werden und es gilt  $l + \delta \approx \delta$  für den Wärmeübergangskoeffizienten.

$$\alpha_{WP} = \frac{4\lambda_g}{d} \left\{ \left[ 1 + \frac{2 \cdot (l + \delta)}{d} \right] \ln \left[ 1 + \frac{d}{2 \cdot (l + \delta)} \right] - 1 \right\} \quad (\text{Gl. 26})$$

Um den Wärmeübergang nicht nur zwischen Einzelpartikeln und einer Wand zu berechnen sondern den einer ganzen Schüttung an einer ebenen Wand  $\alpha_{WS}$ , muss neben der 1. Lage an Partikeln mit einem Flächenbedeckungsgrad  $\varphi \approx 0.8$  für regellose Kugelschüttungen noch die 2. Lage an Partikeln berücksichtigt werden [Gün79, S. 15ff]. Der Abstand der 2. Lage zur Wand wird wie in Abb. 28 (links) illustriert berechnet.

$$\alpha_{WS} = \underbrace{\varphi \cdot \alpha_{WP}}_{1. \text{Lage}} + (1 - \varphi) \cdot \underbrace{\frac{\lambda_g}{\sqrt{1/2 \cdot d + (l + \delta)}}}_{2. \text{Lage}} + \alpha_{rad} \quad (\text{Gl. 27})$$

Des Weiteren ist noch ein Strahlungsanteil zu berücksichtigen, der bei nicht all zu großen Temperaturdifferenzen linearisiert werden kann. Aus dem Stefan-Boltzmann Gesetz folgt:

$$\dot{q}_{rad} = C_{12} \cdot (T_1^4 - T_2^4) \xrightarrow{T_1 \rightarrow T_2} \alpha_{rad} \approx 4 \cdot C_{12} \cdot \left( \frac{T_1 + T_2}{2} \right)^3 \quad (\text{Gl. 28})$$

Der Wert  $C_{12}$  ist der Strahlungskoeffizient des grauen Strahlers, welcher direkt proportional zum Strahlungskoeffizienten  $C_s = 5.67 \cdot 10^{-8} \text{ Wm}^{-2} \text{ K}^{-4}$  des ideal schwarzen Körpers ist.

$$C_{12} = \frac{C_s}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \quad (\text{Gl. 29})$$

$\varepsilon$  : Emissionszahlen der am Strahlungsaustausch beteiligten Oberflächen

### 4.1.2 Wärmeübergang zwischen zwei sich berührenden Kugeloberflächen

Neben den plättchenförmigen Einsatzstoffen wie gehäckseltes Weizenstroh gibt es auch Beispiele für eher kugelförmige oder zylinderförmige Einsatzstoffe wie z. B. Sägemehl. Nach der Methode der parallelen Wärmestromlinien soll hier der Wärmeübergang zweier sich berührender Kugelprofile berechnet werden. Zunächst wird wieder die lokale Spaltweite  $s(r)$  der sich berührenden Profile ermittelt (siehe auch Abb. 29, links):

$$s(r) = \frac{d_1 + d_2}{2} - \left[ \sqrt{\left( \frac{d_1}{2} \right)^2 - r^2} + \sqrt{\left( \frac{d_2}{2} \right)^2 - r^2} \right], \quad 0 \leq r \leq d_1, d_1 \leq d_2 \quad (\text{Gl. 30})$$

Dieser Ausdruck ist aber für die Integration des lokalen Wärmeübergangs nach Einsetzen in (Gl. 21) zu komplex. Deshalb wird das Kugelprofil durch ein Hyperbelprofil angenähert, indem  $s(r)$  in eine Taylorreihe zweiter Ordnung um  $r_0 = 0$  entwickelt wird:

$$s(r) \approx s(r_0) + \frac{1}{1!} \left. \frac{ds}{dr} \right|_{r_0} \cdot (r - r_0) + \frac{1}{2!} \left. \frac{d^2s}{dr^2} \right|_{r_0} \cdot (r - r_0)^2 \quad (\text{Gl. 31})$$

Hierin ist die 2. Ableitung an der Stelle  $r = 0$ :

$$\left. \frac{d^2s}{dr^2} \right|_{r=0} = 2 \cdot \left( \frac{1}{d_1} + \frac{1}{d_2} \right) \quad (\text{Gl. 32})$$

In (Gl. 31) werden im Fall  $r_0 = 0$  die beiden ersten Terme zu Null und es folgt für die approximierte lokale Spaltweite:

$$s(r) \approx \left( \frac{1}{d_1} + \frac{1}{d_2} \right) \cdot r^2 \quad (\text{Gl. 33})$$

Die weitere Berechnung des Wärmeübergangs ist analog der Vorgehensweise im vorherigen Kapitel durchzuführen mit Einsetzen und Integration von  $r = 0$  bis  $r = d_1/2$ . Für den

Wärmeübergang  $\alpha_{pp}$  zweier sich berührender Kugelprofile unterschiedlichen Durchmessers ergibt sich:

$$\alpha_{pp} \approx \frac{4 \cdot \lambda_g}{d_1 \cdot (d_1/d_2 + 1)} \cdot \ln \left[ 1 + \frac{d_1 \cdot d_2 + d_1^2}{2 \cdot (l + \delta) \cdot d_2} \right] \quad (\text{Gl. 34})$$

Sind die Durchmesser  $d_i$  der Kugeln gleich, so vereinfacht sich die Gleichung zu:

$$\alpha_{pp} \approx \frac{2 \cdot \lambda_g}{d} \cdot \ln \left[ 1 + \frac{d}{(l + \delta)} \right], \quad \text{für } d_1 = d_2 = d \quad (\text{Gl. 35})$$

Im Gesamtwärmeübergang muss ebenfalls der Wärmeübergang durch Strahlung beachtet werden. Schwierig ist es, Aussagen zum Bedeckungsgrad der zu pyrolysierenden Partikeln zu machen, da dieser Wert stark mit dem Größenverhältnis zwischen Wärmeträger und Biomasse zusammenhängt. Aus geometrischen Überlegungen ist jedoch absehbar, dass, wenn der Durchmesser der Biomassepartikeln größer oder ähnlich wie der des Wärmeträgers ist (siehe Abb. 29 (I. + II.)), der Wärmeträger (im Überschuss) die Partikel sehr gut bedecken kann.

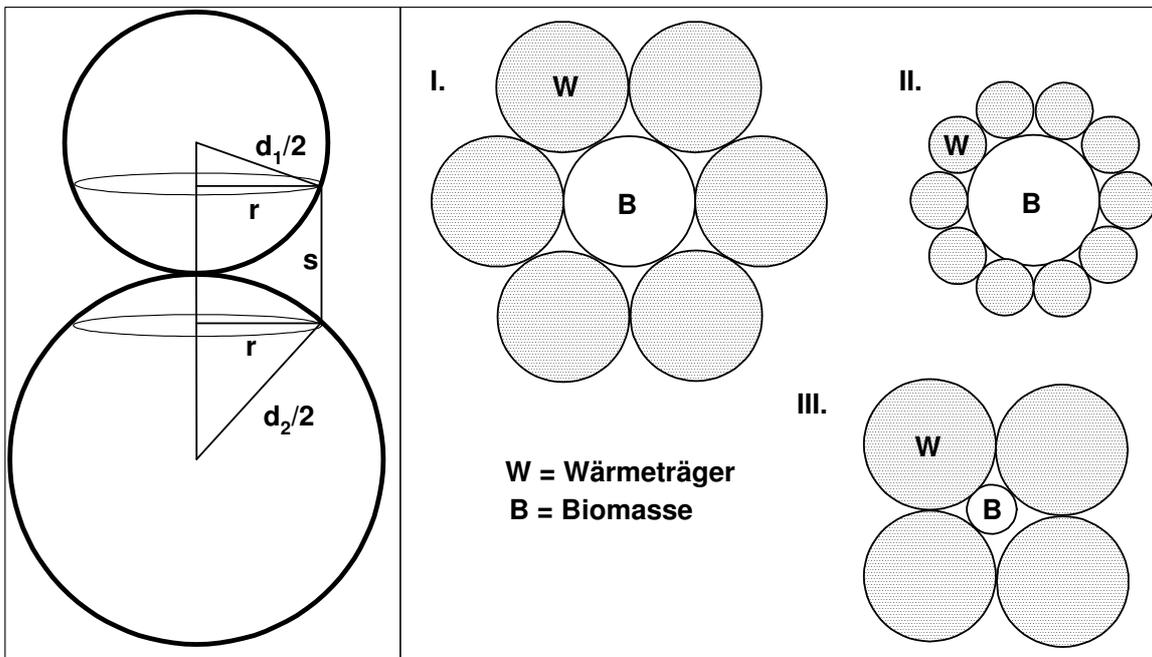


Abb. 29: Links: Lokale Spaltweite zwischen zwei sich berührenden Kugelprofilen. Geometrische Überlegungen zum Kontakt runder Wärmeträger (W) mit runden Biomassepartikeln (B).

### 4.1.3 Wärmeleitfähigkeit nicht durchströmter Schüttungen

Für die Vorausberechnung von Wärmeleitfähigkeiten nicht durchströmter Schüttgüter ist eine größere Anzahl an verschiedenen Modellen entwickelt worden. Eine ausführliche Übersicht der verschiedenen Berechnungsmethoden, Ansätze sowie deren Anwendbarkeit wird in [Sch88, S. 99ff.] gegeben. Im Folgenden soll die Berechnung der effektiven, homogenen Wärmeleitfähigkeit  $\lambda_{s,eff}$  nach dem bewährten und gut entwickelten Modell von Zehner und Schlünder [Zeh70, Zeh72] besprochen werden.

Grundidee des Zehner-Modells ist das Herausgreifen und die Modellierung einer Einheitszelle aus der Schüttung (siehe Abb. 30), durch die sich die Schüttung charakterisieren lässt. Durch das Konzept der Integration paralleler Wärmestromlinien in Gasphase und Gaszwickel der sich berührenden Profile ist schließlich die effektive Wärmeleitfähigkeit der Schüttung berechenbar.

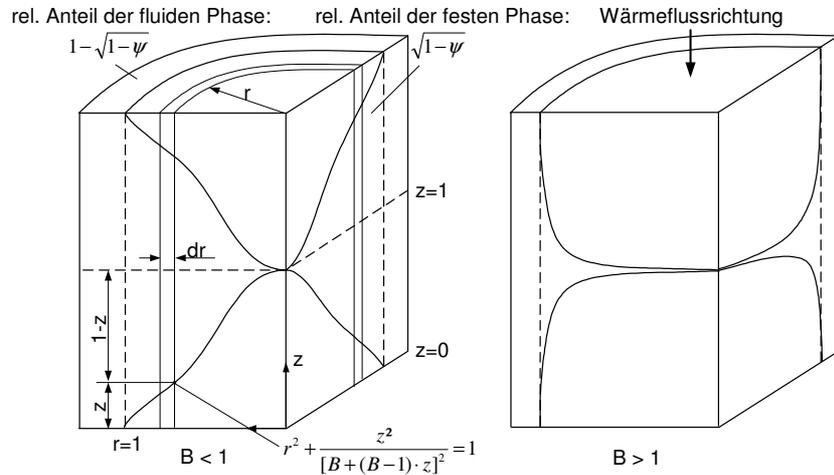


Abb. 30: Einheitszelle mit Modellpartikel im Zehner-Schlünder-Modell

In der Modellierung der Schüttung durch eine Einheitszelle in Abb. 30 wird angenommen, dass die Wärmeleitung zum Teil allein durch die Gasphase und teilweise von Korn zu Korn im Gaszwickel sowie im Berührungspunkt der beiden Profile stattfindet.

Zunächst ist festzustellen, welcher Anteil der Wärmeleitung sich ausschließlich über die Gasphase vollzieht. Hierzu eignet sich die Grenz Betrachtung einer nicht wärmeleitenden Partikel ( $\lambda_p = 0$ ). In der Stoffübertragung lässt sich ein analoger Fall realisieren, wenn die feste Phase für die diffundierende Spezies undurchlässig ist. Bei diesen Randbedingungen sind Wärmeleitung und Stofftransport analoge Vorgänge, die beide mit der Laplace-Differentialgleichung beschrieben werden können [Zeh70], und es folgt:

$$\lim_{\lambda_p / \lambda_g \rightarrow 0} \frac{\lambda_{s,eff}}{\lambda_g} = \frac{D_{eff}}{D} \quad (Gl. 36)$$

Durch Permeabilitätsmessungen verschiedener Autoren kann der effektive Diffusionskoeffizient  $D_{eff}$  in der Schüttung als Funktion der Porosität  $\psi$  bestimmt werden. Mit dem bekannten molekularen Diffusionskoeffizienten  $D$  in der Gasphase entsteht durch Anpassung an die Messwerte eine empirische Gleichung für den relativen Anteil der fluiden Phase an der Ringfläche [Zeh70]:

$$\lambda_p = 0 \rightarrow \frac{\lambda_{s,eff}}{\lambda_g} = \frac{D_{eff}}{D} = 1 - \sqrt{1 - \psi} \quad (Gl. 37)$$

Zur Bestimmung der Wärmeleitung von Korn zu Korn werden die Schüttungspartikeln durch Modellpartikeln variabler Form mit dem Formparameter  $B$  ersetzt. Für die Werte  $B < 1$  wird die Kontur nadelförmig; für  $B > 1$  eher tonnenförmig mit entsprechender Abflachung im

Berührungspunkt. Die Kontur der Modellpartikel in Abb. 30 wird durch folgende Gleichung beschrieben:

$$r^2 + \frac{z^2}{[B - (B-1) \cdot z]^2} = 1 \quad (\text{Gl. 38})$$

Aus der Form der Modellpartikel lässt sich die Porosität der Einheitszelle berechnen:

$$\psi = 1 - \frac{V_{\text{Partikel}}}{V_{\text{Zylinder}}} \cdot \sqrt{1 - \psi} \quad (\text{Gl. 39})$$

Das Volumenverhältnis in (Gl. 39) kann durch ein Volumenintegral mittels (Gl. 38) berechnet werden und verknüpft somit mathematisch die Porosität der Einheitszelle mit dem Verformungsparameter wie in (Gl. 40a,b) dargestellt. Die Porosität  $\psi$  ist eine durch Messung leicht zugängliche Größe, durch die sich der Verformungsparameter angeben lässt. Zu diesem Zweck muss aber (Gl. 40a,b) empirisch nach  $B$  invertiert werden. Der Formfaktor  $C_f$  ist für Kugelschüttungen mit 1.25 und 1.4 für unregelmäßig geformtes Schüttgut wie z. B. Sand.

$$\psi = 1 - \left\{ \frac{B}{(B-1)^3} \cdot [3 - 4B + B^2 + 2 \cdot \ln B] \right\}^2 \rightarrow B = C_f \cdot \left( \frac{1 - \psi}{\psi} \right)^{10/9} \quad (\text{Gl. 40a,b})$$

In der Einheitszelle setzt sich die resultierende Wärmeleitfähigkeit durch Parallelschaltung der Widerstände mit ihren relativen Flächenanteilen zusammen:

$$\lambda_{S,\text{eff}} / \lambda_g = \underbrace{1 - \sqrt{1 - \psi} \cdot \lambda_g / \lambda_g}_{\text{fluide Phase}} + \underbrace{\sqrt{1 - \psi} \cdot \lambda'_{S,\text{eff}} / \lambda_g}_{\text{feste Phase}} \quad (\text{Gl. 41})$$

Unter der Annahme paralleler Wärmestromlinien berechnet sich die effektive Wärmeleitfähigkeit von Korn zu Korn  $\lambda'_{S,\text{eff}}$  durch die Integration der lokalen Wärmeleitfähigkeiten  $\lambda'_{S,\text{eff}}(r)$ . Dieser lokale Wert setzt sich, wie in Abb. 30 zu erkennen ist, durch Serienschaltung von Widerständen aus einem Gasanteil  $(1-z) \cdot \lambda_g / \lambda_g$  und einem Feststoffanteil  $z \cdot \lambda_g / \lambda_p$  zusammen.

$$\lambda'_{S,\text{eff}} / \lambda_g = 2 \int_{z=0}^1 \frac{1}{(1-z) \cdot \frac{\lambda_g}{\lambda_g} + z \cdot \frac{\lambda_g}{\lambda_p}} \cdot 2\pi \cdot r \cdot dr \quad (\text{Gl. 42})$$

Durch Ableiten von (Gl. 38) nach  $z$  kann der Ausdruck  $r \cdot dr$  in (Gl. 42) substituiert und über  $z$  integriert werden. Mit Einsetzen der Integrationsgrenzen ergibt sich für die effektive Wärmeleitfähigkeit von Korn zu Korn:

$$\lambda'_{S,\text{eff}} / \lambda_g = \frac{2}{1 - \frac{\lambda_g}{\lambda_p} \cdot B} \cdot \left[ \frac{\left(1 - \frac{\lambda_g}{\lambda_p}\right) \cdot B}{\left(1 - \frac{\lambda_g}{\lambda_p} \cdot B\right)^2} \cdot \ln \frac{\lambda_p}{B \cdot \lambda_g} - \frac{B+1}{2} - \frac{B-1}{1 - \frac{\lambda_g}{\lambda_p} \cdot B} \right] \quad (\text{Gl. 43})$$

Durch Gleichungen (Gl. 41) und (Gl. 43) kann schließlich ein Wert für die effektive Wärmeleitfähigkeit der Schüttung berechnet werden. Dieser grundlegende Modellansatz [Zeh70] wurde später erweitert, um dem Einfluss der Wärmestrahlung und dem Druckeinfluss Rechnung zu tragen [Zeh72]. Für eine erste Berechnung und Abschätzung der Wärmeübertragungsvorgänge genügt die Genauigkeit dieses Ansatzes.

#### 4.1.4 Wärmeübertragung in mechanisch durchmischten Schüttungen

In einer ruhenden Schüttung kann der instationäre Gesamtwärmeübergang zwischen einer eingebetteten Wärmeübertragerwand und dem Kern der Schüttung (siehe Abb. 31) als die Serienschaltung zweier Anteile betrachtet werden:

$$\frac{1}{\alpha} = \frac{1}{\alpha_{WS}} + \frac{1}{\alpha_{S,t}} \quad (\text{Gl. 44})$$

Darin ist zunächst  $1/\alpha_{WS}$  der Widerstand, den die erste und zweite Partikellage der Schüttung an der Wand erzeugt, mit einem entsprechenden Temperaturgefälle  $T_W - T_0$ . Dieser Anteil kann auf Basis der Überlegungen in Kap. 4.1.1 berechnet werden (Gl. 27). Der zweite Widerstand  $1/\alpha_{S,t}$  ergibt sich durch die instationäre Aufheizung oder Abkühlung. Mit der Annahme, dass die Schüttung sich quasi als Kontinuum verhält, kann der zweite Anteil aus dem Wärmeleitungsgesetz nach Fourier bestimmt werden. Der momentane (Index „ $t,0$ “) instationäre Wärmeübergang  $\alpha_{S,t,0}$  wird praktischerweise durch die Kurzzeitasymptote des Randwertproblems für  $T_0 = \text{const}$  dargestellt [Sch95].

$$\alpha_{S,t,0} = \frac{1}{\sqrt{\pi}} \frac{\sqrt{\rho_S \cdot c_{p,S} \cdot \lambda_{S,eff}}}{\sqrt{t}} \quad (\text{Gl. 45})$$

Nach zeitlicher Mittelung des momentanen Werts ergibt sich für den Wärmeübergang:

$$\alpha_{S,t} = \frac{1}{t} \int_0^t \alpha_{S,t,0} \cdot dt = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \frac{\sqrt{\rho_S \cdot c_{p,S} \cdot \lambda_{S,eff}}}{\sqrt{t}} \quad (\text{Gl. 46})$$

Setzt man den Wärmeübergang an der Wand und den instationären Wärmeübergang in der Schüttung gleich ( $\alpha_{WS} = \alpha_{S,t}$ ), so erhält man eine kritische Kontaktzeit  $t_c$ , die zwei charakteristische Bereiche voneinander trennt:

$$t_c = \frac{4}{\pi} \cdot \frac{\rho_S \cdot c_{p,S} \cdot \lambda_{S,eff}}{\alpha_{WS}^2} \quad (\text{Gl. 47})$$

- (i) Für  $t \ll t_c$  ist der Wärmeübergang an der Wand für die Wärmeübertragung geschwindigkeitsbestimmend ( $\alpha \approx \alpha_{WS}$ ).
- (ii) Im umgekehrten Fall  $t \gg t_c$  ist der instationäre Wärmeübergang in der Schüttung maßgeblich ( $\alpha \approx \alpha_{S,t}$ ).

Für mechanisch durchmischte Schüttungen wird erwartet, dass bei konstanter Drehzahl des Rührorgans der Gesamtwärmeübergangskoeffizient  $\alpha$  nach einer instationären Anlaufphase

einem konstanten Endwert  $\alpha_\infty$  zustrebt (Abb. 32). Mit zunehmender Drehzahl bzw. besserer Durchmischung liegt dieser Wert näher am Wärmeübergang an der Wand  $\alpha_{ws}$ . Diese maximale Obergrenze wird theoretisch dadurch erreicht, sobald ein kompletter Austausch der Wärmeträgerteilchen an der Wand wesentlich schneller stattfindet, als durch die kritische Kontaktzeit vorgegeben.

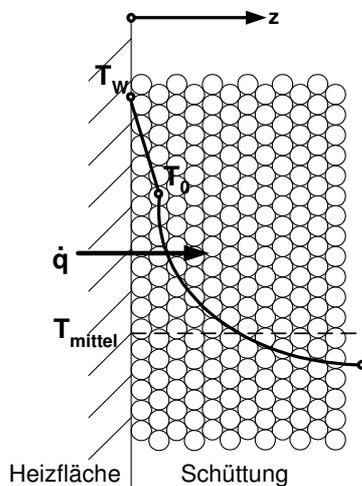


Abb. 31: Eine eingebettete Wand in eine ruhende Wärmeträgerschüttung.

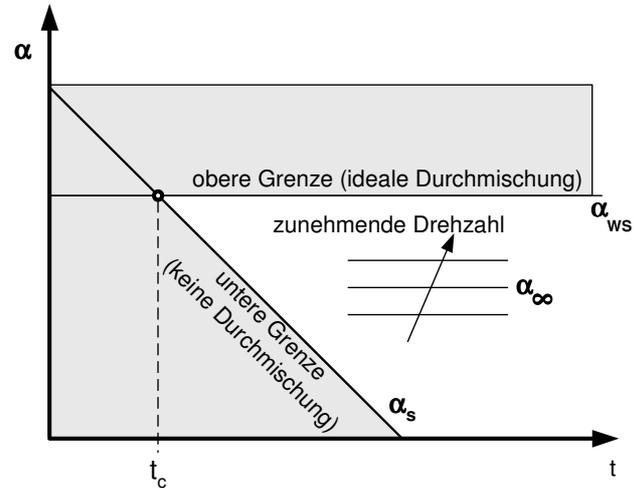


Abb. 32: Schematische Darstellung des zeitlichen Verlaufs des Gesamtwärmeübergangs  $\alpha$  bei Durchmischung.

## 4.2 Wärmeübergang bei der pneumatischen Förderung

Im Fall der pneumatischen Rezirkulation des abgekühlten Wärmeträgers bietet sich neben dem Transport eine gleichzeitige Erhitzung mit heißem Rauchgas an. Für die Abschätzung des Wärmeübergangs in einer vertikalen Steigleitung wird der Fall „Überströmte Einzelkugeln“ festgelegt, da angenommen wird, dass der Transport der Partikeln im Bereich der Dünnstromförderung stattfindet. Somit ist der Kontakt mit dem heißen Gas für die Wärmeübertragung maßgeblich.

Der dimensionslose Wärmeübergang als Nusselt-Zahl  $Nu = \alpha \cdot d / \lambda_g$  dargestellt, kann in einem weiten Strömungsbereich durch die Überlagerung der Fälle „laminar“ und „turbulent“ angegeben werden. Zusätzlich gilt für die Kugel ein minimaler Wärmeübergang ( $Nu_{min} = 2$ ), der nicht unterschritten werden kann:

$$Nu = Nu_{min} + \sqrt{Nu_{lam}^2 + Nu_{turb}^2} \quad (\text{Gl. 48})$$

Der Wärmeübergang bei laminarer Umströmung berechnet sich wie folgt:

$$Nu_{lam} = 0.664 \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Pr} \quad (\text{Gl. 49})$$

Im turbulenten Fall ist folgende empirische Korrelation aus dem VDI-Wärmeatlas [VDI94] verfügbar:

$$Nu_{turb} = \frac{0.037 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr}{1 + 2.443 \cdot Re^{-0.1} \cdot (Pr^{2/3} - 1)} \quad (\text{Gl. 50})$$

Streng genommen ist die Reynolds-Zahl  $Re$  in diesen Gleichungen durch die Überlagerung von erzwungener Konvektion und freier Konvektion zu berechnen. Für eine Abschätzung des Wärmeübergangs soll jedoch die Partikel-Reynolds-Zahl für die Berechnung der Nusselt-Zahl genügen.

Um eine stabile Flugförderung im vertikalen Rohr zu erreichen, muss die Gasgeschwindigkeit im Rohr die Sinkgeschwindigkeit der zu fördernden Partikeln übertreffen:

$$u_g > u_{sink} = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{3 \cdot \rho_g \cdot \xi}} \quad (\text{Gl. 51})$$

Darin ist der Widerstandsbeiwert einer Kugel durch die folgende Korrelation bis in den Newton-Bereich ( $Re < 2 \cdot 10^5$ ) leicht berechenbar:

$$\xi = \frac{24}{Re} + 0,5 \quad (\text{Gl. 52})$$

Durch Einsetzen von (Gl. 52) in (Gl. 51) und Lösung der quadratischen Gleichung erhält man einen Wert für die stationäre Sinkgeschwindigkeit. Ist die die Gasgeschwindigkeit in der Steigleitung bekannt, gibt Siegel [Sie91] überschlägige Werte für die Feststoffgeschwindigkeit an:  $u_p / u_g \approx 0.7$  (körniges Gut),  $u_p / u_g \approx 0.8$  (staubförmiges Gut). Daraus lässt sich die relative Geschwindigkeit der Umströmung und somit die Partikel-Reynolds-Zahl bestimmen.

### 4.3 Wärmeübergang in durchströmten Schüttungen

Als zweite Variante eines offenen Wärmeträgerkreislaufs kann der Wärmeträger zur Wiedererwärmung direkt mit heißem Rauchgas durchströmt werden. Die Berechnung des Wärmeübergangs zwischen Gasphase und Feststoff erfolgt ausgehend von der Betrachtung umströmter Einzelkörper (siehe Kap. 4.2). Der Wärmeübergang muss jedoch auf Grund der gegenseitigen Beeinflussung der Grenzschichten im Haufwerk mit einem empirischen Faktor korrigiert werden, der allein eine Funktion der Schüttungsporosität ist [Sch88]:

$$Nu_{Schüttung} = f_a(\psi) \cdot Nu_{Einzelkörper} \quad (\text{Gl. 53})$$

Die Korrektur ist für Porositäten im Bereich von  $\psi = 0.26$  bis 1 gültig und innerhalb eines Bereichs von  $10^2 < Pe < 10^7$  von der Péclet-Zahl  $Pe = u \cdot d/a$  unabhängig. Für kleine Péclet-Zahlen kann die Korrektur kleiner als 1 werden.

$$f_a(\psi) = 1 + 1.5 \cdot (1 - \psi) \quad (\text{Gl. 54})$$

### 4.4 Berechnung und Diskussion

#### Wärmeübergang zwischen Biomassepartikel und Wärmeträger

Zur Abschätzung des Wärmeübergangs bei der Pyrolyse von Biomassepartikeln wird für die Gasphase zur Vereinfachung ein Pyrolysegas ohne Teer- und Öldämpfe angenommen, um

entsprechende Stoffdaten wie kinematische Viskosität usw. für die Korrelationen des Wärmeübergangs bereitstellen zu können (siehe Tab. 7).

Im Reaktor wird der Wärmeträger (im Überschuss) mit Biomasse hinreichend schnell quervermischt, so dass von einer guten Bedeckung der Biomasse mit Wärmeträger ausgegangen wird. Der Oberflächenbedeckungsgrad  $\phi$  der 1. Lage wird mit Erfahrungswerten aus der Literatur [Sch88] zu 80% angenommen. Der Strahlungswärmeübergang bleibt hier aus Vereinfachungsgründen unberücksichtigt, da der Großteil der Wärme bei Temperaturen um 500°C durch Leitung und Konvektion übertragen wird. Die Vermischung im Reaktor wird als ausreichend schnell angenommen. Das bedeutet, dass die Zeit für den Austausch der 1. Wärmeträgerpartikellage an der Oberfläche der Biomasse viel kürzer ist als die kritische Kontaktzeit (Gl. 47). Damit wird näherungsweise das obere Limit für den äußeren Wärmeübergang erreicht ( $\alpha \approx \alpha_{WS}$ ).

Tab. 7: Zusammensetzung des Modellpyrolysegases mit Stoffdaten bei T= 500°C und p=1 bar [VDI94].

Stoff	Vol%	Molmasse	$\lambda$	$c_{p,g}$	$\rho$	$\eta$	$\nu$	A	Pr
-	-	kg/kmol	W/(m·K)	kJ/(kg·K)	kg/m <sup>3</sup>	10 <sup>-6</sup> ·Pa·s	10 <sup>-6</sup> ·m <sup>2</sup> /s	10 <sup>-6</sup> ·m <sup>2</sup> /s	-
N <sub>2</sub>	10	28	0.054	1.12	0.436	35.1	80.5	110	0.73
H <sub>2</sub> O	10	18	0.067	2.14	0.281	28.6	102	112	0.91
CO	30	28	0.053	1.13	0.442	33.1	74.9	107	0.70
CO <sub>2</sub>	50	44	0.055	1.16	0.685	34.2	50.0	69.0	0.72
Mittel	-	35	0.055	1.24	0.547	33.4	65.7	88.8	0.74

In Abb. 33 sind die mit (Gl. 27) berechneten Werte für verschiedene Partikelgrößen und Oberflächenrauigkeiten  $\delta$  graphisch aufgetragen. Beispielsweise hat der Wärmeträger Sand mit einem mittleren Partikeldurchmesser von 1 mm und einer pauschalen Oberflächenrauigkeit von  $\delta = 10 \mu\text{m}$  einen Wärmeübergangskoeffizienten Wand-Schüttung von  $\alpha_{WS} = 530 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ . Wird Sand als Wärmeträger verwendet, so wird er auf Grund von mechanischen und thermischen Belastungen mit der Zeit zu kleineren Korngrößen zerfallen, so dass sich im Laufe des Betriebs kleinere Korngrößen mit höherem äußerem Wärmeübergang einstellen. Für den Wärmeträger Stahlkugeln werden größere Durchmesser von 1.5 und 2 mm veranschlagt. Somit werden noch Werte für den Wärmeübergang von 400 bzw. 325 W/(m<sup>2</sup>·K) in Wandnähe erzielt.

Die Oberflächenrauigkeit der Biomasse ist schwierig abzuschätzen. Um ein Gefühl für die richtige Größenordnung zu bekommen, wurden jeweils Strohhäcksel von Weizen und von Reis rechtwinklig zu ihrer Faser durchgeschnitten und für das Rasterelektronenmikroskop (REM) präpariert. In Abb. 34 ist zu erkennen, dass sowohl Weizen- als auch Reisstrohhäcksel auf einer Seite mit einer Hohlkammerstruktur durchzogen sind, die den Wärmeträger bei Kontakt zunächst vom weiter innen liegenden, massiveren Material auf Abstand hält. Somit kann diese Struktur in Analogie zu einer Rauigkeit an einer Oberfläche gedeutet werden. Der Durchmesser dieser Kammern liegt in der Größenordnung weniger 10  $\mu\text{m}$ . Als Abschätzung für die Oberflächenrauigkeit wurde somit ein pauschaler Wert von  $\delta = 10 \mu\text{m}$  für die Berechnung angesetzt. Aus den Gleichungen geht hervor, dass eine Vernachlässigung dieses Einflusses zu deutlich höheren Werten für den Wärmeübergang an der Wand führt.

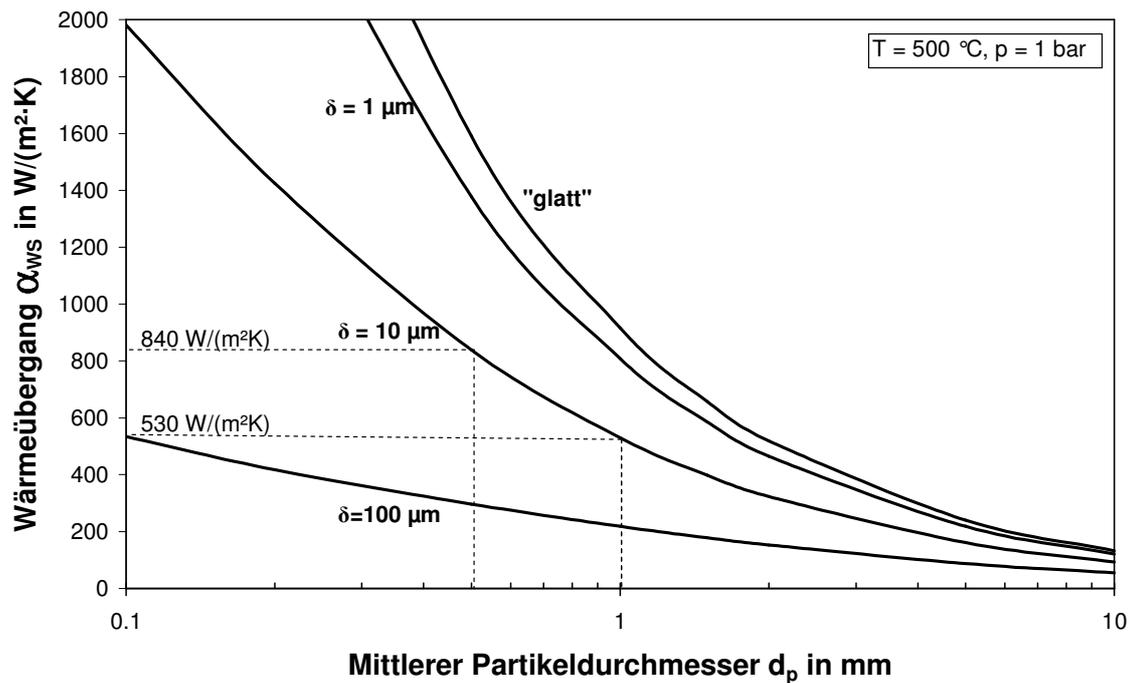


Abb. 33: Äußerer Wärmeübergang als Funktion von Partikeldurchmesser und Oberflächenrauigkeit.

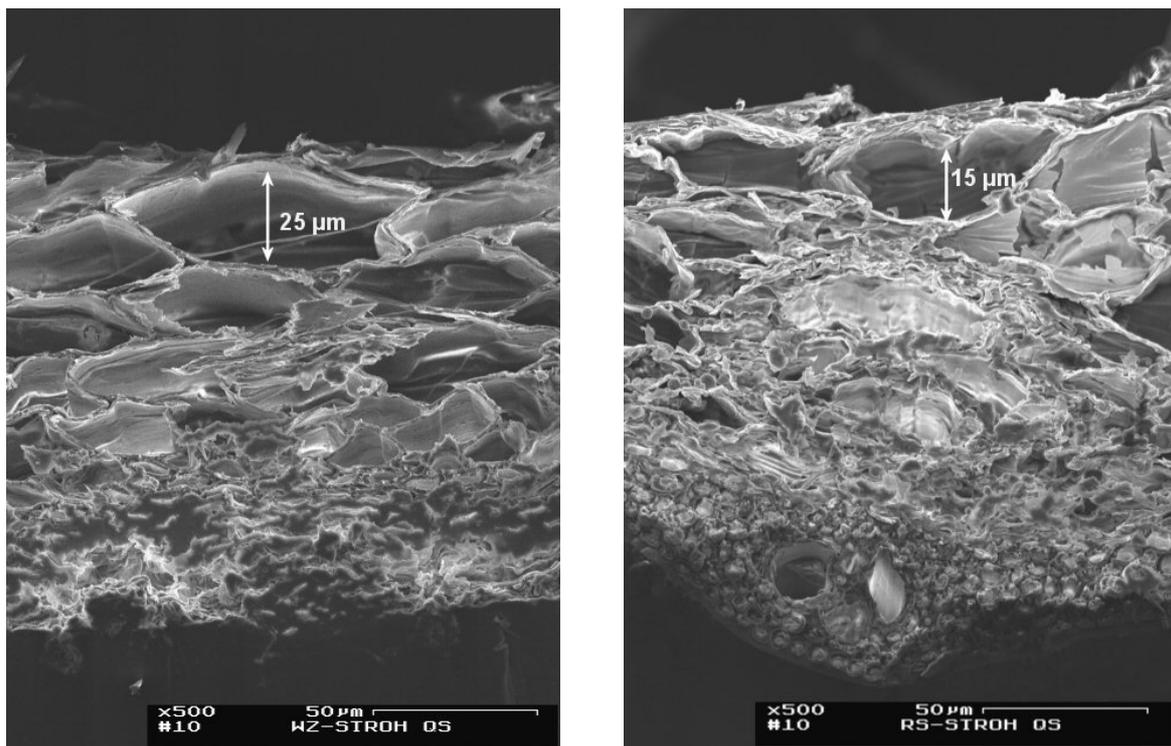


Abb. 34: Querschnitt rechtwinklig zur Faser durch ein Weizenstrohhäcksel (links) und ein Reisstrohhäcksel (rechts) mittels Rasterelektronenmikroskop.

Der berechnete äußere Wärmeübergang kann als eine eher konservative Abschätzung angesehen werden, denn im Modell zwischen starrer Platte und Kugel wird quasi nur ein „Punktkontakt“ des Wärmeträgers mit der Biomasse angenommen. In der Realität wird durch das Eigengewicht des Wärmeträgers und die mechanische Einwirkung der Mischwerkzeuge vor allem in der Schubphase im Reaktorsumpf durch Pressung ein Flächenkontakt hergestellt, der den Wärmeübergang um ein Vielfaches verbessert. Dem entgegen wirkt, dass der Reaktor in der Wurfphase ein mechanisches Wirbelbett erzeugt, in dem die angenommene

Oberflächenbedeckung von Biomasse mit Wärmeträger nicht mehr gegeben ist. Theoretisch wird dadurch der äußere Wärmeübergang im zeitlichen Mittel wieder verringert. Des Weiteren bleibt zu dieser Modellvorstellung anzumerken, dass das Strohhäcksel bzw. „die Platte“ während der Pyrolyse nicht intakt bleibt. Zum einen treten Pyrolysegase aus dem Häcksel aus, die einen Kühleffekt erzeugen; zum anderen werden die äußeren Koksschichten infolge von Relativbewegung abgerieben, was den Wärmeübergang begünstigt. Insgesamt steuern die angesprochenen Effekte in ihrer Wirkung entgegengesetzt und gleichen sich somit teilweise aus. Der berechnete bzw. abgeschätzte äußere Wärmeübergang stellt somit eine gute Näherung an den tatsächlichen Wert dar.

### Wärmeleitfähigkeit von Wärmeträgerschüttungen

Die Wärmeleitfähigkeiten von Sand- und Stahlkugelschüttungen werden wie beschrieben mit dem Modell von Zehner berechnet. Die Wärmeleitfähigkeit der Schüttung wird bei Umgebungsdruck im Wesentlichen durch die Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs dominiert. Die Größe der Partikeln spielt auf Grund der geometrischen Ähnlichkeit keine Rolle. So hat eine Kugelschüttung mit gleichmäßigen 1 mm Partikeln nach dem Modell die gleiche effektive Wärmeleitfähigkeit wie eine mit 10 mm großen Partikeln, da die Porosität gleich bleibt. Diese Aussage gilt bei hinreichendem Abstand begrenzender Wärmeübertragungsflächen  $s$  gegenüber dem Partikeldurchmesser ( $s \gg d_p$ ). Für die Gasphase wird ein Modellpyrolysegas bei einer mittleren Temperatur von 600°C angenommen.

Es ergibt sich für die effektive Wärmeleitfähigkeit einer Stahlkugelschüttung ein  $\lambda_{s,eff}$  von 0.8 W/(m·K). Für Sand fallen die Werte mit  $\lambda_{s,eff} = 0.4$  W/(m·K) gemäß der geringeren Wärmeleitfähigkeit von SiO<sub>2</sub> schlechter aus.

Tab. 8: Stoffwerte und Ergebnisse für die Berechnung der effektiven Wärmeleitfähigkeit der Schüttung.

Bezeichnung	Symbol	Stahl	Sand	Einheit
Porosität	$\psi$	0.4	0.4	-
Empirischer Faktor	$C_f$	1.25	1.4	-
Formfaktor Einheitszelle	$B$	1.96	2.20	-
Wärmeleitfähigkeit, Partikel 600°C	$\lambda_p$	25	1.93	W/(m·K)
Wärmeleitfähigkeit, Gas 600°C	$\lambda_g$	0.06	0.06	W/(m·K)
Anteil "Korn zu Korn"	$\lambda'_{s,eff}/\lambda_g$	16.2	7.8	-
<b>Effektive Wärmeleitfähigkeit</b>	$\lambda_{s,eff}$	<b>0.8</b>	<b>0.4</b>	W/(m·K)

### Wärmeübergang bei der pneumatischen Förderung

Als Möglichkeit für die gleichzeitige Wiedererwärmung und Rückführung des Wärmeträgers wurde bereits die pneumatische Förderung von Partikeln mit heißem Rauchgas genannt. Für die Gasphase wird ein Modellrauchgas angenommen, wie es bei der Verbrennung von Erdgas (CH<sub>4</sub>) mit trockener Luft entsteht (Tab. 9). Im Mittel wird eine Temperatur von 600°C in der Steigleitung angesetzt, wie in der bioliq<sup>®</sup>-Anlage.

Die stationäre Sinkgeschwindigkeit von 1 mm Sandpartikeln ( $\rho_s = 2600$  kg/m<sup>3</sup>) ergibt sich aus den Stoffdaten des Gases und den Gleichungen (Gl. 51) und (Gl. 52) zu  $u_{sink} = 11.2$  m/s. Diese Geschwindigkeit stellt die untere Grenze der Gasgeschwindigkeit im Steigrohr dar. Bei realen Anlagen mit pneumatischem Kreislauf wird die mittlere Gasgeschwindigkeit im Bereich von 600°C auf 18-20 m/s eingestellt. Damit lässt sich Wärmeträgersand mit einem Kornspektrum

von < 2 mm Durchmesser gut fördern. Für Wärmeträger aus Stahl ist diese Art der Kreislaufförderung auf Grund der höheren Partikeldichte nicht praktikabel.

Tab. 9: Zusammensetzung des Modellrauchgases mit Stoffwerten bei  $T=600^{\circ}\text{C}$  und  $p=1$  bar [VDI94].

Stoff	Vol%	Molmasse	$\lambda$	$c_{p,g}$	$\rho$	$\eta$	$\nu$	A	Pr
-	-	kg/kmol	W/(m·K)	kJ/(kg·K)	kg/m <sup>3</sup>	10 <sup>-6</sup> ·Pa·s	10 <sup>-6</sup> ·m <sup>2</sup> /s	10 <sup>-6</sup> ·m <sup>2</sup> /s	-
CO <sub>2</sub>	10	44	0.062	1.20	0.606	37.4	61.8	85	0.72
H <sub>2</sub> O	20	18	0.080	2.20	0.248	32.6	131	146	0.90
N <sub>2</sub>	70	28	0.059	1.14	0.386	38.0	98.6	134	0.73
Mittel	-	27.6	0.064	1.36	0.380	36.9	101	132	0.77

Durch Einsetzen der gegebenen Werte in (Gl. 48) bis (Gl. 50) und mit der Abschätzung von Siegel für die Feststoffgeschwindigkeit im Steigrohr für körniges Gut ergibt sich für  $u_{RG} = 18$  m/s ein äußerer Wärmeübergang von ca. 420 W/(m<sup>2</sup>·K).

### Wärmeübergang in einer durchströmten Schüttung

Als zweite Variante des offenen Kreislaufs wurde die Durchströmung eines Wanderbetts mit einem Rauchgas im Gegenstrom angesprochen. Zur Berechnung des Wärmeübergangs wird das gleiche Modellrauchgas jedoch bei 700°C verwendet (Tab. 10).

Tab. 10: Zusammensetzung des Modellrauchgases mit Stoffwerten bei  $T=700^{\circ}\text{C}$  und  $p=1$  bar [VDI94].

Stoff	Vol%	Molmasse	$\lambda$	$c_{p,g}$	$\rho$	$\eta$	$\nu$	A	Pr
-	-	kg/kmol	W/(m·K)	kJ/(kg·K)	kg/m <sup>3</sup>	10 <sup>-6</sup> ·Pa·s	10 <sup>-6</sup> ·m <sup>2</sup> /s	10 <sup>-6</sup> ·m <sup>2</sup> /s	-
CO <sub>2</sub>	10	44	0.069	1.23	0.544	40.5	74.4	103	0.72
H <sub>2</sub> O	20	18	0.093	2.27	0.223	36.6	164	184	0.89
N <sub>2</sub>	70	28	0.064	1.16	0.346	40.9	118	160	0.74
Mittel	-	27.6	0.071	1.39	0.341	40.0	123	159	0.77

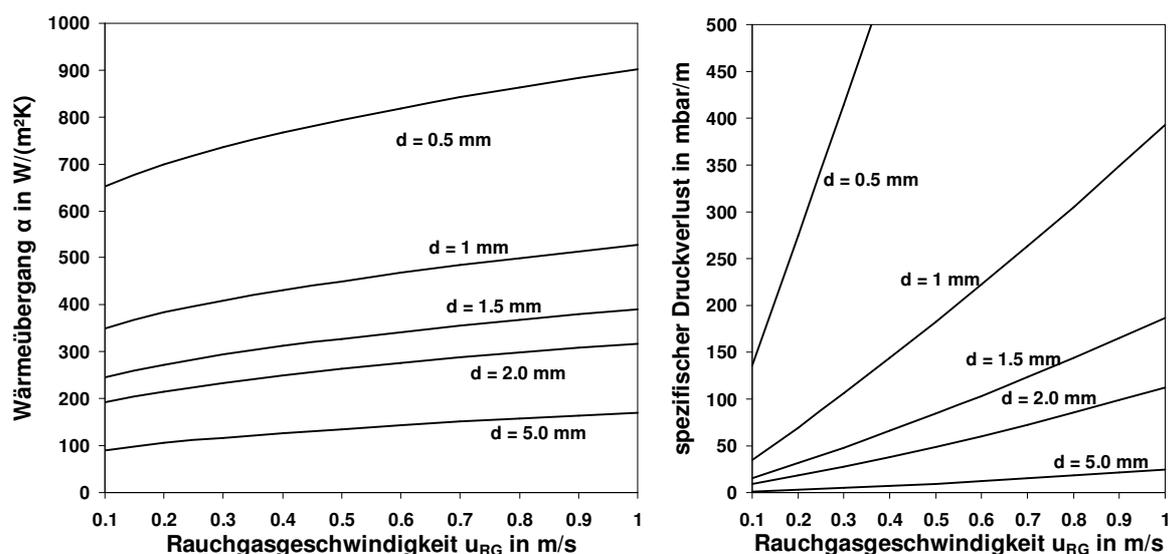


Abb. 35: Links: Wärmeübergang bei der Durchströmung von Schüttungen als Funktion der Rauchgasgeschwindigkeit und des mittleren Partikeldurchmessers. Spezifischer Druckverlust bei der Durchströmung von Schüttungen im angegebenen Gasgeschwindigkeits- und Partikelbereich (Berechnet nach der Ergun-Gleichung [Sti93]).

Auf Basis der Stoffwerte und mit den Korrelationen für die Überströmung der Einzelkugel sowie den empirischen Korrekturfunktion ergeben sich für den äußeren Wärmeübergang die in Abb. 35 graphisch dargestellten Werte. In allen Fällen wurde eine Schüttungsporosität von  $\psi = 0.4$  unterstellt. Neben dem Wärmeübergang sollte der Druckverlust, der über die Ergun-Gleichung [Sti93] berechnet werden kann, beachtet werden. Aus den beiden Diagrammen wird deutlich dass ein hoher Wärmeübergang zwar zu kleinen und kompakten Wärmeübertragern führt, aber durch einen sehr hohen Druckverlust erkauft wird.

# 5 Kinetische Parameter zur Schnellpyrolyse

## 5.1 Konversionszeit von Biomassepartikeln

### 5.1.1 Versuchsbeschreibung

Das Ziel der experimentellen Untersuchungen ist es, die Konversionszeiten zu bestimmen, welche notwendig sind, um Partikeln von bestimmten Stoffen mit unterschiedlichen Durchmessern und definierter Geometrie bei ca. 500°C vollständig<sup>3</sup> oder annähernd vollständig (z. B.  $\geq 95\%$ ) zu pyrolysieren. Die experimentellen Daten werden anschließend mit den simulierten Ergebnissen basierend auf einem stark vereinfachten Pyrolysemodell einer reinen instationären Aufheizung von Partikeln verglichen.

Des Weiteren dienen diese Untersuchungen der Bereitstellung geeigneter Betriebsparameter. Die mittlere Verweilzeit  $t_V$  der Partikeln im Reaktor sollte die minimale Konversionszeit  $t_K$  mindestens um wenige Sekunden übertreffen, damit ein Großteil der Partikeln noch im Reaktor pyrolysieren kann. Im Fall der Kondensatmaximierung liegt  $t_K$  am 1. Fußpunkt oder deutlich vor dem Maximum einer ansteigenden Verweilzeitverteilung, wie sie z. B. in Abb. 21 zu sehen ist. Im Falle von ( $t_V \approx t_K$ ) oder einer Unterschreitung findet eine „Nachpyrolyse“ im Wärmeträgerkreislauf statt, wodurch eine schnelle Abfuhr und Abkühlung der entstehenden Produkte nicht mehr möglich ist. Die Folgen sind erhöhte sekundäre Zersetzungsreaktionen und geringere Kondensatausbeuten. Bei Verweilzeiten von  $t_V \approx 2 \cdot t_K$  oder größer liegt man bei allen untersuchten Drehfrequenzen betriebstechnisch auf der sicheren Seite.

Die Partikeln werden unter Bedingungen pyrolysiert, wie sie im Doppelschnecken-Mischreaktor herrschen. Dazu wird ein mechanisch fluidisiertes Wärmeträgerbett bei ca. 500°C und Normaldruck benötigt, um hohe äußere Wärmeübergänge mit gleichzeitigem mechanischem Abrieb am Partikel zu erzeugen. In einem druckdichten Reaktor wird ein schneller zeitlicher Druckanstieg gemessen, sobald eingeschleuste Biomasse im Reaktor mit heißem Wärmeträger in Kontakt kommt und pyrolysiert. Somit wird die Gas- bzw. Dampfbildungsgeschwindigkeit mit der thermischen Zersetzung des Einsatzstoffes verknüpft. Das Ende der Pyrolysereaktion wird durch ein Plateau des zeitlichen Druckverlaufs markiert (siehe Abb. 37).

Durch die gewählten Pyrolysebedingungen ist es nicht möglich, Analysemethoden wie z. B. die Thermogravimetrie anzuwenden, die üblicherweise zur Untersuchung der Pyrolysekinetik herangezogen werden. Als praktikable Messgröße und Indikator für den Pyrolysevorgang ist hier die zeitliche Druckentwicklung in der Kammer geeignet. Während der kurzen Pyrolysezeit von ein bis wenigen Sekunden nimmt man zur Vereinfachung Temperaturkonstanz an, was auf Grund der großen Wärmekapazität des Gesamtsystems näherungsweise zutrifft.

Die kinetischen Daten sind in ihrem Informationsgehalt bezüglich der chemisch-physikalischen Vorgänge im Pyrolyseprozesses begrenzt. Der gemessene Druckanstieg ist letztlich nur eine Resultierende aus der Entstehung von Pyrolysegasen und

---

<sup>3</sup> Die Vollständigkeit der Pyrolyse ist eine willkürlich festgelegte Massenabnahme zum Zeitpunkt  $t=t_{\text{end}}$  bei einer bestimmten Aufheizrate und Endtemperatur. Innerhalb endlich langer Zeit gibt es keinen absoluten Referenzpunkt, an dem sich der organische Anteil nicht weiter zersetzt und auf den man somit =100% beziehen könnte.

Kondensatdämpfen – sowohl primärer als auch sekundärer Natur. Darüber hinaus sind keine Detailinformationen über die Kinetik der entstehenden Produkte entnehmbar. Die Experimente liefern jedoch eine wichtige Grundinformation aus ingenieurstechnischer Sicht: die zeitliche Dauer des Pyrolysevorgangs in Abhängigkeit von der Partikelgröße.

## Versuchsaufbau

Abb. 36 zeigt den schematischen Aufbau des für die kinetischen Messungen ausgelegten und gebauten Reaktors. Vor dem Versuch wird die Kammer mit Wärmeträgermaterial befüllt und mit Stickstoff gespült. Anschließend wird der elektrisch beheizte und isolierte Reaktor auf eine Temperatur von ca. 500°C durchgewärmt und konstant gefahren. Das Rührwerkzeug ist über eine Magnetkupplung mit dem Motor verbunden, der den Wärmeträger konstant mit einer Frequenz von 4.5 Hz durchmischt. Der Feststoff wird eingeschleust, indem die obere Kammer im Schleusensystem zunächst mit etwas Einspritzen von VE-Wasser gekühlt wird, um eine frühzeitige Pyrolyse des Einsatzmaterials zu verhindern. Ist das Wasser vollständig verdampft, wird zügig Material in die Kammer eingegeben, mit Stickstoff gespült und dann durch Öffnen des Kugelhahns in den eigentlichen Reaktor eingeschleust. Der zeitliche Druckanstieg wird über einen Drucksensor aufgezeichnet.

## Versuchsprogramm

Es wurden lufttrockene ( $\approx 9\%$  Wassergehalt) Buchenholzzylinder mit Durchmessern von 1 - 6 mm und einem L/d Verhältnis  $\geq 3$  pyrolysiert. Der Einfluss der Stirnseiten kann bei diesem L/d Verhältnis vernachlässigt werden. Dadurch ist es möglich, die Messungen später mit der instationären Aufheizung unendlich langer Zylinder zu vergleichen. Des Weiteren werden lufttrockene, einwandige Strohhäcksel mit einer Wandstärke von 0.3 mm und  $\approx 7\%$  Wassergehalt in den Reaktor eingegeben. Die Pyrolyseproben machen weniger als 0.1% der temperaturkonstant gefahrenen Apparatemasse aus. Der Temperatureausgleich des Gasvolumens mit dem durchmischten Wärmeträger erfolgt ohne nennenswerte Verzögerung.

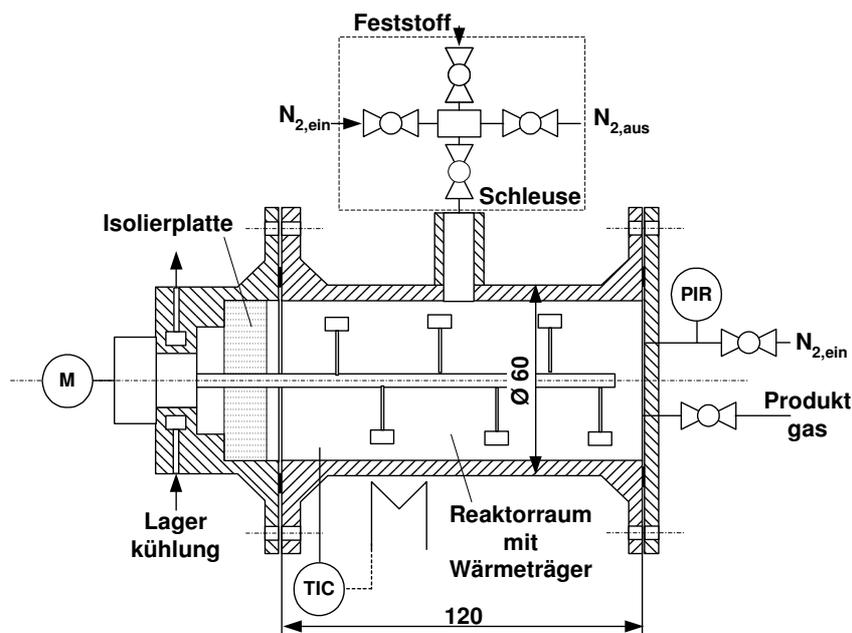


Abb. 36: Schematischer Aufbau des druckdichten Reaktors zur Untersuchung der Dauer des Pyrolyseprozesses bei der Schnellpyrolyse von Biomasse.

## 5.1.2 Auswertungsmethoden

Zunächst wurde ein Kriterium festgelegt, welches darüber entscheidet, wann der Pyrolyseprozess als weitgehend abgeschlossen gilt. Beispielsweise ist es bei thermogravimetrischen Messungen üblich, das zeitliche Pyrolyseende zu definieren, sobald 90 oder 95% der insgesamt entstehenden Gase und Dämpfe sich aus dem ursprünglichen Einsatzmaterial verflüchtigt haben.

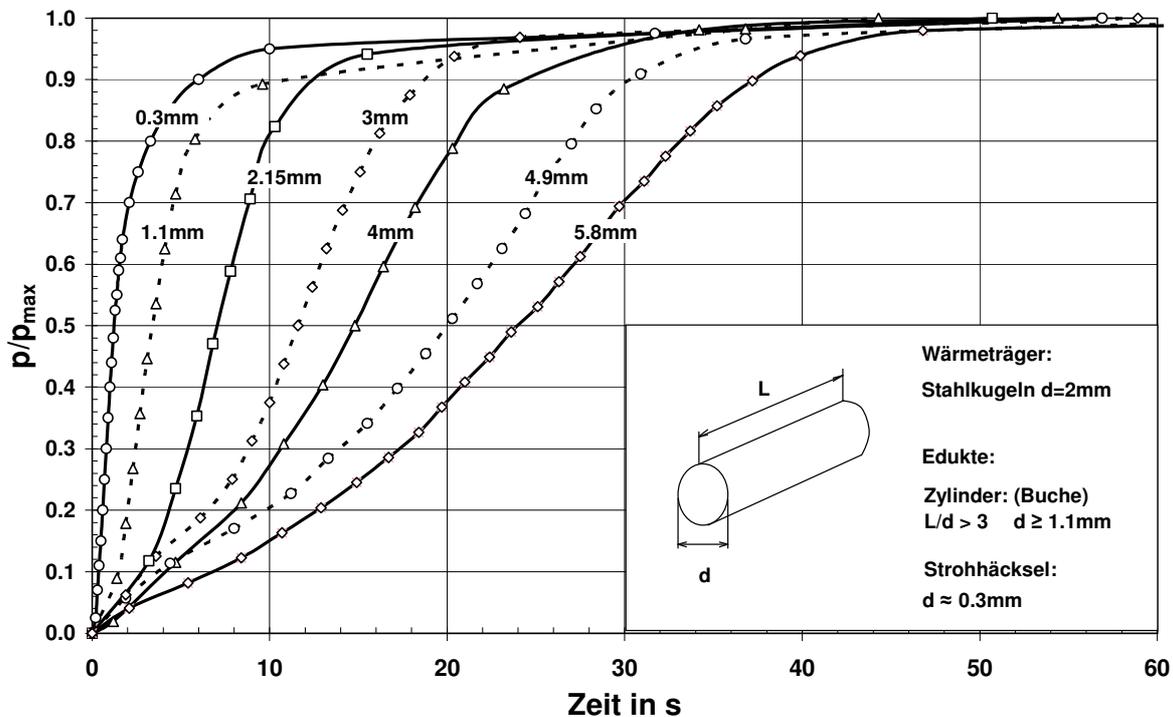


Abb. 37: Schnellpyrolyse von feuchten Buchenholzzyllindern und Strohhäckseln bei  $T=480^{\circ}\text{C}$  in einer druckdichten Pyrolysekammer.

Im Fall der zeitlichen Druckmessung werden die aufgenommenen Kurven zunächst normiert, d.h. durch den maximalen Druck  $p_{max}$  geteilt, der sich nach längerer Zeit ( $t > 45$  s) in der Kammer einstellt. Für die Auswertung des Pyrolyseverlaufs werden zwei Kriterien für das Ende des Pyrolyseprozesses in Betracht gezogen:

- (i) Tangentenmethode: Im Wendepunkt des normierten Druckverlaufs wird eine Tangente angelegt, deren Schnittpunkt mit der Gerade  $p/p_{max} = 1$ , den Zeitpunkt für das Ende der Hauptreaktionen markiert.
- (ii) 90%-Methode: Die Hauptreaktion der Pyrolyse gilt als beendet, sobald 90% des maximalen Druckniveaus erreicht sind.

## 5.1.3 Ergebnisse und Vergleich mit der instationären Aufheizung einer Einzelpartikel

In Abb. 37 ist der zeitliche Verlauf des normierten Druckanstiegs für die verschiedenen luftgetrockneten Buchenholzzyllinder bzw. das Strohhäcksel zu erkennen. Die Ergebnisse sind bei Wiederholungsmessungen gut reproduzierbar (Abschnitt E 3.). Entstehende Abweichungen sind bedingt durch inhomogenes Material, gering unterschiedliche

Einmischzeiten für einen vollständigen und innigen Kontakt mit dem Wärmeträger sowie kleine Differenzen in der Zeitmessung.

Die Auswertungen nach den genannten zwei Kriterien sind in Abb. 38 im Vergleich mit der Aufheizung einer Einzelpartikel (Zylinder,  $L/d \rightarrow \infty$ ) dargestellt. Zunächst ist ersichtlich, dass die Auswertemethoden für kleinere Partikeln zu deutlich verschiedenen Ergebnissen kommen. Für größere Partikeln sind die Ergebnisse nahezu identisch. Dies begründet sich aus dem Verlauf der Kurven für kleinere Partikeln in Abb. 37, die bereits vor Erreichen des relativen Drucks von 90% sehr deutlich abflachen und somit zeitlich viel später das definierte Ende der Pyrolyse erreichen. Deshalb erscheint die Tangentenmethode ein besseres Kriterium für das Pyrolyseende darzustellen. Die Extrapolation der Gasbildungsgeschwindigkeit im Wendepunkt ist weniger sensitiv bezüglich der Drucknormierung und der Fehler, die dort gemacht werden können.

Bei den Kurven für die reine instationäre Aufheizung ist als Berechnungsgrundlage das Ende der Pyrolyse erreicht, wenn die Körpermitte  $T = 430^\circ\text{C}$  beträgt. Die Temperatur wurde nicht willkürlich als Endtemperatur gewählt, sondern aus Erfahrungswerten von thermogravimetrischen Analysen (TGA) übernommen. Es wurde beobachtet, dass ab ca.  $430^\circ\text{C}$  die Proben kaum noch Masse verlieren und somit der Pyrolyseprozess als weitgehend abgeschlossen betrachtet werden kann. Für die Berechnung wurden folgende Stoffdaten zu Grunde gelegt:

$$\begin{aligned} \text{Wärmeleitfähigkeit der Biomasse } \lambda &= 0.17 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K}) \\ \text{Mittlere spezifische Wärmekapazität } c_p &= 2 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K}) \\ \text{Rohdichte } \rho &= 700 \text{ kg}/\text{m}^3 \end{aligned}$$

Daraus ergibt sich eine mittlere Temperaturleitfähigkeit von  $a = 1.214 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ . Neben analytischen Lösungen mit der Entwicklung unendlicher Reihen kann eine hinreichend genaue Berechnung durch die Überlagerung asymptotischer Lösungen für kurze und lange Zeiten nach [VDI94] im Abschnitt EC9 erfolgen. Für eine ausführliche Darstellung der Berechnung wird auf den Anhang Abschnitt E.3 verwiesen. In Abb. 38 ist zu sehen, dass bei einer Verdoppelung des äußeren Wärmeübergangs von 400 auf 800  $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$  eine moderate Beschleunigung in der Aufheizung erzielt werden kann. Durch Berechnung der Biot-Zahlen (Gl. 3) und Tab. 11 für die einzelnen Partikeln zwischen  $Bi \approx 1$  bis  $\gg 10$  wird deutlich, dass der innere Wärmeübergang meist geschwindigkeitsbestimmend ist. Für Partikeln kleiner 1 mm sind jedoch sowohl äußerer als auch innerer Wärmeübergang für die Zersetzungsgeschwindigkeit von Bedeutung.

**Tab. 11: Beispielberechnungen für Biot-Zahlen in Abhängigkeit des äußeren Wärmeübergangs und des Partikeldurchmessers ( $\lambda = 0.17 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ )**

Wärmeübergang außen $\alpha_a$ W/(m <sup>2</sup> ·K)	Biot-Zahl $d_p = 0.3 \text{ mm}$	Biot-Zahl $d_p = 1 \text{ mm}$	Biot-Zahl $d_p = 5 \text{ mm}$
400	0.7	2.35	11.8
800	1.4	4.7	23.5

Die gemessenen Werte aus der Tangentenmethode stimmen mit den berechneten Werten der instationären Erwärmung für Partikeln  $\geq 4 \text{ mm}$  besser überein. Für kleinere Partikeln ergeben sich jedoch größere Abweichungen zwischen gemessener und berechneter Konversionszeit. Dies kann teilweise dadurch erklärt werden, dass die Einmischzeit für einen vollständigen Kontakt bei kleinen Partikeln im Vergleich zu Konversionszeit relativ groß wird und somit als eine Art „Totzeit“ die Umsetzung der Partikeln um etwa 2 s verzögert.

Des Weiteren kann der Einfluss der Reaktionsenthalpie diskutiert werden. Wie schon in Kap. 2.3.2 beschrieben, verschiebt sich mit zunehmender Koksausbeute bzw. sinkender Kondensatausbeute die Reaktion ins exotherme Regime. Bei deutlich größeren Partikeln besteht bei sonst gleichen Prozessbedingungen ein Trend zu höheren Koks bzw. geringeren Kondensatausbeuten (siehe Kap. 2.2.5). Findet eine insgesamt exotherme Pyrolysereaktion statt, so wirkt sich das positiv auf die Aufheizgeschwindigkeit der Partikeln aus. Außerdem wird durch den mechanischen Abrieb der hemmenden Koksschicht die Ausbreitung des Temperaturfelds ins Innere der Partikel beschleunigt. Diese Umstände könnten den Trend eines flacheren Kurvenverlaufs im Vergleich zur berechneten instationären Aufheizung erklären.

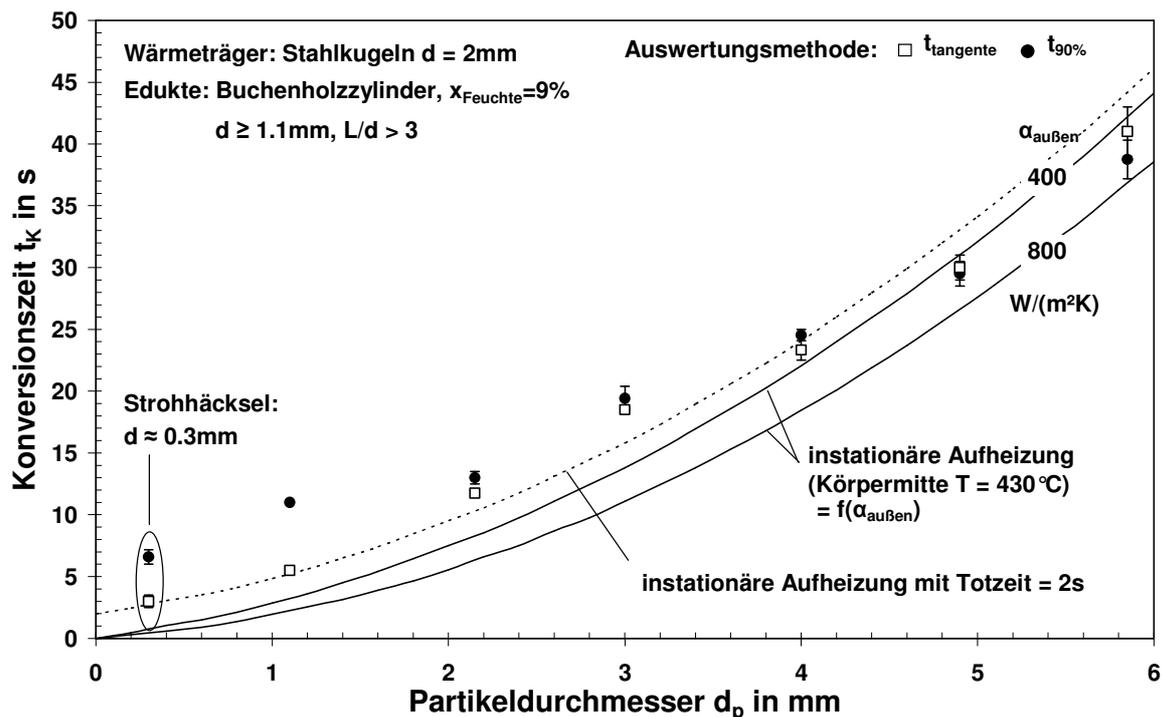


Abb. 38: Ergebnisse der Auswertung für die Konversionszeit nach der Tangenten- und der 90%-Methode. Ein Vergleich mit instationärer Aufheizung kann anhand der durchgezogenen Kurven erfolgen. Die gestrichelte Linie ist die instationäre Aufheizung mit einer Totzeitkorrektur von 2 s.

Aus diesen einfachen Überlegungen wird klar, dass die Anwendung eines komplexen Pyrolysemodells, wie sie für Einzelpartikel existieren (z. B. [Bla01]), wahrscheinlich nicht zu einer wesentlichen Verbesserung der Vorausberechnung der Konversionszeit im Pyrolysereaktor führen wird. Über den Abrieb der einzelnen Partikeln und die globale Reaktionsenthalpie können im Vorfeld keine verlässlichen Annahmen getroffen werden. Unberücksichtigt bleibt auch, dass der Abrieb sich auch mit einer Maßstabsvergrößerung des Reaktors oder dem Einsatz eines anderen Wärmeträgers ändern kann.

Mit den Messungen wurde gezeigt, dass die eingesetzten Partikeln in den Bilanzversuchen (Kap. 7) mit Durchmesser  $< 2\text{mm}$  innerhalb der Verweilzeit im Reaktor (10 – 15 s) nahezu vollständig umgesetzt werden können. Strohhäcksel mit einer mittleren Wandstärke von ca. 0.3 mm sind innerhalb weniger Sekunden (2 - 3 s) nach dem Kontakt mit dem Wärmeträger komplett pyrolysiert und stellen als Einsatzstoff bezüglich der Umsetzungsgeschwindigkeit überhaupt kein Problem dar. Die eigentliche Umsetzungsgeschwindigkeit der Häcksel ist sogar noch schneller, wenn man, wie in Abb. 38 anhand der gestrichelten Linie angedeutet, die Verzögerung durch das Einmischen unterstellt. Allgemein kann es bei größeren

Materialabmessungen passieren, dass ein kleiner Anteil auf Grund der im Doppelschnecken-Mischreaktor herrschenden axialen Dispersion diese minimal nötige Verweilzeit unterschreitet.

## 6 Der Wärmeträgerkreislauf

Bei der Steigerung einer Anlagenkapazität um mehrere Größenordnungen wird meist die Zu- oder Abfuhr von Wärme für eine gewünschte chemische Umsetzung zum Problem. Es zeigt sich, dass bei einer Maßstabsvergrößerung von Laboranlagen durch die gleichzeitige Reduktion der Oberflächen-zu-Volumen-Verhältnisse eine entsprechende Kühlung oder Wärmezufuhr über die Reaktorwand nicht mehr gewährleistet werden kann. Dadurch stößt ein Prozess schnell an die Grenzen seiner Skalierbarkeit.

In einer Schnellpyrolyseanlage stellt der Doppelschnecken-Mischreaktor eine sehr kompakte Einheit dar, bei der über die Reaktorwand auf Grund der geringen Oberfläche und der festgelegten Temperaturniveaus nur sehr begrenzt Wärme in das System ein- oder ausgetragen werden kann. Hohe Stoffdurchsätze und gute Möglichkeiten zur Maßstabsvergrößerung sind durch die Anwendung eines festen Wärmeträgers möglich, wenn dieser im Kreislauf außerhalb des Reaktors aufgeheizt wird. Durch die große spezifische Oberfläche des heißen Wärmeträgerschüttguts werden im Reaktor optimale Wärmeübertragungsbedingungen für die schnelle Umsetzung des Einsatzguts geschaffen.

### 6.1 Charakterisierung der Wärmeträger

Im Folgenden werden die verschiedenen festen Wärmeträger vorgestellt, die in der Technikumsanlage getestet wurden. Das potentielle Gesamtspektrum ist noch weitaus größer. Der Wärmeträger Stahlschrot, in Tab. 12 als niedrig legierter Stahl bezeichnet, fand bisher nur in den kalten Experimenten zur Untersuchung der Mischeigenschaften des Reaktors Anwendung. Ein anderer Wärmeträger aus einer Aluminiumoxidmodifikation ( $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ ) wurde hier theoretisch in Betracht gezogen, da sich die allgemeinen Stoffeigenschaften als interessant erweisen. Eine Erprobung des Materials konnte wegen des experimentellen Aufwands im Rahmen dieser Arbeit nicht mehr durchgeführt werden.

#### 6.1.1 Stoffeigenschaften

Die in Tab. 12 aufgeführten Werte für die verschiedenen Stoffeigenschaften können hier teilweise nur als Anhaltspunkte verstanden werden, da sich durch den Herstellungsprozess der Materialien wie z.B. Granulat aus  $\text{Al}_2\text{O}_3$  die Eigenschaften Rohdichte oder die chemische Beständigkeit gegen Säuren oder Laugen gezielt verändern lassen.

**Wärmekapazität und Dichte:** Aus Tab. 12 ist ersichtlich, dass der Wärmeträger Siliziumcarbid (SiC) ähnliche spezifische Wärmekapazitäten bei  $500^\circ\text{C}$  aufweist wie Quarzsand ( $\text{SiO}_2$ ) und  $\text{Al}_2\text{O}_3$ . Die Wärmekapazität von Stahl ist im Vergleich dazu etwa um fast die Hälfte geringer.  $\text{Al}_2\text{O}_3$  hat im Vergleich zu SiC und  $\text{SiO}_2$  bei hoher spezifischer Wärmekapazität eine höhere Rohdichte bzw. Schüttdichte. Durch diese höhere volumetrische Wärmekapazität ( $c_p \cdot \rho$ ) können bei gleicher Wärmeübertragungsleistung die Volumenströme des Wärmeträgers in den Reaktor reduziert werden. Auf Grund der sehr hohen Schüttdichte ist dies bei Stahl ebenso der Fall.

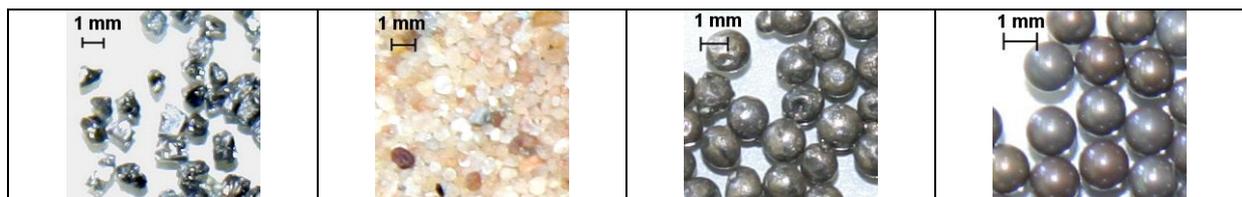
Tab. 12: Vergleich von Stoffwerten ausgewählter Wärmeträger bei 500°C.

Material	Einheit	SiC	SiO <sub>2</sub>	α-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1.4034*	Stahl**
Partikelgestalt	-	Granulat, kantig	Granulat, gerundet	Granulat, gerundet	Kugeln	Granulat, gerundet
Mittlere Korngröße/ Kornspektrum	mm	≈ 1	≈ 1	k.A.	1.0; 1.5	1.6-2.25
Rohdichte	kg/m <sup>3</sup>	3200	2600	3970	7700	7400
Schüttdichte	kg/m <sup>3</sup>	1700	1600	2300	4700	4500
Wärmekapazität	kJ/(kg·K)	1.2	1.25	1.2	0.7	0.7
c <sub>p</sub> ·ρ <sub>Schüttung</sub>	kJ/(m <sup>3</sup> ·K)	2040	2000	2700	3290	3150
Wärmeleitfähigkeit	W/(m·K)	18	2	9	25	42
Beständigkeit:						
chemische	-	++	++	++	+	o
mechanische / Härte	-	≈ 9.6 (Mohs)	≈ 7 (Mohs)	≈ 9 (Mohs)	k.A.	≈ 48 (HRC)
thermische	-	++	o	++	+	-
Referenzen	-	Hersteller/ [Tou08]	Hersteller/ [Tou08]	Hersteller/ [Tou08]	Hersteller/ [VDI94]	Hersteller/ [VDI94]

\*hoch legierter Chrom-Nickel Stahl \*\*niedrig legierter Stahl

**Wärmeleitfähigkeit:** Die Wärmeleitfähigkeit der Wärmeträgermaterialien ist für den Pyrolyseprozess eine weniger signifikante Größe. Bei einer vergleichsweise schlechten Wärmeleitfähigkeit von SiO<sub>2</sub> ist ein leichter Einfluss des wärmeträgerseitigen Widerstandes beim Wärmeübergang denkbar, spielt aber bei der Pyrolyse auf Grund des schnellen Austauschs der Partikeln an der Grenzfläche zur Biomasse und dem großen Angebot an Wärmeübertragungsfläche keine Rolle. Interessant werden diese Stoffdaten erst für den Fall der Wiedererwärmung in einem geschlossenen System (Wärmeübertrager), in dem die Wärmeleitfähigkeiten des ruhenden Schüttguts und der kritischen Kontaktzeit berechnet werden müssen.

**Förderbarkeit:** Das Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> stellt mit seiner Rohdichte von ca. 4000 kg/m<sup>3</sup> eine gewisse Obergrenze dar, was die Förderbarkeit von Materialien anbelangt, die noch mit vertretbarem Aufwand im pneumatischen Wärmeträgerkreislauf verwendet werden können. Kaum noch durch pneumatische Vorrichtungen förderbar sind Stahlkugeln oder Stahlschrot auf Grund ihrer sehr hohen Rohdichte. Hier müssen Becherwerke oder ähnliche mechanische Einrichtungen den Transport des Wärmeträgers gewährleisten.

Tab. 13: Darstellung der unterschiedlichen Wärmeträger SiC, SiO<sub>2</sub>, Stahlguss und Stahlkugeln.

**Beständigkeit und Abrieb:** Die Beständigkeit des Wärmeträgers hängt von mehreren Faktoren ab. Zunächst ist eine möglichst gute Kugelgestalt des Wärmeträgers von Vorteil, da in Folge von Relativbewegung die Partikeln an ihren Kanten und Ecken den stärksten Abrieb erfahren. Dieser Abrieb nimmt mit der Zeit ab, einhergehend mit ihrer Annäherung an eine

Kugelgestalt [Kon02, Fry05]. Ist der Ausgangszustand des Wärmeträgers nahezu kugelförmig und die Oberfläche glatt, so ist von Anfang an weniger Abrieb zu erwarten, es sei denn, das Material ist insgesamt wenig beständig gegenüber der Art der auftretenden mechanischen Belastung.

Starke Beanspruchung der Wärmeträgerpartikeln in Folge eines Aufpralls auf andere Partikeln und/oder eine begrenzende Wand ist bei der pneumatischen Förderung auf Grund der hohen Gasgeschwindigkeiten unvermeidbar. Allgemein nimmt der Verschleiß bzw. Abrieb in solchen Fördersystemen proportional mit der 3. bis 4. Potenz der relativen Gasgeschwindigkeit zu [Sti95]. Im Reaktor sind geringere Abriebanteile auf Grund von Druck- und Scherbeanspruchung der sich drehenden und ineinander kämmenden Schneckenwellen zu erwarten. Die Wärmeträgermaterialien reagieren hier durch Ermüdungsbrüche z. B. in Folge von Rissausbreitung wegen der Häufigkeit dieser auftretenden Belastung und der überlagerten thermischen Spannungen.

Bei der Verwendung von Quarzsand ( $\text{SiO}_2$ ) im Wärmeträgerkreislauf findet bei einer Erwärmung eine Umwandlung der  $\alpha$ -Modifikation zur  $\beta$ -Modifikation bei ca.  $583^\circ\text{C}$  statt. Es ist durchaus möglich, dass durch den Übergang ein erhöhter mechanischer Verschleiß des Wärmeträgers in Folge von Kornzerfall produziert wird.

Unlegierte oder niedrig legierte Stähle können in Folge von lokalen Temperaturspitzen bei der Erwärmung leichter zur Versinterung des Materials und zur Verstopfung des Systems führen. Hierzu wurde in einem Ofen eine Probe des verwendeten Stahls eingebracht. Bei etwas höheren Temperaturen als die typische Reaktortemperatur von  $500^\circ\text{C}$  kam es im Festbett schon zu ersten Verbackungen ab rund  $600^\circ\text{C}$ . Die sehr beständigen Materialien  $\text{SiC}$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  und höher legierte Stähle sind hinsichtlich thermischer Belastung auch auf Dauer eher unkritisch zu beurteilen.

Alle Materialien zeigen insgesamt eine chemisch gute bis ausreichende Beständigkeit im Prozess, wobei es bei den Stahlmaterialien noch keine Langzeituntersuchen in Bezug auf Korrosion z. B. durch Chloranteile gibt, die in der Biomasse enthalten sind. In den bisher durchgeführten Versuchen in der Technikumsanlage wurde bisher keine Korrosion gefunden.

**Kosten:** Die Kosten, für den Wärmeträger, sind in erster Linie die Investitionen für ein Erstinventar der Anlage sowie die variablen Kosten, die zur laufenden Erneuerung und Kompensation des verschlissenen Materials aufgewendet werden müssen. Hinzu kommen weitere indirekte Kosten, die durch erhöhten Feinabrieb des Wärmeträgers verursacht werden. Der Feinanteil des Abriebs wird mit dem Produktgasstrom mitgerissen und landet letztlich ohne Möglichkeit der vorherigen Abtrennung im Slurry. Bei längerem Betrieb findet so ein vorzeitiger Verschleiß von Zuleitungen, Pumpen und der Vergaserdüse statt, die eine optimale Zerstäubung der Slurries nicht mehr gewährleisten kann. Erhöhte Kosten werden für den Einsatz widerstandsfähigerer Materialien oder die verminderten Standzeiten der Apparate fällig.

Für einen relativen Vergleich der Materialien können standardisierte Tests nach DIN/ISO/ASTM mit Prüfung auf unterschiedliche Beanspruchungsarten nützlich sein. Jedoch wird erst ein Test unter realen Bedingungen in einer (Pilot-)Anlage Klarheit über die tatsächlichen Abriebraten der einzelnen Wärmeträgermaterialien und ihre Tauglichkeit im Langzeitbetrieb bringen. Darüber hinaus kann dann geklärt werden, wie viel Abrieb sich im Slurry befindet und ob die zu erwartenden Folgen für die anschließenden Prozessschritte toleriert werden können oder nicht. Mit einer Kosten-Nutzen-Rechnung kann dann anhand

einer experimentellen Abriebrate (Langzeitversuch!) auch entschieden werden, was der Einsatz von kostengünstigen Materialien wie z. B. Quarzsand ( $\text{SiO}_2$ ) im Vergleich zu teureren, verschleißärmeren Materialien bringt.

### 6.1.2 Experimentelle Erfahrungen

Bei Inbetriebnahme der PDU-Anlage in 2004 wurde zuerst Quarzsand und dann Siliziumcarbid (SiC) der Firma ESK-SIC GmbH mit einem mittleren Durchmesser von ca. 1 mm als Wärmeträger verwendet. Wie schon erwähnt, ist SiC im Vergleich zu Quarzsand deutlicher härter, hat eine höhere Wärmeleitfähigkeit und eine ähnliche spezifische Wärmekapazität. Dadurch wurden im Vorfeld ein geringerer Abrieb und bessere Wärmeübertragungseigenschaften bei gleichem Umlaufverhältnis von Wärmeträger/Biomasse erwartet.

Im Versuchsbetrieb wurde jedoch auch ein erheblicher Abrieb des SiC-Wärmeträgers festgestellt. Der Feinabrieb und die scharfkantigen SiC-Körner führten auch zu einem starken Verschleiß der Kettenglieder des Becherwerks. Ketten sind also bei solchen Wärmeträgern völlig ungeeignet. Die Standzeiten des Becherwerks und somit auch die Anlagenverfügbarkeit wurden dadurch auf wenige Tage reduziert. Mechanische Teile des Becherwerks und die Wellenlager im Reaktor mussten öfter als erwartet getauscht werden.

Auf Grund dieser aufgetretenen Mängel, die einen dauerhaften und stabilen Versuchsbetrieb unmöglich machten, wurde SiC gegen chromlegierte Stahlkugeln (1.4034) mit 1.5 mm Durchmesser ausgetauscht. Der Versuchsbetrieb zeigte, dass auch über längere Zeiträume kein messbarer Abrieb am Wärmeträger oder Verschleiß an den mechanischen Bauteilen zu erkennen war. Der Abrieb am Wärmeträger wurde untersucht, indem nach längeren Betriebszeiten eine definierte große Anzahl an Wärmeträgerkugeln gewogen wurde. Es traten nach rund 1000 Betriebsstunden keine signifikanten Gewichtsunterschiede auf. Durch die erhöhten Standzeiten und den verbesserten Betrieb war erstmals die Grundlage für die Durchführung längerer Bilanzversuche gegeben.

Für die Bilanzversuche in Kap. 7 wurde auch der Wärmeträger aus chromlegierten Stahlkugeln (1.4034, 13% Chromanteil) mit den Durchmessern 1.0 und 1.5 mm verwendet. Der Wärmeträger hat den Vorteil, dass praktisch kein Abrieb entsteht und somit ein Einfluss auf die Materialbilanz (Abrieb im Produkt) entfällt.

### 6.1.3 Wärmekapazität von Stahl

Zur Berechnung des Energieeintrags in den Reaktor muss die spezifische Wärmekapazität des Wärmeträgers als Funktion der Temperatur bekannt sein. Im üblichen Bereich der Betriebstemperatur des Wärmeträgers von 400 bis 600°C kann die Wärmekapazitätsfunktion durch eine lineare Gleichung approximiert werden, wodurch ein maximaler Fehler von ca.  $\pm 2.5\%$  möglich ist (siehe Anhang Abschnitt E 5.):

$$c_p = 205 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} + 1.03 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}^2} \cdot T, \quad 400 < T < 600^\circ\text{C} \quad (\text{Gl. 55})$$

## 6.2 Verfahrensvarianten

Der Eintrag von Prozesswärme in den Reaktor verbunden mit einem guten Wärmeübergang auf den Einsatzstoff ist durch die Kreislaufführung eines heißen, festen Wärmeträgers gewährleistet. Jedoch wird das Problem des Wärmeeintrags in den Prozess mit Einsatz des Wärmeträgers nicht gelöst, sondern nur aus dem Reaktor heraus in die externe Peripherie verlagert. Die grundsätzliche Aufgabe in der Prozessgestaltung besteht jetzt darin, von einem heißen Rauchgas, das aus der Verbrennung von Pyrolysegas (und eventuell Pyrolysekoks) bereitgestellt wird, Wärme auf die eingesetzte Biomasse zu übertragen. Wie diese Aufgabe gelöst werden kann, wird im Folgenden systematisch anhand von denkbaren Verfahrensvarianten diskutiert. Aus den verschiedenen Optionen ergeben sich z. B. Konsequenzen und Gesichtspunkte für die Auswahl eines geeigneten Wärmeträgers oder für die Gestaltung der Abgasnachbehandlung. Die zur Diskussion stehenden Varianten werden hier zunächst in zwei grundsätzliche Kategorien unterteilt:

- (1) **Geschlossene Systeme:** Der Wärmeträger wird indirekt über eine vom heißen Rauchgas beheizte Oberfläche erwärmt.
- (2) **Offene Systeme:** Der Wärmeträger kommt direkt mit heißem Rauchgas in Kontakt.

In Abb. 39 ist die Systematik der gefundenen Optionen für eine externe Aufheizung des Wärmeträgers dargestellt. Die einzelnen Varianten sind demnach nochmals in der Art der Wärmeübertragung im Gleichstrom- / Gegenstromverfahren unterteilt. Im Folgenden soll auf die Vor- und Nachteile der möglichen Varianten eingegangen sowie eine nähere Beschreibung der Verfahrensführung gegeben werden.

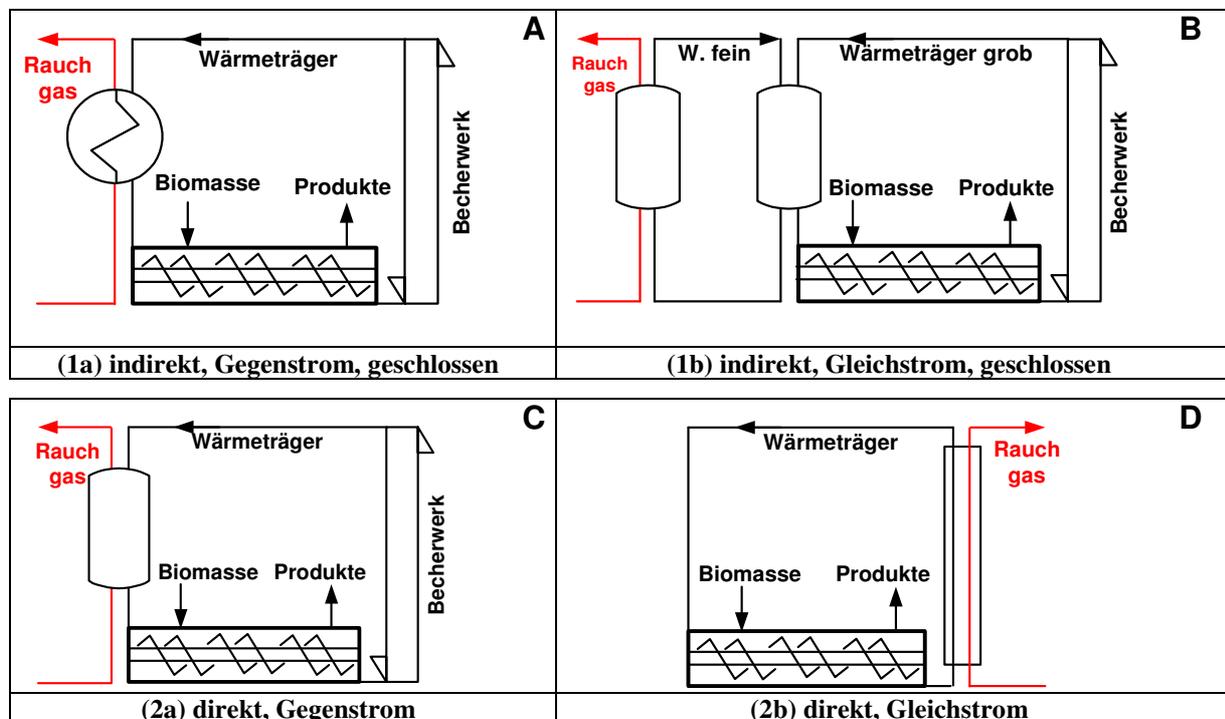


Abb. 39: Systematische Darstellung der Prozessvarianten bezüglich des Wärmeträgerkreislaufs.

### 6.2.1 Geschlossenes System

Ein geschlossenes System kann realisiert werden, indem der Wärmeträger durch eine beheizte Oberfläche aufgeheizt wird. Diese Oberfläche kann entweder (a) eine durch Rauchgas von außen beheizte Wärmeübertragerwand sein oder (b) ein zweiter feinkörnigerer Wärmeträger, der seinerseits in einer Wirbelschicht zuvor durch Rauchgas erwärmt worden ist.

Das Prinzip von zwei festen Wärmeträgern unterschiedlicher Größe ist nicht neu und wurde schon bei der Ölschieferschmelzung im SPHER-Prozess (Shell Pellet Heat Exchange Retorting) eingesetzt [Gwy80]. In diesem Verfahren wurde der grobkörnige Wärmeträger verwendet, um das feinkörnige Ölschiefermaterial zu erwärmen und nach der Pyrolyse dem inerten Restmaterial des Ölschiefers wieder Wärme zur Effizienzsteigerung des Verfahrens zu entziehen. Die Umsetzung in den großtechnischen Maßstab scheiterte nicht an der technischen Machbarkeit, sondern ähnlich wie beim LR-Verfahren durch den erneuten Preisverfall des Öls nach der Ölkrise Anfang der 80er Jahre.

**Variante 1a:** Das geschlossene System mit Wärmeübertragerwand hat den Nachteil eines hohen Wärmedurchgangswiderstands. Der Wärmedurchgangskoeffizient  $k$  lässt sich anhand der einzelnen Widerstände vom Rauchgas bis zur Schüttung mathematisch wie folgt beschreiben:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_{RG}} + \frac{s}{\lambda_W} + \frac{1}{\alpha_{WS}} + \frac{1}{\alpha_S(t)} \quad (\text{Gl. 56})$$

- $\alpha_{RG}$  : Wärmeübergang Rauchgas-Wärmeübertragerwand in  $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- $\lambda_W$  : Wärmeleitfähigkeit der Wand in  $\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$
- $s$  : Wandstärke in m
- $\alpha_{WS}$  : Wärmeübergang Wand-1.+2. Partikellage der Schüttschicht in  $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- $\alpha_S(t)$  : Zeitlich gemittelter Wärmeübergang in der Schüttschicht in  $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$

Zur Erzeugung eines möglichst geringen Wärmedurchgangswiderstandes sind die im Nenner befindlichen Wärmeübergänge vom Rauchgas (RG) an die Wand und von der Wand an die Wärmeträgerschüttung (WS) sowie der zeitlich abhängige Wärmeübergang in der Schüttung (S) zu maximieren. Beispielsweise kann rauchgasseitig eine Wirbelschicht erzeugt werden, wodurch sich übliche Wärmeübergänge an die Wand auf ca.  $\alpha_{RG} \approx 250 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$  oder höher einstellen. Der Wärmeübertragungswiderstand der Wand ist dann vernachlässigbar im Vergleich zu den anderen in Reihe geschalteten Widerständen.

Auf der Seite des Wärmeträgers ist die Partikelgröße und der Oberflächenbedeckungsgrad der Wand entscheidend für den Wärmeübergang der ersten zwei Partikellagen und wurde bereits in Kap. 4.1.1 behandelt. Der zeitlich gemittelte Wärmeübergang in der Schüttung ist von der Bewegung und Durchmischung der Schüttung abhängig. Je häufiger ein Austausch der ersten Partikellagen stattfindet, desto besser wird der schüttgutseitige Wärmeübergang. Ein Vorschlag für das Design eines solchen Wärmeübertragers als verfahrenstechnische Aufgabe wird im folgenden Kap. 6.3 näher beschrieben. Diese Betrachtung soll ausführlicher behandelt werden, da diese Art der Verfahrensführung das einzig „echte“ geschlossene System darstellt. Fest steht jedoch, dass der Apparat eine große Wärmeübertragungsfläche benötigt, da der Wärmedurchgang trotz der verschiedenen Maßnahmen kaum über  $100 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$  gesteigert werden kann.

In Abb. 40 ist die gedachte Verfahrensführung dargestellt. Die Wärmeträgerrückführung wird z. B. über ein Becherwerk o. ä. realisiert. Der mehrstufige Plattenwärmeübertrager wird vom Wärmeträger per Schwerkraft durchströmt. Im Wärmeträgerbett stehen in einer versetzten Anordnung die Wärmeträgerplatten (siehe Abb. 44), die rauchgasseitig mit einer Wirbelschicht versehen und im Gegenstrom gefahren werden. Die Energie wird in einer mehrstufigen Verbrennung bereitgestellt: In der untersten Stufe wird Pyrolysegas stark überstöchiometrisch mit Luft verbrannt. Das heiße Rauchgas mit viel Restsauerstoff wird in die nächste Stufe geleitet. Dort findet wiederum durch Verbrennung eine partielle Umsetzung des Rauchgassauerstoffs mit Pyrolysegas statt bis sukzessive die oberste Stufe erreicht ist. So bildet sich in jeder Stufe ungefähr die gleiche Wirbelbetttemperatur von ca. 700°C aus. Um entsprechende Fluidisierungsgasströme realisieren zu können, kann optional ein Wälzgaskreislauf installiert werden, der der Brennkammer auch zur Temperaturmoderierung dienen kann (nicht eingezeichnet). Die Luft für den Brenner kann mit dem Abgasstrom mittels eines weiteren Wärmeübertragers vorgewärmt werden (nicht eingezeichnet).

Vorteile dieses Systems sind, dass sich keine Limitierung des Wärmeträgers bezüglich der Dichte oder der Größe des Materials ergibt, da mechanisch gefördert wird. Des Weiteren wird durch die indirekte Beheizung gewährleistet, dass Koks, der sich nach Reaktorausgang noch im Wärmeträgerkreislauf befindet, nicht verbrannt oder umgesetzt wird, so dass der entstehende Koks vollständig einer energetischen oder stofflichen Nutzung zugeführt werden kann. Der feine Koks muss am Ende des Reaktors ausgesiebt werden, um ihn einer weiteren Nutzung zuführen zu können, was durch die Anwendung grobkörniger Wärmeträger erleichtert wird. Im Falle sehr grobkörniger Wärmeträger von mehreren Millimetern ist zu beachten, dass der Wärmeübergangswiderstand an der Wand des Wärmeübertragers stark zunimmt und somit zu einer weiteren Verschlechterung des Gesamtwiderstandes führt.

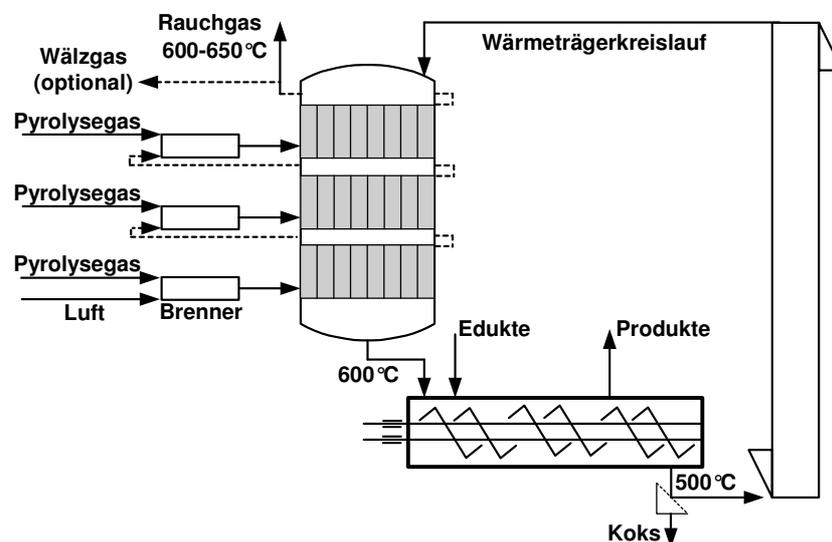


Abb. 40: Geschlossenes System (1a) mit mehrstufigem Plattenwärmeübertrager und rauchgasseitiger Wirbelschicht.

**Variante 1b:** In dieser Variation des Wärmeträgerkreislaufs soll der Nachteil des schlechten Wärmeübergangs vom Rauchgas auf den Wärmeträger in einem Rekuperator durch eine Wärmeübertragerwand mit Hilfe eines sekundären Wärmeträgerkreislaufs überwunden werden. In Abb. 41 wird eine denkbare Realisierung der Kreisläufe im Verfahrensfließbild gezeigt. Der primäre Wärmeträgerkreislauf besteht aus Partikeln, die deutlich größer sind als der sekundären Wärmeträger und der entstehende Koks. Grund dafür ist die notwendige

Trennung von Koks und/oder sekundärem Wärmeträger durch Siebung nach den jeweiligen Prozessstufen.

Nach der Pyrolyse im LR-Mischreaktor wird zunächst Koks durch mechanisches Sieben abgetrennt, um nicht in den sekundären Wärmeträgerkreislauf zu gelangen. Die Abtrennung kann voraussichtlich nicht vollständig erfolgen, so dass ein geringer Teil des Kokses (geschätzt  $\leq 1\%$ ) in den sekundären Wärmeträgerkreislauf verschleppt und aber dann in der Wirbelschicht zur Energiegewinnung mitverbrannt wird. Problem ist dabei die Beherrschung der nach der Verbrennung zurückbleibenden Asche.

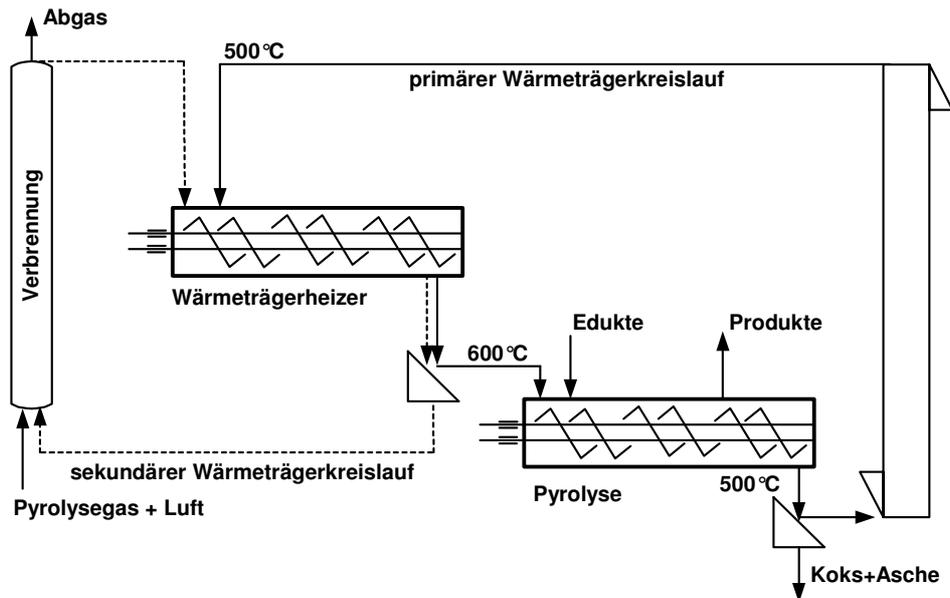


Abb. 41: Geschlossenes System mit zwei verschiedenen Wärmeträgerkreisläufen.

Der sekundäre Wärmeträgerkreislauf wie in Abb. 41 dargestellt, kann als eine Kombination von LR-Mischreaktor im Sinne eines Gleichstromwärmeübertragers und Verbrennung mit pneumatischer Förderung realisiert werden. Der zweite LR-Reaktor als Wärmeträgerheizer sorgt für einen schnellen Austausch des sekundären Wärmeträgers an der Oberfläche des primären Wärmeträgers. Die kritische Kontaktzeit (siehe Kap. 4.1.4) wird somit weit unterschritten und als Wärmeübergangswiderstand in der Schüttung ist nur noch der Kontaktwiderstand  $1/\alpha_{WS}$  zwischen den Partikeln maßgeblich. Es ergibt sich bei guter Wärmeleitung der Wärmeträger in der Summe für den Wärmedurchgangskoeffizient  $k$  vom Rauchgas auf den primären Wärmeträger:

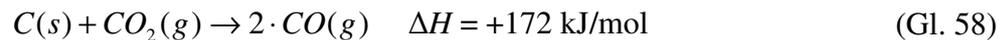
$$\frac{1}{k} \approx \frac{1}{\alpha_{RG}} + \frac{1}{\alpha_{WS}} \quad (\text{Gl. 57})$$

Der Wärmeübergang  $\alpha_{WS}$ <sup>4</sup> kann aus (Gl. 27) mittels (Gl. 34) berechnet werden. Hier wird von einem Oberflächenbedeckungsgrad der 1. Lage von  $\varphi = 0.8$  ausgegangen. Eine Beispielrechnung für eine Wärmeträgerpaarung (primär)  $d = 3$  mm und (sekundär)  $d = 1$  mm kann dem Anhang Abschnitt E 1 entnommen werden. In jedem Fall liegt der Wärmedurchgangskoeffizient deutlich über dem von Variante 1a.

<sup>4</sup>  $\alpha_{WS}$  bezeichnet eigentlich den Wärmeübergang zwischen einer geraden Wand und Schüttungspartikel. In diesem speziellen Fall stellt die Wand eine gekrümmte Oberfläche (primärer Wärmeträger) dar.

## 6.2.2 Offenes System

Im offenen System kommt Koks, der dem Wärmeträger teilweise anhaftet, in direkten Kontakt mit heißem Rauchgas. Dieser Umstand kann auch bei Anwendung grobkörniger Wärmeträger und vorheriger Absiebung des Kokes nicht vollständig vermieden werden. Unter diesen Voraussetzungen kommt es zur Bildung von Kohlenmonoxid durch die Umsetzung von Kohlendioxid als wesentlichem Bestandteil des Rauchgases mit Koks. Das heterogene Boudouard-Gleichgewicht lässt sich idealisiert mit Koks als elementarem Kohlenstoff C wie folgt schreiben:



Die endotherme Bildung von CO im Abgas führt zu Konsequenzen für die Nachbehandlung des Abgases. Während in einem geschlossenen System das Abgas ohne aufwendige Nachbehandlung in die Umwelt abgeführt werden kann, muss im offenen System eine Entfernung von CO erfolgen. Eine katalytische Nachverbrennung kann in diesem Fall Abhilfe schaffen, die jedoch im Vergleich zum geschlossenen System zusätzliche Kosten verursacht.

Die Bildung von CO aus dem entstehenden Koks hat zur Folge, dass der Kohlenstoff für eine weitere stoffliche Nutzung verloren ist. Außerdem erfolgt bei einer signifikanten Umsetzung durch diese endotherme Reaktion ein Entzug von Wärme aus dem Rauchgas. Diese entzogene Wärmemenge steht einer Erhitzung des Wärmeträgers nicht mehr zur Verfügung.

**Variante 2a:** Es werden zwei verschiedene Varianten für das offene System diskutiert. In dieser Variante kann das Wärmeträgerwanderbett mit heißem Rauchgas durchströmt werden. Dabei wird das Wanderbett von oben mit kälterem Wärmeträger befüllt, und unten wird im Gegenstrom heißer Wärmeträger abgezogen (siehe Abb. 42). Der Transport von oben nach unten wird wie in der Variante (1a) mechanisch durch ein Becherwerk oder eine Förderschnecke realisiert. Der direkte Vergleich zum geschlossenen System (1a) zeigt einige Vor- und Nachteile:

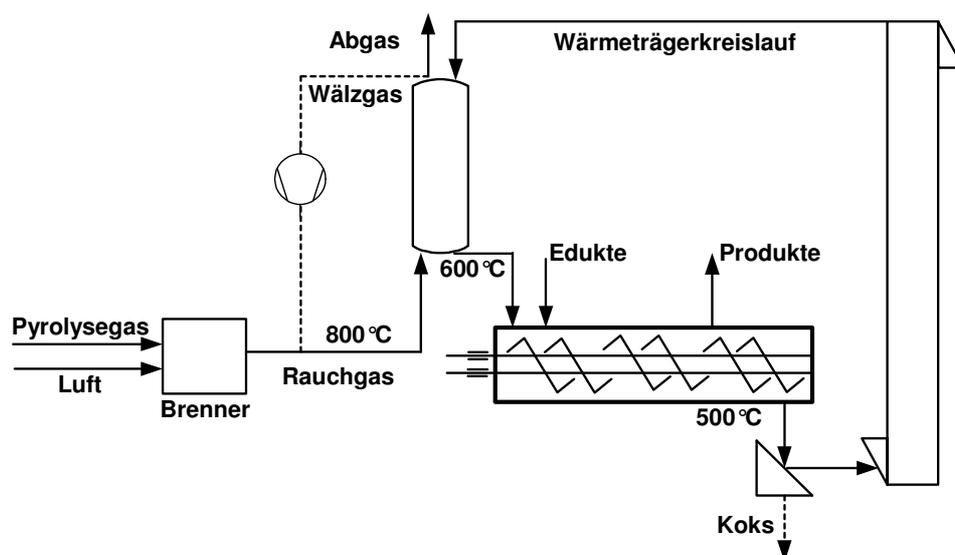


Abb. 42: Offenes System (Variante 2a) mit durchströmter Schüttung.

Es kann ein sehr guter Wärmeübergang in der durchströmten Schüttungsschicht im Vergleich zum Wärmeübergang durch eine Wärmeübertragerwand realisiert werden wie in Kap. 4.3 und Abb. 35 dargestellt wird. Dadurch ergibt sich ein sehr kompakter Wärmeübertragungsapparat mit geringer Bauhöhe. Für kleine Partikeln und höhere Gasgeschwindigkeiten muss jedoch ein hoher spezifischer Druckverlust in der Schüttungsschicht überwunden werden, was eventuell den Einbau zusätzlicher Verdichter zur Erhöhung des Vordrucks erfordert. Wird die Schüttungshöhe und somit der Druckverlust herabgesetzt, so ergibt sich ein Apparat mit großem Durchmesser. Eine gleichmäßige Verteilung des heißen Gases über den gesamten Strömungsquerschnitt kann dadurch problematisch werden.

Für diese Variante muss ein Kompromiss für den spezifischen Druckverlust, Wärmeübergang und Querschnitt gefunden werden, wie Abb. 35 zeigt. Diese Kompromissfindung hat Auswirkungen auf die Partikelgröße, die sich in dieser Variante bei einem Wert um die 3 mm einstellen wird. Zum einen wird durch die Notwendigkeit der Absiebung von Koks und den spezifischen Druckverlust der Durchmesser auf minimal 1.5 - 2 mm nach unten begrenzt, zum anderen wird der Wärmeübergang bei typischen Rauchgasgeschwindigkeiten um 1 m/s bei Partikeldurchmesser ab 4 - 5 mm zu schlecht.

**Variante 2b:** Eine Erhitzung des Wärmeträgers und ein gleichzeitiger Transport kann in der Anwendung des klassischen LR-Verfahrens (2b) mit pneumatischer Förderung erzielt werden. Bei der pneumatischen Förderung wird ein hoher Wärmeübergang erzielt, der sich bei typischen Gasgeschwindigkeiten von ca. 18 m/s (600-700°C) auf mindestens 400 – 450 W/(m<sup>2</sup>·K) einstellen kann, wie bereits in Kap. 4.4 anhand einer Abschätzung berechnet wurde.

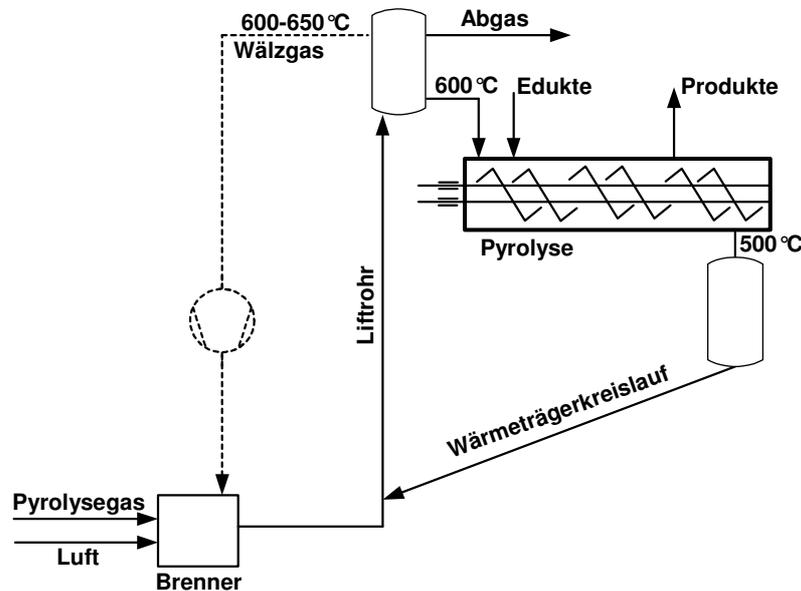


Abb. 43: Offenes System (Variante 2b) mit pneumatischer Förderung und Erwärmung im Liftrohr.

Die angegebenen Gasgeschwindigkeiten sind notwendig, um Partikeln (Quarzsand) bis zu 2 mm Durchmesser noch fördern zu können. Hohe Gasgeschwindigkeiten führen aller Voraussicht nach zu erhöhtem Wärmeträgerverschleiß, dessen Abrieb wiederum die angesprochenen Konsequenzen nach sich zieht. Außerdem ist dieser Verfahrensführung ein großer Rauchgasstrom inhärent, welcher in der nachgeschalteten Abgasstrecke auf Grund der CO-Problematik nachbehandelt werden muss.

Eine mögliche Verbesserung dieser nachteiligen Verfahrensführung ist die Einführung eines Wälzgaskreislaufs, wie er in Abb. 43 dargestellt wird. Nach der Durchströmung des Wärmeträgers wird ein Teil des Abgases bei erhöhten Temperaturen zurückgeführt. Dadurch wird erreicht, dass zur Temperaturmoderation und zur Einstellung der Strömungsgeschwindigkeit des heißen Rauchgases kein zusätzlicher Strom wie z. B. Wasserdampf oder Luft eingesetzt wird, der insgesamt zur Vergrößerung des Abgasstroms und zur energetischen und wirtschaftlichen Verschlechterung des Prozesses führt.

## 6.3 Wärmeübertrager für einen geschlossenen Kreislauf

Ziel ist es, prinzipielle Gestaltungsmöglichkeiten für einen Gas-Feststoff-Wärmeübertrager aufzuzeigen, bei dem ein guter Wärmedurchgang von heißem Rauchgas auf einen festen Wärmeträger möglich ist und die Wärmeübertragungsflächen, Apparatedimensionen sowie die daraus resultierenden Kosten reduziert werden können. Für die Berechnungen wird ein Wärmeübertrager zugrunde gelegt, der auch in einer Schnellpyrolyseanlage von 100 MW<sub>th</sub> genügend Wärmeleistung für den Wärmeträgerkreislauf bereitstellen kann. Nähere Angaben zu den angenommenen Massenströmen und Apparateabmessungen befinden sich im Anhang Abschnitt E 4.

### 6.3.1 Verbesserung des Wärmedurchgangs

Ein guter Wärmedurchgang wird erzielt, wenn die einzelnen seriellen Wärmeübergangswiderstände minimiert werden, so wie sie in (Gl. 56) aufgelistet sind. Rauchgasseitig wird der in Abb. 44 schematisch dargestellte Wärmeübertrager mit einer Wirbelschicht betrieben, wodurch ein Wärmeübergang vom Rauchgas an die Wand mit  $\alpha_{RG} \approx 250 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  oder besser realisiert werden kann. Für den Kontakt zwischen der Schüttung mit 2 mm großen Stahlkugeln und der Wand kann ein Wärmeübergang bei einer Oberflächenrauigkeit von  $\delta \approx 1 \mu\text{m}$  von ca.  $\alpha_{WS} \approx 500 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  angesetzt werden, wie aus Abb. 33 ersichtlich ist. Bei kleineren Wärmeträgerpartikeln fällt dieser Wärmeübergang sogar noch deutlich höher aus.

Der Hauptwiderstand für die Wärmeübertragung liegt außer im Falle sehr kurzer Verweilzeiten der Schüttung im Wärmeübertrager auf Seite der Schüttschicht. Grund hierfür ist die Abnahme des Wärmeübergangs mit eindringendem Temperaturprofil proportional  $1/\sqrt{t}$ , wie in (Gl. 46) dargestellt. Mit der Zeit  $t$  ist die Kontaktzeit gemeint, in der die Schüttschicht zwischen den Wärmeübertragerplatten mit unveränderter Partikellage (Pfropfenströmung) durchwandert. Sobald sich die Partikeln in ihrer Lage austauschen und wieder neu durchmischen, ist das Temperaturprofil wieder ausgeglichen, und die Kontaktzeit wird von neuem gezählt. Das Eindringen eines Temperatur- oder Konzentrationsprofils mit periodischem Ausgleichsvorgang ist allgemein auch als Penetrationsmodell bekannt.

Im zeitlichen Mittel wird der Wärmeübergang in der Schüttschicht also verbessert, indem man den Wärmeträger immer wieder vermischt und die Partikellage an der Wand austauscht. Das Konzept des Plattenwärmeübertragers sieht deshalb vor, die Übertragerwand zu unterbrechen und in einzelne Stufen zu unterteilen. Die Platten stehen versetzt zu einander (Abb. 44) und sorgen somit für einen Austausch bzw. eine Durchmischung des Feststoffs vor Eintritt in eine neue Stufe.

### 6.3.2 Berechnungsgrundlagen und Prämissen

Folgende Annahmen werden bei der Betrachtung und Berechnung zu Grunde gelegt:

- Der eintretende Wärmeträgerstrom verteilt sich gleichmäßig über den Apparatequerschnitt.
- Für jede Stufe wird eine einheitliche Wirbelbetttemperatur von  $T = 700^\circ\text{C}$  angenommen, die sich gleichmäßig in jedem Wirbelschichtelement ausbildet.
- Das Schüttgut bewegt sich mit einer Pfropfenströmung zwischen den Elementen hindurch. Es findet keine Quervermischung statt. (Analogie zur Erwärmung einer Festkörperplatte).
- Nach jeder Stufe erfolgt eine ideale bzw. ausreichende Durchmischung des Schüttguts, um das Temperaturprofil auszugleichen (Penetrationsmodell).

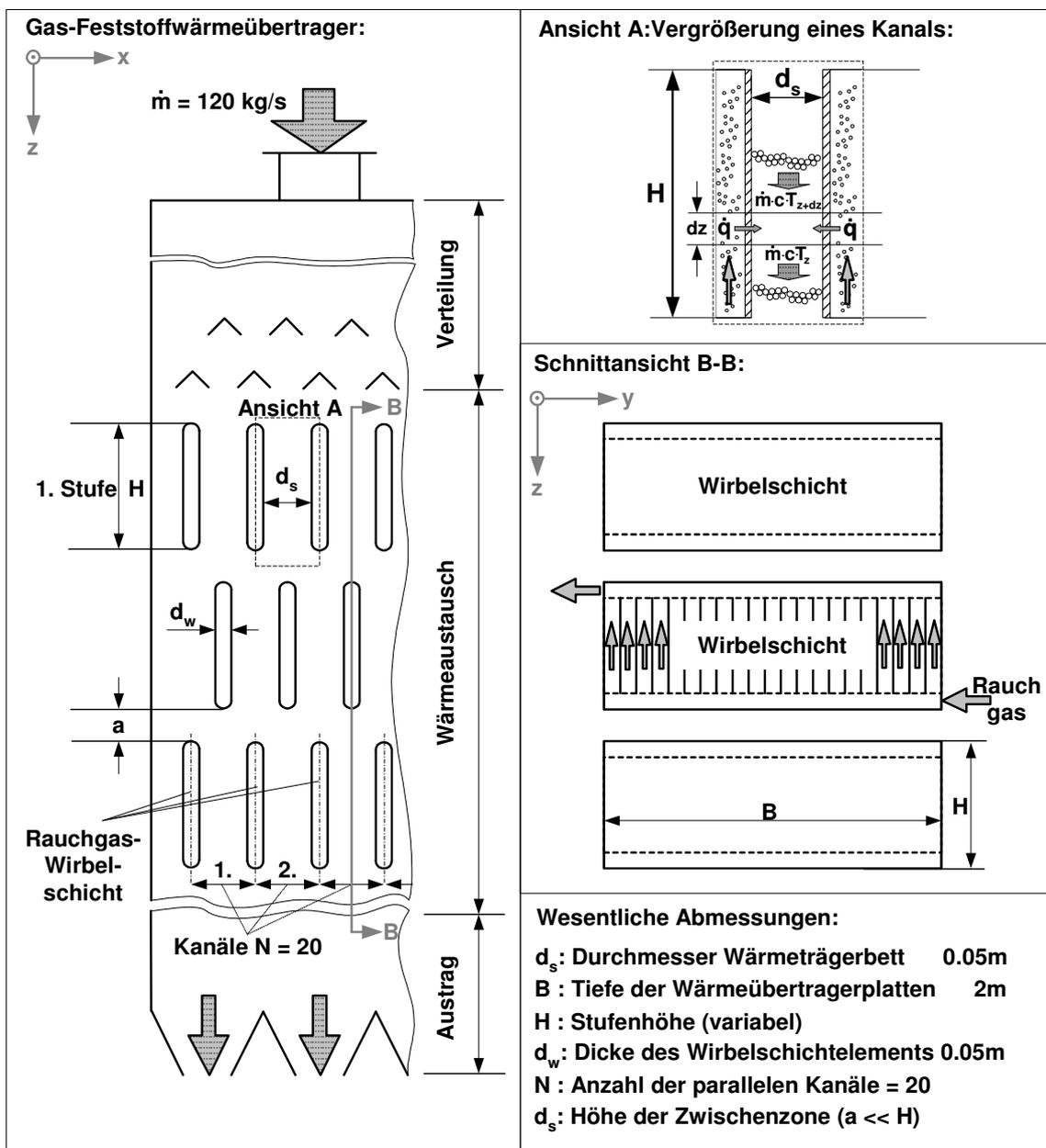


Abb. 44: Schematische Darstellung der Gestaltung eines mehrstufigen Plattenwärmeübertragers mit rauchgasseitiger Wirbelschicht.

Auf Grund der Verweilzeiten und Abstände der einzelnen Wirbelschichtelemente muss im Kern der Schüttung mit einer Temperaturänderung gerechnet werden. Deshalb muss neben der asymptotischen Kurzzeitlösung (Index: 0) für den Wärmeübergang auch die Langzeitlösung (Index:  $\infty$ ) mit einbezogen werden. Für eine technische Abschätzung liefert die folgende Näherungsformel ausreichende Genauigkeit [Sch95, S. 109]:

$$\alpha_s(t) \approx \sqrt{\alpha_{t,0}^2 + \alpha_{t,\infty}^2} \quad (\text{Gl. 59})$$

Im Vergleich zur asymptotischen Kurzzeitlösung (Gl. 46) ist die Langzeitlösung nur von der Wärmeleitfähigkeit und der charakteristischen Länge (hier:  $d_s$ ) abhängig. Für eine Platte mit gutem äußeren Wärmeübergang ( $Bi \gg 1$ ) gilt:

$$\alpha_{t,\infty} = 1/2 \cdot \pi^2 \cdot \frac{\lambda_s}{d_s} \quad (\text{Gl. 60})$$

### 6.3.3 Bilanzierung

Wie in Abb. 44 dargestellt, wird eine Stufe des Wärmeübertragers integral bilanziert:

$$\frac{dH}{dt} = \dot{m} \cdot c \cdot (T_z - T_{z+dz}) + \dot{q} \cdot dA = 0 \quad (\text{Gl. 61})$$

Durch Annahme einer konstanten Rauchgastemperatur  $T_{RG}$  über die Höhe  $H$  der Stufe kann durch Integration von  $z = 0$  bis  $H$  die mittlere kalorische Austrittstemperatur des Wärmeträgers aus der Stufe berechnet werden. Für eine detaillierte Ausführung der Bilanzierung sei auf den Anhang Abschnitt E 4 verwiesen. Aus Bilanz und Kinetik folgt:

$$T_{aus} = T_{RG} - (T_{RG} - T_{ein}) \cdot \exp(-NTU) \quad (\text{Gl. 62})$$

Die Anzahl der Übertragungseinheiten NTU (Number of Transfer Units) berechnet sich wie folgt:

$$NTU = \frac{2 \cdot N \cdot k \cdot B}{\dot{m} \cdot c} \cdot H \quad (\text{Gl. 63})$$

- $N$  : Anzahl der parallelen Wärmeübertragungskanäle
- $B$  : Tiefe (in  $y$ -Richtung) der Wärmeübertragerplatten in m
- $H$  : Höhe der Wärmeübertragerplatten in m
- $\dot{m}$  : Gesamter Wärmeträgermassenstrom durch den Apparat in kg/s
- $k$  : Wärmedurchgangskoeffizient in  $W/(m^2 \cdot K)$
- $c$  : Mittlere Wärmekapazität im Temperaturbereich in  $J/(kg \cdot K)$

Der Massenstrom an Wärmeträgerstahlkugeln kann analog der Berechnung in Kap. 7.5.9 durchgeführt werden und beträgt ca. 120 kg/s. Durch Festlegung der Stufenzahl und der Wärmeträgereintritts- sowie Austrittstemperatur sind die Höhe der Stufen und die gesamte Wärmeübertragungsfläche des Apparats berechenbar, wie im Anhang E 4.3 und anschaulich in Abb. 45 dargestellt wird.

### 6.3.4 Ergebnisse

In Abb. 45 ist die Wärmeübertragungsfläche als Funktion der Stufenzahl und der Wärmeträgeraustrittstemperatur dargestellt. Ein einstufiger Wärmeübertrager ohne Unterbrechung und Quervermischung des Wärmeträgers stellt somit den Grenzfall mit dem ungünstigsten Wärmedurchgang von  $\approx 60 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$  dar. Mit zunehmender Stufenzahl steigt der zeitlich gemittelte Wärmedurchgang bei realisierten 12 Stufen auf  $\approx 100 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$  an. Dadurch verringern sich die benötigten Wärmeübertragungsflächen um ca. 40%, was sich positiv auf die Kosten und die Bauhöhe des Apparates auswirkt.

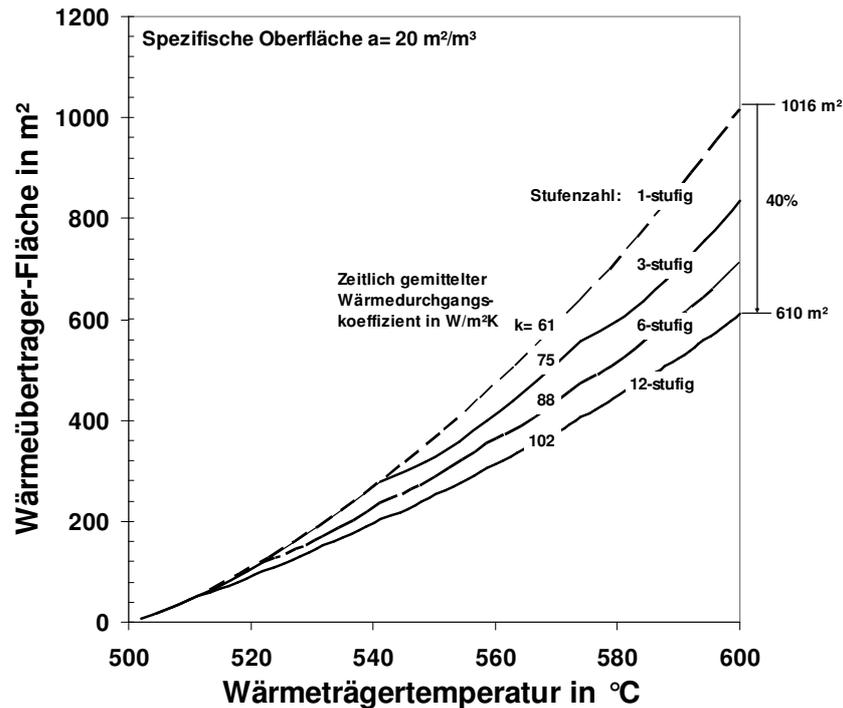


Abb. 45: Entwicklung der Wärmeübertragungsfläche als Funktion der Stufenzahl und der Austrittstemperatur des Wärmeträgers.

Eine weitere Erhöhung der Stufenzahl hat jedoch auch ihre natürlichen Grenzen. Der Wärmedurchgangskoeffizient kann nicht beliebig gesteigert werden. Im Fall der Stufenzahl gegen unendlich würde der Wärmeübergangswiderstand in der Schüttung vernachlässigbar sein auf Grund sehr kurzer Kontaktzeiten bzw. schneller Austauschvorgänge an der Wand. Jedoch bleiben die Widerstände für den Kontakt und für die rauchgasseitige Wirbelschicht bestehen (Gl. 56), so dass mit den angegebenen Werten ein theoretisch maximaler Wärmedurchgang von  $k \approx 160 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$  möglich ist. Des Weiteren muss eine Stufe noch eine gewisse Höhe aufweisen, die konstruktionstechnisch sinnvoll erscheint. Die übermäßige Erhöhung der Stufenzahl bzw. Plattenelemente führt außerdem zu einer Kostensteigerung, die durch die eingesparte Wärmeübertragungsfläche nicht mehr kompensiert werden kann.

Durch die Anordnung und die Abstände der Wirbelschichtelemente beläuft sich die spezifische Oberfläche auf ungefähr  $20 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Für einen 12-stufigen Wärmeübertrager ergibt sich somit ein Volumen von ca.  $31 \text{ m}^3$ , von dem mindestens die Hälfte das Wärmeträgerinventar einnimmt. Allein für den Wärmeübertrager ist somit ein Inventar von 73 t Stahlkugeln notwendig. Die kompaktere Bauart des Apparats hat also noch den Vorteil, dass sich auch das Inventar im Apparat reduziert, da für eine effektive Ausnutzung der Wärmeübertragungsflächen der Wärmeübertrager stets vollständig gefüllt sein muss.

# 7 Schnellpyrolyse von Lignocellulose im Technikum

## 7.1 Beschreibung der Technikumsanlage

### 7.1.1 Anlagenfließbild

Im Fließbild der Schnellpyrolyseanlage (Abb. 46, S. 94) wurden aus Gründen der Übersichtlichkeit nur die relevanten Anlagenteile sowie die wichtigsten Messstellen dargestellt. Allgemein kann die Anlage in drei Teilbereiche gegliedert werden:

- (1) Biomasse-Dosierung
- (2) Heißer Bereich mit Reaktor und Wärmeträgerkreislauf
- (3) Produktkondensationsstrecke

Die Produktkondensationsstufen werden entsprechend ihrer Verschaltung von K1 bis K3 bezeichnet. Für die Pyrolyseprodukte sind sieben Auffangbehälter von B1 bis B7 verfügbar. Der Großteil der Produkte wird in den Behältern B1 und B2, d.h. in der ersten und zweiten Kondensationsstufe gesammelt. Bei höheren Kondensationstemperaturen in K1 und K2 sind auch signifikante Mengen in B3 und B4 zu finden. Die Behälter B5 und B6 sind als Tieftemperatur-Kühlfallen ausgeführt, in denen versucht wird, leicht flüchtige Bestandteile des Pyrolysegases zu kondensieren und restliches Wasser aus dem Pyrolysegas auszufrieren. Technisch sind sie weniger relevant und dienen mehr analytischen Zwecken. In Behälter B7 wird lediglich Kondensat aus dem Kreislauf von K2 gepumpt, wenn ein gewisser Füllstand in der Kondensationskolonne überschritten wurde.

### 7.1.2 Biomassedosiereinheit

Zur Beschickung des Reaktors mit Biomasse wurde eine gravimetrische Dosiereinheit der Firma Brabender Technologie KG installiert. Der Vorlagebehälter der Dosiereinheit fasst ein Volumen von ca. 0.7 m<sup>3</sup> und wird je nach Versuchsumfang und Art der Biomasse mit 40 bis 80 kg Biomasse befüllt. Der Schneckendosierer mit einem kleineren Reservoir an Biomasse ist auf einer Waage installiert und wird kontinuierlich gewogen. Schneckendosierer und Vorratsbehälter werden durch einen Schieber voneinander getrennt. Im Betrieb wird die Dosiereinrichtung mit Stickstoff beaufschlagt, um den Luftsauerstoff aus dem Zwischenvolumen des Schüttguts zu verdrängen. Durch die Beaufschlagung entsteht ein leichtes Druckgefälle, damit Pyrolysegas und Dämpfe nicht vom Reaktor in den Biomassebehälter zurückströmen können.

Im Pyrolysebetrieb entstehen Druckschwankungen und Druckstöße, die auch auf die Waage rückwirken, wodurch eine gravimetrische Dosierung bei dieser Konfiguration nicht möglich ist. Deshalb wird im Vorfeld das Förderverhalten der Einsatzmaterialien mit unterschiedlichen Austragsorganen in Schnecken- oder Spiralausführung getestet. Durch Drehzahlvariation und Differenzwägung wurden experimentelle Förderkurven der Einsatzstoffe erstellt, mit denen sich eine volumetrische Dosierung realisieren lässt. Aus Erfahrung ist bei einem Großteil der Materialien die volumetrische Dosierung sehr zuverlässig und völlig ausreichend. Der vorbestimmte Massendurchfluss bei einer konstanten Drehzahl stimmt mit dem gemittelten Durchsatz (Einsatzmenge/Dosierzeit) innerhalb einer Bandbreite von besser als  $\pm 5\%$  überein. Durch die Eigenschaften der Eintragsorgane (Schnecke/Spirale) erfolgt der Abwurf der Biomasse in den Reaktor periodisch. Der Biomassefluss in den Reaktor wird über eine installierte Videokamera permanent überwacht.

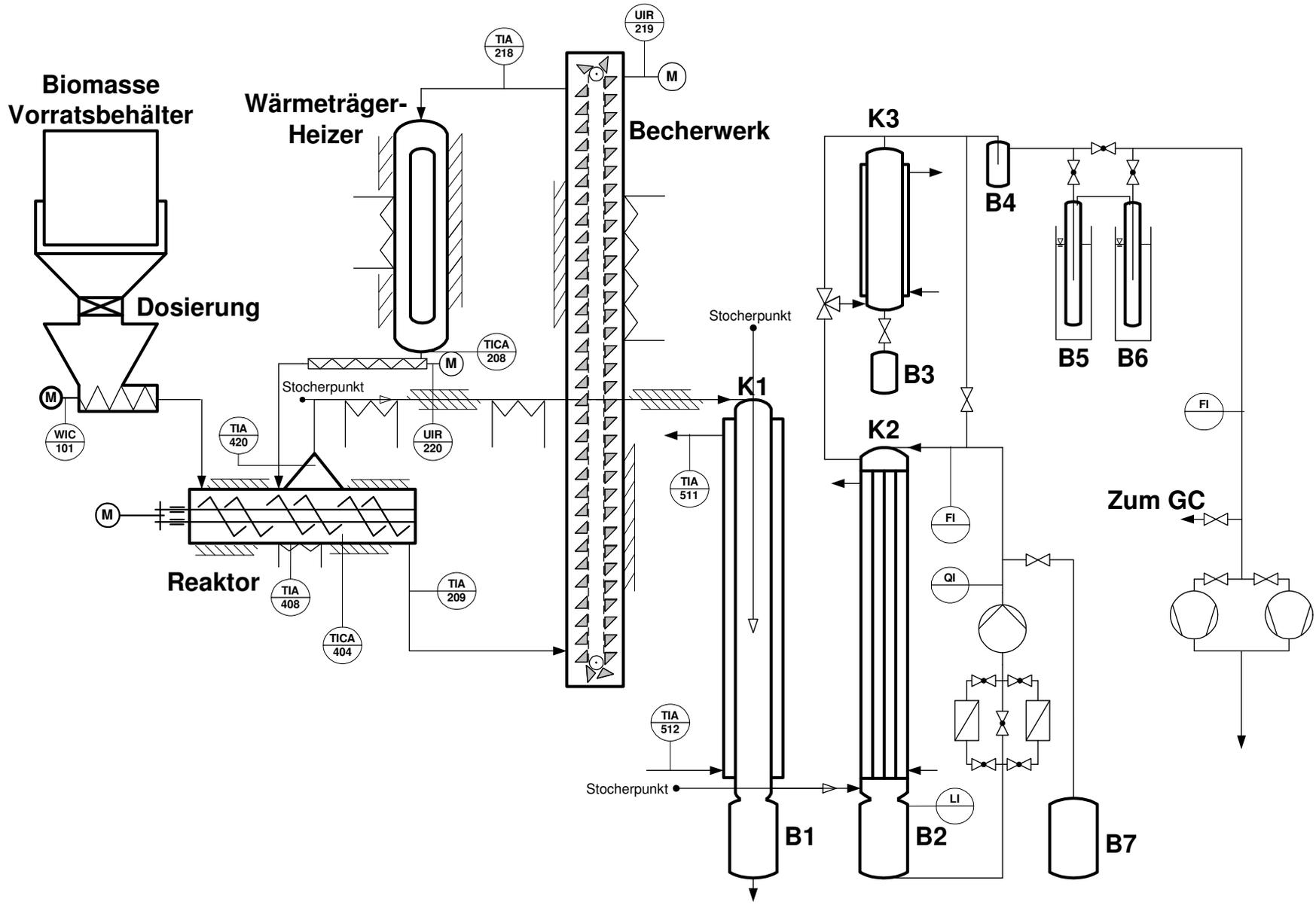


Abb. 46: Verfahrensfießbild der Technikanlage zur Schnellpyrolyse von Lignocellulosen.



Abb. 47: Links im Bild: Unterer Teil der Biomasse-Dosiereinheit mit Ausgang, Mitte: Wärmeträger-Heizer, Rechts: Rückwand des Becherwerks.

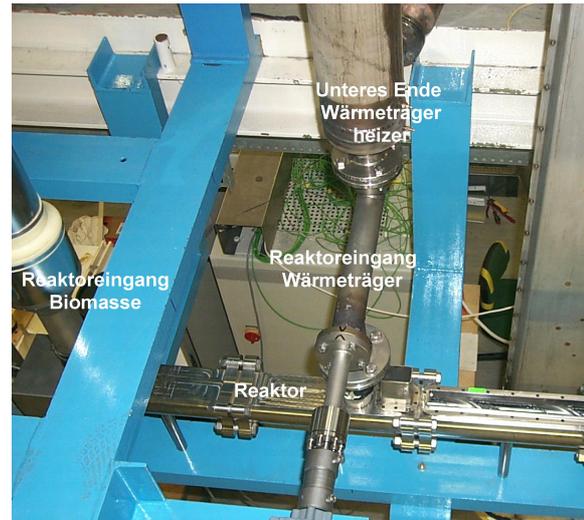


Abb. 48: Mitte: Zuführung vom Wärmeträger-Heizer in den Reaktor, Links: Eingang für Biomasse (Ansicht ohne Isolation).

### 7.1.3 Reaktor mit Wärmeträgerkreislauf

#### Reaktor

Das Herzstück der Anlage ist der Doppelschnecken-Mischreaktor mit den zwei ineinander kämmenden Schnecken, die gleichsinnig über einen gekoppelten Ketten/Zahnradantrieb gedreht werden. Der Antrieb ist drehzahlüberwacht, so dass bei Blockade und Durchrutschen einer Welle die Zudosierung und der Doppelschneckenantrieb gestoppt werden. Die Wellen werden normalerweise bei einer konstanten Frequenz im Bereich von 2 bis 2.5 Hz betrieben. Dadurch ergeben sich je nach Dosierung mittlere Feststoffverweilzeiten im Bereich von 10 bis 15 s (siehe Kap. 3.4.4), was weit länger als nötig ist.

Der Reaktor wird am antriebsseitigen „kalten“ Ende mit Biomasse beschickt, wie in Abb. 49 auf der linken Seite zu sehen ist. Im Reaktionsteil wird ein heißer Wärmeträger über eine Spirale hinzudosiert und vermischt. Entstehende Pyrolysegase werden über eine beheizte und mit einer Stochereinrichtung bestückte Rohrleitung in die erste Kondensationskolonne abgezogen. Der Reaktor ist mit einer installierten Leistung von maximal 4 kW begleitbeheizt und mit Ausnahme der Antriebsseite wärmeisoliert.

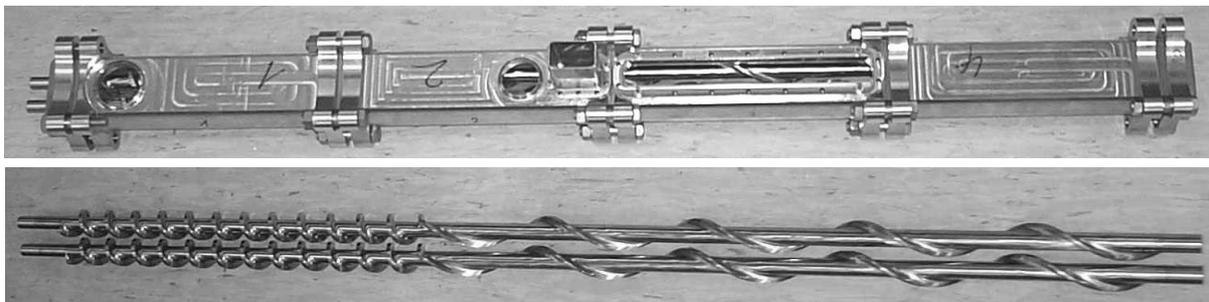


Abb. 49: Oben: Technikumsreaktor, Unten: Verwendeter Doppelschneckensatz.

## Wärmeträgerdosierung

Der Wärmeeintrag für die Pyrolysereaktion erfolgt über Wärmeträger-Stahlkugeln (1.5 mm), die durch eine drehzahlüberwachte Spirale in den Reaktor konstant eindosiert werden. Der Massefluss des Wärmeträgers wird zuvor als Funktion der Drehzahl in Form einer Dosierkurve experimentell bestimmt. Durch die gute Fließfähigkeit der Wärmeträgerkugeln ist eine gute Kontrolle und geringe Fehlerabweichung vom mittleren Wärmeträgermassefluss gewährleistet. Die Wärmeträgerzuführung ist in Abb. 48 gezeigt. Die Dosierkuve für den Wärmeträger findet sich im Anhang Abschnitt F 1.

## Becherwerk

Am Ausgang des Reaktors wird der Wärmeträger mit Koksresten über ein Becherwerk ca. 3 m nach oben gefördert, um anschließend in einem Wärmeträgerheizer wieder auf Vorlauftemperatur gebracht zu werden. Das Becherwerk wird mit konstanter Umlaufgeschwindigkeit betrieben und der Wärmeverlust durch Begleitbeheizungen kompensiert (installierte Leistung max. 5.8 kW). Durch die Bespannung mit Stickstoff wird im Wärmeträgerkreislauf ein leichter Überdruck erzeugt, der das Eindringen von Luftsauerstoff verhindert.

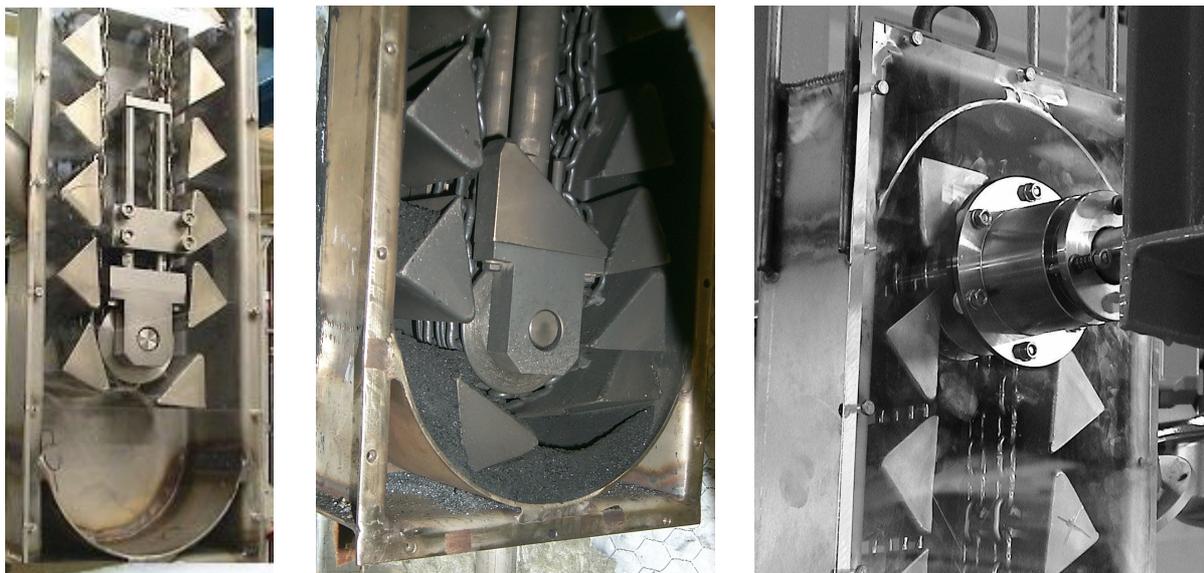


Abb. 50: Links und Mitte: Unterer Teil des Becherwerks in neuem und in modifiziertem Zustand, Rechts: Oberer Teil des Becherwerks mit Antrieb und gekühlter Wellendurchführung.

## Feststoff- / Wärmeträgerheizer

Die Erhitzung des Wärmeträgers wird indirekt durch einen Wärmeübertrager gewährleistet, der von oben durch das Becherwerk beschickt wird. Der Wärmeübertrager ist als elektrisch beheizter Ringspalt ausgeführt und wird sowohl von außen als auch von innen beheizt. Die installierte Leistung beträgt max. 8 kW. Der Ringspalt hat eine Höhe von ca. 1500 mm, einen Innendurchmesser von  $d_i = 106$  mm und einen Außendurchmesser von  $d_a = 125$  mm. Das maximale Füllvolumen des Ringspalts mit einer Oberfläche von ca. 1.1 m<sup>2</sup> beträgt circa 5 dm<sup>3</sup>. Darin hat ungefähr die Hälfte des Wärmeträgerinventars von ca. 9-10 dm<sup>3</sup> Schüttgutvolumen Platz.

## Mess-, Steuer- und Regelungstechnik (MSR) im Wärmeträgerkreislauf

Die Reaktortemperatur wird bei der klassischen Ausführung des LR-Verfahrens mit pneumatischem Wärmeträgerkreislauf über die Mischerabwurftemperatur geregelt. Es wird versucht, die Abwurftemperatur konstant zu halten, indem über ein Stellorgan (Keilschieber) je nach Wärmebedarf der Massenstrom des Wärmeträgers verändert wird. Dazu ist es nötig, den Wärmeträger aus einem großen Reservoir zu beziehen, damit die Vorlauftemperatur des Wärmeträgers in gewissem Maße konstant bleibt. Bei der Messung der Abwurftemperatur kommt es zu Schwankungen, da sich durch die Geometrie der Schnecken die Abwurfmenge des Wärmeträgers periodisch ändert. Eine Verbesserung und Glättung wird durch den Einsatz mehrerer Thermoelemente an verschiedenen Stellen im Abwurfschacht erzielt, so dass eine Mitteltemperatur ohne Probleme als Führungsgröße verwendet werden kann. Die Regelung der Wärmeträgerzufuhr wurde hier bewusst mit einer gewissen Trägheit realisiert, da an einer Stelle gemessen wird, die erst mit einer längeren Totzeit auf einen höheren Wärmebedarf oder erhöhte Wärmeträgerzufuhr reagiert (Schwankungsdämpfung).

In der Versuchsanlage im Technikumsmaßstab ist eine Zufuhr mit konstantem Wärmeträgerstrom in den Reaktor realisiert. Zur Regulierung der Abwurftemperatur bzw. der Temperatur im Reaktor muss dazu im elektrischen Ringspaltheizer die Vorlauftemperatur des Wärmeträgers dementsprechend erhöht oder erniedrigt werden. Vorteil einer solchen Anordnung ist, dass der Massefluss an Wärmeträger über den Versuch bekannt ist und konstant bleibt, womit sich die energetische Bilanzierung des Reaktors im quasi-stationären Zustand erleichtert. In der Versuchsanlage wurde jedoch keine automatische Regelung realisiert, so dass der Anlagenfahrer die Temperaturverhältnisse im Reaktor und im Ringspaltheizer manuell regulieren muss, was im normalen Betrieb kein Problem darstellt.

### 7.1.4 Kondensationsstrecke

#### Erster Kondensator

Vom Reaktor werden die entstehenden Pyrolyseprodukte über eine möglichst kurz gehaltene, beheizte Strecke zum Kopf der ersten Kondensationsstufe (K1) geleitet. Der Kondensator ist als doppelwandiges Rohr ausgeführt und wird im Gegenstrom durch ein Kühlaggregat der Firma Lauda temperiert. Die Vorlauftemperatur des Kühlmediums kann in einem weiten Bereich variiert werden, liegt aber i. d. R. zwischen 0 und 20°C, wodurch sich die Temperatur der Produktgase aus dem Kondensator auf ca. 60-70°C einstellt. Durch die Kondensation dampfförmiger Pyrolyseprodukte in einem mit Kokspartikeln beladenen Produktgasstrom entstehen feuchte, krümelige Kokspartikeln, die die Kondensatorflächen belegen. Um dem Fouling entgegenzuwirken, werden die Wärmeübertragungsflächen der ersten Stufe durch eine pneumatisch/mechanische Stochereinrichtung periodisch freigeräumt. Abgetragene Kokspartikeln fallen in den Sammelbehälter B1, der während des Versuchsbetriebs mehrmals entleert werden muss. Die feuchten Krümelkokse sind im Vergleich zu trockenen Heißzyklon-Koksen nicht pyrophor und deshalb auch unter sicherheitstechnischen Aspekten relativ unkritisch.

#### Weitere Kondensationsstufen

In der zweiten Kondensationsstufe (K2) wird der Produktgasstrom durch Leitungswasser auf 15 bis 20°C gekühlt, wodurch vorwiegend wässrige bzw. stark wasserhaltige Kondensate entstehen. In diesem Wärmeübertrager wird die Belegung der Wände durch ständiges Spülen mit anfallendem Kondensat vermindert. Dazu wird im Sumpf flüssiges Produkt über einen

Filter mittels einer Pumpe angesaugt und zum Kopf des Wärmeübertragers geführt. Über eine Abzweigung kann von Zeit zu Zeit Kondensat abgeführt werden, um den Füllstand im Behältersumpf zu kontrollieren. Zur möglichst vollständigen Abscheidung der noch im Produktgas enthaltenen Wasserdämpfe und leichtflüchtigen CHO-Verbindungen stehen ein weiterer Kondensator (K3) und zwei in Reihe geschaltete Tieftemperatur-Kühlfallen (B5, B6), die von außen durch eine Methanol-Trockeneismischung bis auf ca.  $-60^{\circ}\text{C}$  gekühlt werden, zur Verfügung. Der Produktgasstrom wird schließlich durch zwei Gebläse angesaugt und über Dach abgeblasen.

### **Produktgasanalysen**

Nach den Kondensationsstufen sind Entnahmenstellen für die Produktgasanalytik vorhanden. Zum einen werden in regelmäßigen Abständen mit einer Gasspritze (200 ml) Proben durch ein Septum abgezogen und extern in einem Gaschromatographen analysiert (HP 5890 Series II HP, Org. Gase: Säule PoraBond Q Fa. Varian 25 m \* 0.53 mm \* 10  $\mu\text{m}$ , Permanentgase: Säule Carboxen 1000 Fa. Supelco 15ft/ 1/8 " 2.1 mm ID). Zum anderen wurde in jüngster Zeit ein Prozess-Gaschromatograph installiert (Fa. Emerson), um zeitnahe Online-Analysen und -Vergleichswerte zur bisherigen Offline-Analyse zu bekommen. Eine quantitative Analyse der Gase Ne, H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> sowie der niederen Alkane und Alkene C<sub>2</sub> bis C<sub>4</sub> erfolgt sowohl offline als auch online. Um die Menge an Pyrolysegas zu bestimmen, wird ein bekannter Referenzgasstrom (Neon) eingespeist. Mittels Gasanalyse und bekanntem Referenzgasstrom lassen sich die absoluten Mengen der analysierten Gase unter idealen Annahmen berechnen.

## 7.2 Charakterisierung der Einsatzstoffe

### 7.2.1 Brennstoffanalytik

Für die energetische und die stoffliche Bilanzierung des Verfahrens werden die Ausgangsstoffe brennstoffanalytisch charakterisiert. Dazu gehört zunächst der **Wassergehalt** im Anlieferungszustand (roh) und bei der Analyse (an), der durch Trocknung bei 105°C in einem Ofen und anschließende Differenzwägung mit den wasserfreien (wf) Materialien bestimmt wird (DIN 51718). Da sich durch die umgebende Luftfeuchtigkeit die Feuchte des Einsatzmaterials verändern kann, wird pro Versuchstag der Wassergehalt (roh) neu bestimmt.

**Aschegehalt:** In einem Ofen wird bei 815°C (DIN 51719) der Aschegehalt des luftgetrockneten Ausgangsmaterials bestimmt. Der Aschegehalt der Biomasse muss nicht notwendigerweise dem Mineralstoffgehalt entsprechen, da es bei der Veraschung zu chemischen Umsetzungen kommt und bei diesen Temperaturen flüchtige Komponenten (Kaliumsalze) verschwinden können [Ruh84]. Der Gewichtsunterschied zwischen Asche und Mineralstoff ist umso geringer, je weniger mineralische Stoffe im Brennstoff vorhanden sind. Der organische Anteil wird, wie in Abb. 51 gezeigt, somit etwas größer bewertet, als es in Wirklichkeit der Fall ist. Aschegehalt und Mineralstoffgehalt werden hier immer auf den wasserfreien Brennstoff bezogen.

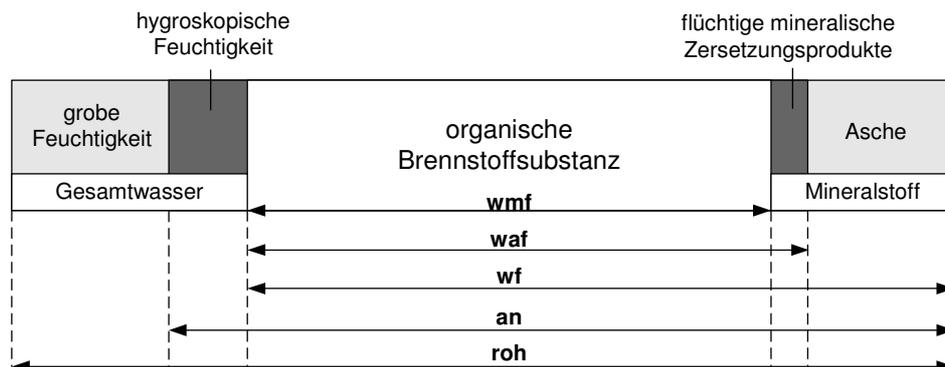


Abb. 51: Bezugslinien fester Brennstoffe nach DIN 51700 (1987).

**Brennwert:** Der chemisch gebundene Energieinhalt der Ausgangsstoffe wird durch eine Brennwertbestimmung nach DIN 51900-1 ermittelt. Dazu wird kryogemahlene Ausgangsmaterial ( $d_p \leq 200 \mu\text{m}$ ) in einem Bombenkalorimeter (Fa. Parr, Modell 1341) mit Sauerstoff verbrannt. Laut der Definition in DIN 51900-1 sollen die Verbrennungserzeugnisse als  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$  bei 25°C vorliegen. Der im Brennstoff enthaltene Stickstoff soll nicht oxidiert werden. Deshalb muss der ermittelte Wert durch die Wärmen korrigiert werden, die bei der Bildung von wässriger Schwefelsäure ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) und von Salpetersäure ( $\text{HNO}_3$ ) frei werden. Des Weiteren muss die Energiefreisetzung durch Zündmittel (Zünddraht) korrigiert werden. Die Brennwerte des feuchten Materials  $H_{S,roh}$  werden anschließend von der Ausgangsfeuchte (roh) auf die wasserfreie Ausgangsmenge umgerechnet.

$$H_{S,wf} = H_{S,roh} / (1 - w) \quad (\text{Gl. 64})$$

$H_S$  : Brennwert bzw. oberer Heizwert in MJ/kg

$w$  : Wassergehalt in -

**Elementaranalyse:** In der Elementaranalyse wird die Zusammensetzung der Edukte aus C, H, O, N und S bestimmt. Dabei werden C, H, N, S getrennt vom Sauerstoffanteil bestimmt. Zu diesem Zweck stehen zwei Analysegeräte der Fa. Elementar des Typs (Micro-)elementar Vario EL zur Verfügung. Stickstoff- und Schwefelgehalt haben hierbei eine Nachweisgrenze von 0.5 bzw. 1%. Es findet eine 4-fach Bestimmung mit anschließender Mittelwertbildung und Feuchtekorrektur statt. Die Probeneinwaage beträgt ca. 5 mg. Eine gute Homogenisierung der Proben ist auf Grund der geringen Einwaage erforderlich.

## 7.2.2 Hart- und Weichhölzer

Erste Schnellpyrolyseversuche in der Technikumsanlage wurden mit groben Sägemehlen von Hartholz und von Weichholz durchgeführt, da diese Einsatzstoffe eine relativ gute Fließfähigkeit besitzen, was einen kontinuierlichen Betrieb der Dosierung ohne Brückenbildung gewährleistet. Des Weiteren existieren zu diesen Einsatzmaterialien viele Vergleichsdaten anderer Pyrolyse- und Schnellpyrolyseverfahren, womit sich eine erste Beurteilung des Verfahrens hinsichtlich der Produktausbeuten durchführen lässt (Kap. 2.2).

Das Hartholz- (Buche) und das Weichholzsägemehl (Tanne/Fichte) sind Standardprodukte der Firma J. Rettenmeier & Söhne (Holzfaserstoffe) mit einer Partikelgröße im Bereich von 1 mm.

Tab. 14: Analyseergebnisse der Einsatzstoffe Hartholz und Weichholz.

Parameter	Einheit	Hartholz		Weichholz		
		roh / an	wf	roh /an	wf	
Feuchte (roh)	%	9.5	-	13.5	-	
Feuchte (an)	%	3.8	-	5.2	-	
Asche 815°C	%	1.1	1.1	0.5	0.5	
Asche 1000°C	%	1.1	1.1	0.3	0.3	
Brennwert H <sub>S</sub>	MJ/kg	17.7	19.5	17.7	20.4	
Heizwert H <sub>I</sub>	MJ/kg	16.1	18.1	15.8	18.7	
Rohdichte	kg/m <sup>3</sup>	k.A.	k.A.	k.A.	k.A.	
Schüttdichte	kg/m <sup>3</sup>	280	k.A.	140	k.A.	
<b>Elementaranalyse</b>						
Kohlenstoff	<b>C</b>	%	46.4	48.3	47.3	49.5
Wasserstoff	<b>H</b>	%	6.3	6.1	6.4	6.2
Sauerstoff	<b>O</b>	%	46.2	44.5	45.8	43.8
Stickstoff	<b>N</b>	%	< 0.5	< 0.5	< 0.5	< 0.5
Schwefel	<b>S</b>	%	< 1.0	< 1.0	< 1.0	< 1.0
<b>Makropolymere*</b>						
Cellulose	%	-	45.8	-	42.2	
Hemicellulose	%	-	31.8	-	28	
Lignin	%	-	21.9	-	30	

\* [ECN08] Phyllis database: ID 983 (Hartholz, Buche), [Gau95] (Weichholz)

In Tab. 14 sind die brennstoffanalytischen Ergebnisse dargestellt. Für die Feuchte im Rohzustand, der für die Schnellpyrolyseversuche maßgeblich ist, wird ein mittlerer Wert angegeben. Die Einsatzfeuchte schwankt um den Mittelwert im Bereich von  $\pm 1\%$  und wird vor jedem Versuchstag nochmals ermittelt. Für die Feuchtekorrektur der Elementaranalyse ist

die Analysenfeuchte und für die Umrechnung des Brennwertes auf das trockene Material die Rohfeuchte maßgeblich.

### 7.2.3 Weizenstroh und Weizenkleie

Der Aschegehalt von Stroh ist mit 6.0% typisch für viele Biomassen, die als Reststoffe in der Land- und Forstwirtschaft anfallen. Das Spektrum reicht meist von 4-10% Aschegehalt und kann in Extremfällen wie z. B. bei Reisstroh sogar fast 20% betragen. Reststoffe aus strohartigen Materialien sind dünnwandige Einsatzstoffe mit einer kleinen charakteristischen Länge (reziproke spezifische Oberfläche). Das Weizenstroh hat eine mittlere Wandstärke von ca. 0.3 mm, weshalb die Erhitzung und Zersetzung der 5 bis 10 mm langen Häcksel innerhalb einer kurzen Zeit von 2-3 s stattfindet.

Weizenkleie ist ein Koppelprodukt beim Mahlen von Getreide und besteht größtenteils aus den Hülsen und Schalen der Getreidekörner. Die mittlere Partikelgröße des Kleieschüttguts liegt im typischen Bereich von 1 mm Durchmesser. In Tab. 15 wird ein Stickstoffgehalt von ca. 2.9% angegeben, was auf einen nicht unerheblichen Anteil von über 15% an Proteinen schließen lässt.

Tab. 15: Analyseergebnisse der Einsatzstoffe Weizenstroh und Weizenkleie.

Parameter	Einheit	Weizenstroh		Weizenkleie*		
		roh / an	wf	roh / an	wf	
Feuchte (roh)	%	9.7	-	12.0	-	
Feuchte (an)**	%	0.5	-	-	-	
Asche 815°C	%	6.0	6.0	-	5.5	
Asche 1000°C	%	k.A.	k.A.	-	-	
Brennwert H <sub>S</sub>	MJ/kg	16.3	18.0	-	19.2	
Heizwert H <sub>I</sub>	MJ/kg	14.4	16.3	15.5	17.9	
Rohdichte	kg/m <sup>3</sup>	k.A.	k.A.	k.A.	k.A.	
Schüttdichte	kg/m <sup>3</sup>	≈ 100-110	k.A.	≈ 280	k.A.	
<b>Elementaranalyse</b>						
Kohlenstoff	<b>C</b>	%	44.0	43.8	-	46.0
Wasserstoff	<b>H</b>	%	6.0	5.9	-	6.3
Sauerstoff	<b>O</b>	%	45.0	44.3	-	39.1
Stickstoff	<b>N</b>	%	< 0.5	< 0.5	-	2.9
Schwefel	<b>S</b>	%	< 1.0	< 1.0	-	0.2
<b>Makropolymere***</b>						
Cellulose	%	-	33.2	-	12.0	
Hemicellulose	%	-	24.6	-	36	
Lignin	%	-	15.1	-	3	

\* Messungen extern durchgeführt von Eurofins – AUA GmbH, Freiberg

\*\* entgegen Norm getrocknet

\*\*\* [ECN08] Phyllis database: ID 1092 (Weizenstroh), ID 2389 (Weizenkleie)

## 7.3 Massen- und Stoffbilanzen

### 7.3.1 Erfassung der Stoffströme und Analyseumfang

Im Verfahrensfließbild in Abb. 46 werden die einzelnen Behälter für die Produkte Kondensat und Koks dargestellt. Im Behälter B1 sammeln sich die mit Teerkondensaten beladenen Kokse; im Folgenden auch als „Kondensatkokse“ bezeichnet. Der Behälter wird je nach Versuchsumfang bis zu 7-mal entleert. Dadurch entstehen mehrere Chargen des Kondensatkokses. Von den Chargen werden jeweils die Masse und von dieser folgende Eigenschaften bestimmt:

- Kondensat-/Feststoffgehalt (durch Extraktion)
- Wassergehalt (durch Karl-Fischer-Titration)
- Elementaranalyse des feuchten Kondensatkokses
- Elementaranalyse des extrahierten Feststoffes (Koks+Asche)
- Aschegehalt des extrahierten Kokses

In der zweiten Kondensationsstufe wird eine Spülung im Kreislauf gefahren. Das Spülmedium besteht aus dem Kondensat der vorangegangenen Experimente. Zu Beginn einer Versuchsreihe mit einem unbekanntem Edukt ist keine Kondensatvorlage vorhanden, und es werden ca. 5500 g Wasser als Kreislaufinventar vorgelegt. Von Zeit zu Zeit wird der Füllstand im Behälter B2 durch Abpumpen in B7 verringert. Des Weiteren erfolgt eine Sammlung von Kondensaten in den anschließenden Kondensationsbehältern der Kondensationsstrecke. Die Kondensate B2 und B4 und die Kondensate in den Kühlfallen B5 und B6 werden auf folgenden Eigenschaften hin analysiert:

- Masse
- Wassergehalt
- pH-Wert
- Dichte

Eine Analyse des Feststoffs in den Kondensaten ist nicht notwendig. Die verschleppte Koksmenge aus der ersten Kondensationsstufe ist zum einen gering, zum anderen werden durch das Fahren der Kondensate im Kreislauf die Kokspartikel auf einem Filter abgeschieden. Ist die Menge des Filtrerrückstandes im Vergleich zur durchgesetzten Biomasse gering ( $< 100$  g bzw.  $\ll 1\%$ ), wird auf eine aufwendige Analyse verzichtet. In der Elementarbilanz wird für den Feststoffanteil die gleiche Elementarverteilung wie für die extrahierten Kokse angenommen. Im Normalfall wird jedoch der Filtrerrückstand nach Wägung auf folgende Eigenschaften überprüft:

- Kondensat-/Feststoffgehalt
- Wassergehalt

Die Gaszusammensetzung wird durch gaschromatographische Analyse bestimmt. Dabei werden die Gase  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $N_2$ ,  $O_2$ ,  $CH_4$ ,  $C_2$ - $C_4$  Alkane/Alkene sowie Neon analysiert. Neon dient als Referenzgas, welches mit einem definierten Massenstrom kontinuierlich in den Reaktor eingespeist wird. Durch den bekannten Referenzgasstrom und die Zusammensetzung des Produktgases kann auf die Gesamtmenge der Gasanteile zurückgerechnet werden. Flüchtige CHO-Verbindungen wie z. B. Formaldehyd, Acetaldehyd etc., die bei Raumtemperatur einen hohen Dampfdruck besitzen, oder stabile Aerosolnebel, die trotz mehrfacher Kondensation nicht vollständig abgeschieden werden, verlassen den Bilanzraum unanalysiert mit dem Gasstrom.

### 7.3.2 Produktanalytik

#### Erste Kondensationsstufe: Entölung der feuchten Kokse

In der ersten Kondensationsstufe werden die Pyrolysedämpfe in Anwesenheit von Kokspartikeln kondensiert. Je tiefer die gewählten Kondensationstemperaturen sind, desto stärker beladen sich die Porensysteme der Kokse mit Pyrolysekondensaten.

Zur Bilanzierung wird das Verhältnis von Kondensat/Feststoffgehalt im feuchten Koks bestimmt. Dazu wird eine Mehrfachextraktion der Kondensatkokse unter Druck (10 MPa) und bei leicht erhöhter Temperatur (40°C) halbautomatisiert in einem Gerät der Firma Dionex (ASE 200, Accelerated Solvent Extraction) durchgeführt. Durch Extraktionsstudien mit Methanol als Lösungsmittel wurde der Methode eine Genauigkeit innerhalb einer Standardabweichung von ca.  $\pm 2\%$  bestätigt, wobei die Schwankungen im Wesentlichen auf die Inhomogenität der Proben und nicht auf das Extraktionsverfahren zurückzuführen sind [Arm07].

Durch die Extraktion mit Methanol werden nicht nur Teerkondensate, sondern teilweise auch mineralische Bestandteile aus den Koksen gelöst, was auch durch ionenchromatographische Untersuchungen des Extraktionsmediums bestätigt wurde. Bleibt dieser Sachverhalt unberücksichtigt, so wird der Kondensatgehalt im feuchten Kondensatkoks höher bewertet, als er in Wirklichkeit ist. Zur Korrektur wird deshalb der extrahierte Koks auf den Aschengehalt hin untersucht.



Abb. 52: Schematische Darstellung zur Korrektur des Ölgehalts feuchter Kondensatkokse.

Unter der Annahme, dass die gesamten Aschebestandteile der ursprünglichen Biomasse im Kondensatkoks enthalten sind, wird die Feststoffmenge im Kondensatkoks letztlich wie folgt bestimmt:

$$m_{\text{Feststoff}} = m_{\text{Koks(extrahiert)}} \cdot (1 - x_{\text{Asche,Koks}}) + m_{\text{Asche,Bio}} \quad (\text{Gl. 65})$$

Schließlich können die Kondensat/Feststoffgehalte bestimmt und die extrahierten, trockenen Kokse im Anschluss bei weiteren Untersuchungen einer Elementaranalyse unterzogen werden.

#### Bestimmung der Wassergehalte in Kondensaten und Koksen

Durch eine standardisierte Karl-Fischer-Titration (Firma Metrohm) werden sämtliche Wassergehalte der Pyrolyseprodukte bestimmt. Kondensate stellen hier keine besonderen Anforderungen an die Geräte und werden nach der normalen Standardprozedur analysiert. Kondensatkokse werden mit einem speziell angefertigten Probenahmelöffel in eine übliche

3:1 Methanol-Chloroform-Lösung eingeführt. Bevor die Titrierung startet, wird durch intensives Rühren eine nahezu vollständige Auflösung der klebrigen Kondensat-Koks-Agglomerate erreicht. Der Wassergehalt wird 3-fach bestimmt. Die Reproduzierbarkeit liegt für Kondensate im Bereich von  $\pm 2\%$  (rel.), für Kondensatkokse normalerweise bei  $\pm 5\%$  (rel.), wobei stark inhomogene Proben in Einzelfällen eine Standardabweichung von  $\pm 10\%$  aufweisen können.

### 7.3.3 Ergebnisse für Hartholz und für Weichholz

#### Edukte

**Hartholz:** In die Auswertung gingen 7 komplette Bilanzversuche ein. Die lufttrockene Einsatzmenge von Hartholz betrug zwischen 45 und 75 kg pro Versuchstag mit einer insgesamt bilanzierten Menge von ca. 400 kg Einsatzgut.

**Weichholz:** Bei 5 kompletten Bilanzversuchen wurden pro Versuchstag zwischen 34 und 80 kg an Einsatzgut gefahren, welche sich auf ca. 280 kg summierten. Das Edukt wurde im Anlieferungszustand, d.h. quasi lufttrocken in die Anlage gefahren.

Detaillierte Informationen zu den einzelnen Versuchstagen können dem Anhang Abschnitte F und G entnommen werden. Die gemittelten Ausbeuten mit Standardabweichungen sind in Tab. 16 aufgelistet.

#### Reaktionsbedingungen

**Wärmeträgerstrom:** Der Wärmeträgerstrom durch den Reaktor wurde über einen Versuchstag hinweg konstant gehalten und betrug ca. 1150 kg/h, in wenigen Fällen 850 kg/h. Charakteristisch für die Wärmeträgerzufuhr war, dass im vergleichsweise großen Überschuss zum Einsatzmaterial gefahren wurde ( $\approx 100:1$ ), so dass in jedem Fall genügend Wärmeübertragungsfläche und Wärme für den Pyrolyseprozess bereitgestellt wurde.

**Reaktortemperatur:** Durch den hohen Überschuss betrug die Temperaturdifferenz zwischen Eingang und Ausgang nicht mehr als 45 K. Im Allgemeinen wurden Mischerabwurftemperaturen im Bereich von 490-500°C angestrebt, wodurch sich eine mittlere Reaktortemperatur zwischen 500-510°C ergibt.

**Produktgasverweilzeit:** Durch die kurze Produktgasverweilzeit im heißen Bereich werden sekundäre Reaktionen im Allgemeinen unterbunden. Jedoch konnte keine aktive Variation bzw. Verkürzung der Verweilzeit vorgenommen werden. Durch Anlegen eines stärkeren Unterdrucks würde Luftsauerstoff in die Anlage eindringen. Die Verweilzeit des Produktgases liegt auf Grund der entstehenden Gas/Dampfmenge und der vorhandenen Reaktor- und Rohrleitungsvolumina bei ca. 2-3 s.

**Feststoffverweilzeit:** Die Drehfrequenz der Schnecken wurde zwischen 2 bis 2.5 Hz eingestellt was etwa  $Fr = 0.6$  entspricht. Dadurch ergaben sich mittlere Feststoffverweilzeiten zwischen 10-15 s (siehe Abb. 23). Eine ausreichende Zeit für die vollständige Pyrolyse ist somit gewährleistet

## Ausbeuten

**Kondensat/Feststoff-Verhältnis:** Von primärem Interesse bei der Massenbilanz ist neben den absoluten Ausbeuten das Verhältnis von kondensierbaren Anteilen zu entstehendem Koks. Maßgeblich ist dabei die Ausbeutestruktur bezogen auf den wasserfreien Einsatzstoff (wf), da die Einsatzfeuchte zum Kondensat addiert und sich bei sehr feuchten Einsatzstoffen trügerisch auf die Kondensatausbeute auswirkt. Der Bezugszustand „wasserfrei“ ist aus einem weiteren Grund sinnvoll: Als Zwischenprodukt für die Vergasung wird aus energetischen Gründen ein Slurry angestrebt, der zu einem möglichst geringen Teil aus Wasser besteht. Deshalb ist es nicht ausgeschlossen, dass in einem geplanten Prozess die Edukte mit Abwärme vorgetrocknet werden. Aus Tab. 16 ist ersichtlich, dass das kritische Verhältnis Kondensat/Feststoff von 2:1 für die Slurry-Mischung (siehe Kap. 7.6) auch für die trocken eingesetzten Hölzer als Grenzfall des Prozesses deutlich überschritten wird. Für die Herstellung der Slurries aus diesen Produkten sollten somit keine Probleme auftreten.

**Tab. 16: Schnellpyrolyse-Produktausbeuten der Edukte Hartholz und Weichholz. Mittelwertangaben mit Standardabweichungen. Kennzeichnung (roh/wf) bezieht sich auf den Zustand des eingesetzten Holzes.**

<b>Edukt</b>		
Name	<b>Hartholz</b> (Buche)	<b>Weichholz</b> (Tanne/Fichte)
Einsatzfeuchte	9.5	13.5
Asche	1.1	0.5
<b>Produkte (roh)</b>	Mittelwerte in %	Mittelwerte in %
Koks, Asche	<b>18.5</b> ± 1.6	<b>14.9</b> ± 0.7
Koks	17.6 ± 1.6	14.5 ± 0.7
Kondensate gesamt	<b>66.5</b> ± 1.3	<b>69.1</b> ± 1.4
Teerkondensat	39.2 ± 10.6	43.2 ± 5.5
H <sub>2</sub> O-Anteil	8.3 ± 4.0	9.3 ± 2.6
wässriges Kondensat	27.3 ± 10.8	25.9 ± 5.9
H <sub>2</sub> O-Anteil	13.2 ± 4.9	15.1 ± 3.8
Pyrolysegas (als Differenz)	<b>15.0</b> ± 1.9	<b>16.0</b> ± 2.1
Gemessen	15.6 ± 2.3	11.5 ± 0.9
Bilanzdefizit/-überschuss	-0.7 ± 3.6	4.5 ± 1.4
Kondensat/Feststoff	<b>3.6</b> ± 0.3	<b>4.6</b> ± 0.1
<b>Produkte (wf)</b>		
Koks, Asche	<b>20.5</b> ± 2.0	<b>17.3</b> ± 1.1
Koks	19.4 ± 2.0	16.8 ± 1.1
Kondensate gesamt	<b>63.0</b> ± 1.5	<b>64.3</b> ± 1.6
Reaktionswasser	13.2 ± 1.0	12.7 ± 2.0
Teerkondensat o. H <sub>2</sub> O	34.1 ± 8.1	39.2 ± 3.9
Pyrolysegas (als Differenz)	<b>16.5</b> ± 2.2	<b>18.4</b> ± 2.6
Gemessen	17.2 ± 2.8	13.2 ± 1.1
Bilanzdefizit/-überschuss	-0.7 ± 4.3	5.2 ± 1.8
Kondensat/Feststoff	<b>3.1</b> ± 0.3	<b>3.7</b> ± 0.1

**Koks:** Bei den Koksausbeuten machen sich vor allem beim Hartholz Ausbeuteschwankungen in den einzelnen Versuchstagen von bis zu ± 10% (rel.) bemerkbar. Für diese Schwankungen konnten keine direkten Ursachen gefunden werden, da die Versuchsbedingungen und Betriebsparameter nahezu konstant gehalten wurden. Fehler, die beim Entleeren und Säubern der Anlage und der Behälter gemacht werden, können für diese Schwankungen sicherlich zum Teil verantwortlich gemacht werden.

**Kondensate:** Die Schwankungsbreite der Kondensatausbeute beläuft sich insgesamt auf ca.  $\pm 2\%$  (abs.). Erhebliche Abweichungen ergeben sich für die Verteilung der Kondensate auf teerartige und wässrige Kondensate. Diese Schwankungen sind dadurch erklärbar, dass die Kondensationsstufen zu Testzwecken teilweise bei unterschiedlichen Temperaturen gefahren wurden. So bringt eine Erhöhung der Vorlaufemperatur in der ersten Stufe eine Verschleppung von Kondensaten und Wasserdampf in die nachfolgenden Stufen. Insgesamt ändert sich der Kondensat- bzw. der Wasseranteil im Gesamtkondensat dadurch aber nicht. Die Bildung von Reaktionswasser liegt bei beiden Edukten im Bereich von ca. 13% (wf).

**Pyrolysegas:** Die Hauptbestandteile des Pyrolysegases sind  $\text{CO}_2$  und  $\text{CO}$  (siehe Tab. 17). Methan ist mit 5-7 Vol% die stärkste Fraktion der gemessenen Kohlenwasserstoffe. Des Weiteren ist ein deutlich messbarer Anteil an  $\text{H}_2$  mit 3-5 Vol% im Pyrolysegas vorhanden. Auf Grund des geringeren  $\text{CO}_2/\text{CO}$  Verhältnisses ( $\approx 1.1$  mol/mol) und der höheren Anteile an Wasserstoff und Methan hat das Pyrolysegas von Weichholz einen höheren Brennwert (siehe Kap. Energiebilanz) als das entstehende Gas von Hartholz ( $\text{CO}_2/\text{CO} \approx 1.4$  mol/mol). Bezogen auf den trockenen Einsatzstoff macht das Pyrolysegas ca. 15-20% aus.

Tab. 17: Pyrolysegasanalyse von Hartholz und Weichholz. Das Defizit wird dem Gasanteil zugeordnet und anteilig korrigiert. Kennzeichnung (roh/wf) bezieht sich auf den Zustand des eingesetzten Holzes.

Pyrolysegas (wf)									
Name	Hartholz (Buche)					Weichholz (Tanne/Fichte)			
	Messung		korrigiert			Messung		korrigiert	
	%		%		Vol. %	%		%	
$\text{H}_2$	0.03	$\pm 0.01$	0.03	2.67	0.04	$\pm 0.01$	0.05	4.57	
$\text{CO}$	5.13	$\pm 0.89$	4.91	37.22	4.60	$\pm 0.68$	6.39	40.94	
$\text{CH}_4$	0.48	$\pm 0.11$	0.46	6.10	0.51	$\pm 0.10$	0.71	8.00	
$\text{CO}_2$	11.30	$\pm 2.05$	10.81	52.16	7.80	$\pm 0.53$	10.84	44.19	
$\text{C}_2\text{H}_4$	0.12	$\pm 0.03$	0.12	0.88	0.12	$\pm 0.03$	0.16	1.04	
$\text{C}_2\text{H}_6$	0.08	$\pm 0.02$	0.07	0.52	0.08	$\pm 0.02$	0.11	0.65	
$\text{C}_3\text{H}_8$	0.08	$\pm 0.02$	0.07	0.35	0.09	$\pm 0.02$	0.13	0.53	
iso- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	0.00	$\pm 0.00$	0.00	0.00	0.00	$\pm 0.00$	0.00	0.01	
n- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	0.03	$\pm 0.01$	0.02	0.09	0.02	$\pm 0.00$	0.02	0.07	

**Bilanzdefizit:** Das Bilanzdefizit bzw. der Bilanzüberschuss stellt die Summe der Fehler in der Erfassung der einzelnen Bilanzgrößen dar. Ein Bilanzverlust bis zu 5% (siehe Weichholz) lässt sich zum Großteil auf leicht flüchtige, niedermolekulare CHO-Verbindungen wie Formaldehyd, Acetaldehyd, Methylformiat, Dimethylether, Glyoxal etc. zurückführen. Diese Verbindungen sind zwar nur jeweils in geringeren Konzentrationen im Kondensat und im Gas vorhanden, in Summe ergeben sich jedoch einige Prozent. Durch den hohen Dampfdruck dieser Komponenten bei den üblichen Kondensationstemperaturen können sie im Pyrolysegas gesättigt aus dem System entweichen, ohne dass eine messtechnische Erfassung erfolgt. Eine erfolgreiche Abscheidung dieser leicht flüchtigen Komponenten in größerem Umfang konnte mit der bisherigen Anlagenkonfiguration nicht erzielt werden.

Weitere Quellen für die Entstehung eines Bilanzdefizits sind Kondensat- und Koksablagerungen in Totvolumina der Anlage. Im Vorfeld einer neuen Versuchskampagne wird die Anlage gewartet und gereinigt. Deshalb muss im ersten Versuch meist mit einem größeren Bilanzverlust gerechnet werden, da sich Wärmeübertragungsflächen, Rohrleitungen und Totvolumina neu belegen. Bei der Bilanzierung der Produkte können manche

Anlagenteile auf Grund ihrer beschränkten Zugänglichkeit zum Teil nicht richtig rückgespült und erfasst werden. Geringfügige Verluste sind auch durch das Austreten von Pyrolysedämpfen oder Gasen aus den Stopfbuchsen der Wellendurchführungen von Becherwerk und Reaktor unvermeidlich.

### 7.3.4 Ergebnisse für Weizenstroh und für Weizenkleie

#### Edukte

**Weizenstroh:** Für die Auswertung wurden 4 komplette Bilanzversuche herangezogen. Die Menge an Weizenstroh lag pro Versuchstag zwischen 20 und 30 kg. In der Summe ergibt sich somit für Weizenstroh ca. 100 kg lufttrockenes Einsatzgut.

**Weizenkleie:** Es wurden an 3 Versuchstagen zwischen 50 und 60 kg pro Tag Einsatzstoff pyrolysiert. Für Weizenkleie ergibt sich somit eine Gesamtmenge ca. 160 kg Einsatzgut.

Detaillierte Informationen zu den einzelnen Versuchstagen können dem Anhang Abschnitte F und G entnommen werden. Die gemittelten Ausbeuten mit Standardabweichungen sind in Tab. 18 wiedergegeben.

#### Reaktionsbedingungen

Die Reaktionsbedingungen wurden bereits für Hart- und Weichholz beschrieben und ändern sich für Weizenstroh und Weizenkleie nicht.

#### Ausbeuten

**Kondensat/Feststoff:** Das maßgebliche Kondensat/Feststoff-Verhältnis ist für die Slurry-Herstellung beim Einsatzstoff Weizenstroh kritisch zu beurteilen. Ein Verhältnis für den feuchten Ausgangsstoff von 2.1 liegt bereits knapp an der Grenze der Herstellung pumpbarer Slurries mit moderatem Aufwand. Wird das Material komplett vorgetrocknet, so ist mit einem Verhältnis von 1.7 unter heutigen technischen Voraussetzungen eine pumpfähige Mischung nicht realisierbar. Da bei größeren Anlagen unterschiedliche Einsatzstoffe verwendet werden, um die Anlage auszulasten, könnte das Überschusskondensat bei holzartigen Biomassen eine Lösung darstellen, um zu einem insgesamt höheren Kondensatanteil zu gelangen. Des Weiteren stehen aber auch eine Teilabführung von Koks zur energetischen Nutzung in einer angepassten Verbrennung, eine partielle Wiederausbringung des mineralstoffreichen Produkts aufs Feld („Schwarzerde“) oder der Verzicht auf eine Vortrocknung als Möglichkeiten zur Diskussion. Im Vergleich dazu sind die Kondensat/Feststoffverhältnisse von Weizenkleieprodukten mit 2.6 sogar im wasserfreien Zustand unproblematisch hinsichtlich der Slurry-Herstellung.

Die Ausbeutestruktur unterliegt trotz konstanter Betriebsparameter in den Versuchen einer starken Schwankungsbreite, wie am Beispiel der Kondensatausbeute für Weizenstroh (wf) mit  $\pm 5\%$  (rel.) erkennbar ist. Für Weizenkleie ist die Schwankung der Ausbeuten weniger ausgeprägt als beim Weizenstroh. Wahrscheinlich ist dies auch auf die größere Einsatzmenge pro Versuch zurückzuführen, in der ein längerer Betrieb im stationären Bereich die Ausbeuteschwankungen vermindert.

**Koks:** Die reine Koksasbeute (wf) liegt bei Weizenkleie etwas niedriger als bei Weich- und bei Hartholz. Des Weiteren unterscheidet sich der Koksanteil von Weizenkleie im Vergleich zum Weizenstroh mit ca. 5% (wf) deutlich. Teilweise resultiert diese äußerst geringe Koksasbeute von Weizenkleie sicherlich aus dem geringen Ligningehalt (Tab. 15). Wie schon in Kap. 2.2.7 erwähnt, tendiert bei der Pyrolyse das Lignin zur Bildung von weit höheren Koksanteilen als die weiteren Hauptbestandteile Cellulose und Hemicellulose.

**Tab. 18: Schnellpyrolyse-Produktausbeuten der Edukte Weizenstroh und Weizenkleie. Mittelwertangabe mit Standardabweichung. Kennzeichnung (roh/wf) bezieht sich auf den Zustand der Einsatzstoffe.**

<b>Edukt</b>		
Name	Weizenstroh	Weizenkleie
Einsatzfeuchte	9.7	12.0
Asche	6.0	5.5
<b>Produkte (roh)</b>	Mittelwerte in %	Mittelwerte in %
Koks, Asche	<b>24.5</b> ± 1.6	<b>18.2</b> ± 0.9
Koks	19.0 ± 1.6	13.4 ± 0.9
Kondensate gesamt	<b>51.4</b> ± 3.9	<b>60.0</b> ± 3.5
Teerkondensat	44.9 ± 4.2	47.6 ± 4.8
H <sub>2</sub> O-Anteil	19.7 ± 4.7	16.4 ± 2.5
Wässriges Kondensat	6.5 ± 1.9	12.5 ± 3.3
H <sub>2</sub> O-Anteil	4.7 ± 1.5	7.8 ± 2.1
Pyrolysegas (als Differenz)	<b>24.1</b> ± 5.3	<b>21.8</b> ± 4.4
Gemessen	21.5 ± 3.5	13.3 ± 0.5
Bilanzdefizit/-überschuss	2.6 ± 7.6	8.5 ± 3.9
Kondensat/Feststoff (kg/kg)	<b>2.1</b> ± 0.1	<b>3.3</b> ± 0.1
<b>Produkte (wf)</b>		
Koks, Asche	<b>27.1</b> ± 2.0	<b>20.7</b> ± 1.0
Koks	21.1 ± 2.0	15.2 ± 1.0
Kondensate gesamt	<b>46.1</b> ± 4.8	<b>54.5</b> ± 4.8
Reaktionswasser	16.3 ± 4.1	13.9 ± 0.3
Teerkondensat o. H <sub>2</sub> O	27.8 ± 5.5	37.4 ± 5.6
Pyrolysegas (als Differenz)	<b>26.8</b> ± 6.5	<b>24.8</b> ± 5.8
gemessen	23.8 ± 4.3	15.1 ± 0.7
Bilanzdefizit/-überschuss	2.9 ± 9.4	9.7 ± 5.1
Kondensat/Feststoff (kg/kg)	<b>1.7</b> ± 0.1	<b>2.6</b> ± 0.1

**Kondensate:** Die Kondensatausbeuten beider Edukte schwanken mit ca. ± 5% (wf) relativ stark. Auffällig ist, dass in der zweiten Kondensationsstufe nur noch ein kleiner Teil der Kondensatgesamtmenge abgeschieden wird. Der H<sub>2</sub>O-Anteil in der zweiten Kondensationsstufe liegt deutlich über 50%. Das deutet auf eine gute Abscheidung der Teeranteile in der ersten Stufe hin, wobei nur noch überwiegend tiefsiedende Anteile wie z. B. H<sub>2</sub>O in die weiteren Stufen verschleppt werden. Die Entstehung von Reaktionswasser liegt mit 14-16% etwas über dem Durchschnittswert für Hart- und Weichholz (≈ 13%).

**Pyrolysegas:** Mit einem CO<sub>2</sub>/CO Verhältnis von ca. 1.5-1.7 mol/mol ergeben sich deutliche Unterschiede im Vergleich zur Gaszusammensetzung von Weichholz, aber ähnliche Verhältnisse wie bei Hartholz. Auffällig ist der geringe Anteil an Pyrolysegas, der bei der Schnellpyrolyse von Weizenkleie gemessen wurde (siehe Bilanzdefizit).

**Tab. 19: Pyrolysegasanalyse von Stroh und Weizenkleie. Das Bilanzdefizit wird dem Gasanteil zugeordnet und anteilig korrigiert. Kennzeichnung (roh/wf) bezieht sich auf den Zustand der Einsatzstoffe.**

Pyrolysegas (wf)									
Name	Weizenstroh					Weizenkleie			
	Messung		Korrigiert			Messung		korrigiert	
	%		%	Vol. %		%		%	Vol. %
H <sub>2</sub>	0.03	± 0.01	0.03	2.29		0.02	± 0.00	0.03	2.22
CO	6.63	± 1.30	7.44	35.28		3.85	± 0.10	6.32	33.08
CH <sub>4</sub>	0.67	± 0.15	0.76	6.27		0.29	± 0.02	0.48	4.41
CO <sub>2</sub>	15.59	± 2.77	17.51	52.82		10.48	± 0.63	17.22	57.33
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.12	± 0.07	0.14	0.65		0.11	± 0.01	0.19	0.97
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.22	± 0.05	0.24	1.08		0.13	± 0.00	0.21	1.03
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.19	± 0.04	0.22	0.66		0.12	± 0.01	0.20	0.67
Iso-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.10	± 0.12	0.11	0.25		0.01	± 0.00	0.01	0.03
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.27	± 0.31	0.31	0.70		0.06	± 0.07	0.10	0.25

**Bilanzdefizit:** Das Bilanzdefizit von Weizenstroh beläuft sich auf 2-3% und liegt im Rahmen der üblichen Verluste, wie sie bereits bei Holz beschrieben worden sind. Für Weizenkleie wurde jedoch eine große Bilanzlücke von ca. 8.5% (roh) festgestellt. Vergleichende Messungen, die in einer Laborwirbelschicht als alternatives Schnellpyrolyseverfahren durchgeführt wurden (siehe Anhang Abschnitt I), geben Aufschluss über das beobachtete Bilanzdefizit: In Wiederholungsmessungen wurden in der Wirbelschicht mit dem gleichen Einsatzmaterial gut reproduzierbare Ergebnisse mit einer Schließung der Massenbilanz zu ca. 98% (roh) verzeichnet. Die Gasausbeute belief sich jeweils auf ca. 21% (roh). Diese Gasausbeute entspricht in etwa dem Pyrolysegasanteil (roh), der sich durch Differenzbildung zu 100% aus der Massenbilanz ergibt (Tab. 17). Mit dieser Vergleichsmessung in der Wirbelschicht ist davon auszugehen, dass die Gesamtgasmenge während der drei Versuchstage im Doppelschnecken-Mischreaktor nicht richtig erfasst wurde.

## 7.4 Elementbilanzen

In dieser Arbeit ist das vorrangige Ziel einer Elementarbilanz die Berechnung des Energieinhalts von Edukten und Produkten anhand der Verteilung der Elemente C, H, O, N und S. Mittels einer Korrelation für den Brennwert (siehe Kap. 7.5.1) und der Elementeverteilung können Energieinhalte auch für Produkte abgeschätzt werden, die sich wegen ihres hohen Wassergehalts kaum in einem Bombenkalorimeter messen lassen.

Des Weiteren charakterisiert die Elementarzusammensetzung der Slurry den Eingangsstrom für eine Flugstromdruckvergasung. Der Anteil an Kohlenstoff und weiteren Elementen sowie der Brennwert der Slurries sind sicherlich interessante Informationen, die im Vorfeld des Vergaserdesigns z. B. in eine Modellierung der Vergasung einfließen können. Auf die Elementaranalyse wurde bereits im Kap. 7.2.1 kurz eingegangen.

Eine Elementaranalyse wurde bei Edukten, extrahierten Koksen und Kondensatkoksen durchgeführt. Die Analyse der Edukte und der getrockneten, extrahierten Kokse konnte hierbei durchweg eine zufrieden stellende Schließung der Bilanz von  $100 \pm 3\%$  erreichen. Im Anschluss wurde eine anteilige Korrektur der Elemente durchgeführt, um insgesamt zu einer Bilanz von 100% zu gelangen (siehe Anhang Abschnitt G 5.).

Für die Erstellung der Bilanz wird folgende Vorgehensweise angewandt, die auch graphisch in Abb. 53 dargestellt ist:

- (i) Die Elementaranalyse des Edukts stellt die Basis (= 100%) der Anteile CHONS dar.
- (ii) Aus der bekannten Gaszusammensetzung werden die CHO-Anteile berechnet.
- (iii) Ebenso können die CHONS-Anteile für den extrahierten Koks aus der Elementaranalyse bestimmt werden.
- (iv) Aus der Differenz kann die Elementarzusammensetzung des Kondensats inklusive Reaktionswasser bestimmt werden (i = CHONS):

$$x_{i,Kondensat} = x_{i,Edukt(wf)} - x_{i,Koks} - x_{i,Gas} \quad (\text{Gl. 66})$$

- (v) Zur Bestimmung der Elementeverteilung des rein organischen Anteils ist ein entsprechender Abzug des Wasseranteils aus der Karl-Fischer-Titration bei den Elementen Wasserstoff ( $-2/18 \cdot x_{H_2O}$ ) und Sauerstoff ( $-16/18 \cdot x_{H_2O}$ ) vorzunehmen.

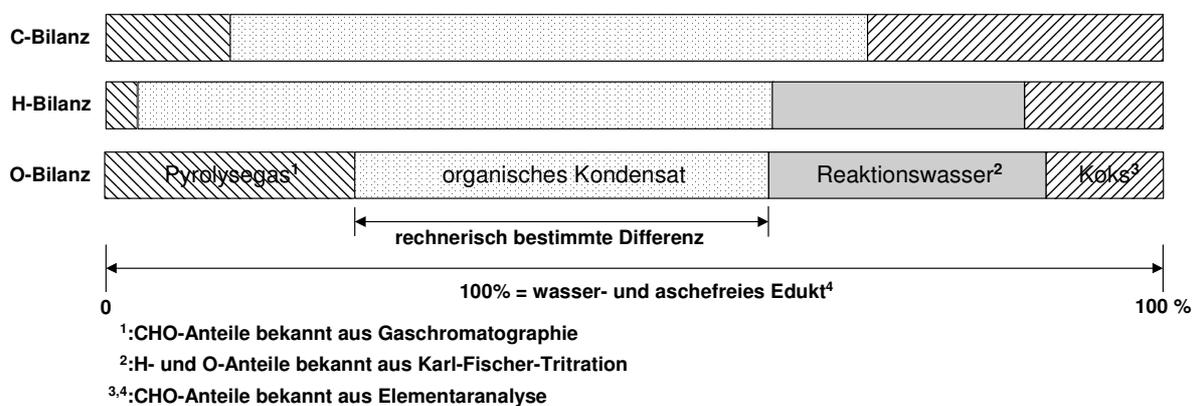


Abb. 53: Graphische Darstellung der Elementbilanz.

Bei der Bestimmung der Elementarzusammensetzung von Edukten und Produkten besteht grundsätzlich das Problem der Probeninhomogenität. Das Problem verschärft sich mit abnehmender Probemenge. Eine repräsentative Probennahme für die Analyse ist so nicht mehr gewährleistet. Kondensatkokse sind äußerst heterogen verteilte Gemische aus Feststoffen, organischem Kondensat und Wasser, wodurch in den Analysen vereinzelt starke Schwankungen mit Bilanzfehlern von über  $\pm 10\%$  gefunden wurden. Der Versuch der Unterteilung der Kondensate in einen eher wässrigen und einen eher teerartigen Kondensatanteil wurde zunächst versuchsweise nur für Hart- und Weichholz durchgeführt.

### 7.4.1 Ergebnisse für Hartholz und für Weichholz

In Tab. 20 und Tab. 21 sind die Ergebnisse der Edukte Hart- und Weichholz zusammengefasst. Detaillierte Ergebnisse zu den einzelnen Versuchstagen und den Analysen der einzelnen Produktchargen finden sich im Anhang unter Abschnitt G. Die zusätzlich angegebenen Informationen zum Brennwert  $H_S$  und zum spezifischen Energieinhalt  $h$  der Fraktionen werden im folgenden Kapitel „Energiebilanz“ näher erläutert.

Tab. 20: Verteilung der Elemente und der Energieinhalte von trockenem Hartholz.

Hartholz (wf)	C	H	O	Asche	O/C	H/C	$H_S^*$	x	h
	g/kg	g/kg	g/kg	g/kg	mol/mol	mol/mol	MJ/kg	kg/kg	MJ/kg
Edukt	482.6	61.0	445.4	11.0	0.69	1.52	19.41	1.000	19.41
Koks+Asche	137.3	8.0	48.9	11.0	0.27	0.70	25.36	0.205	5.20
Gas (korrigiert)	56.4	1.9	106.6	0.0	1.42	0.40	5.87	0.165	0.97
Reaktionswasser	-	14.7	117.5	-	-	-	-	0.132	-
Kondensat o. $H_2O$	288.8	36.5	172.4	0.0	0.45	1.52	25.32	0.498	12.60
Teerkondensat	200.1	21.7	119.7	0.0	0.45	1.30	24.31	0.341	8.30
wässriges	88.8	14.8	52.7	0.0	0.45	2.00	27.50	0.156	4.30
$\Delta h_R$									-0.64

\* Edukt, Koks und Kondensate berechnet mit [Cha02], Gas berechnet nach [Lid99].

Tab. 21: Verteilung der Elemente und der Energieinhalte von trockenem Weichholz.

Weichholz (wf)	C	H	O	Asche	O/C	H/C	$H_S^*$	x	h
	g/kg	g/kg	g/kg	g/kg	mol/mol	mol/mol	MJ/kg	kg/kg	MJ/kg
Edukt	495.3	61.8	437.9	5.0	0.66	1.50	20.04	1.000	20.04
Koks+Asche	120.0	7.0	40.6	5.0	0.25	0.71	26.58	0.173	4.59
Gas (korrigiert)	65.9	3.0	115.3	0.0	1.31	0.55	7.61	0.184	1.40
Reaktionswasser	-	14.1	112.5	-	-	-	-	0.127	-
Kondensat o. $H_2O$	309.4	37.7	169.5	0.0	0.41	1.46	26.11	0.517	13.49
Teerkondensat	218.7	19.6	153.5	0.0	0.53	1.08	21.34	0.392	8.36
wässriges	90.7	18.0	16.1	0.0	0.13	2.39	41.07	0.125	5.13
$\Delta h_R$									-0.56

\* Edukt, Koks und Kondensate berechnet mit [Cha02], Gas berechnet nach [Lid99].

### 7.4.2 Ergebnisse für Weizenstroh und für Weizenkleie

Auf Grund des hohen personellen Aufwands und der analytischen Unsicherheiten wird auf eine Analyse und Unterscheidung der Elementarverteilung in „Teerkondensat“ und „wässriges Kondensat“ in Tab. 22 und Tab. 23 verzichtet. Für Weizenstroh und Weizenkleie ist deshalb nur das Gesamtkondensat (ohne Wasser) in seiner Elementverteilung angegeben.

In den Weizenstrohkoks wird meist Stickstoff gefunden, der anteilig ca. 0.5 bis 0.7% der Elementverteilung ausmacht. Da für das Ausgangsmaterial die Analysemöglichkeiten unterhalb unserer Nachweisgrenze liegen, wird für das Ausgangsmaterial auch kein Stickstoffgehalt bzw. ein Stickstoffgehalt „Null“ angegeben. Der geringe Anteil an Stickstoff in den Weizenstrohprodukten wird deshalb aus bilanztechnischer Sicht vernachlässigt und anteilig den anderen Elementen zugeordnet.

Bei Weizenkleie kann wegen des höheren Stickstoffanteils im Ausgangsmaterials eine Stickstoffbilanzierung durchgeführt werden. Aus der Bilanzierung ist zu schließen, dass der überwiegende Stickstoffanteil der proteinhaltigen Ausgangsstoffe in Form von  $\text{NH}_3$  bzw.  $\text{NH}_4^+$  ins Kondensat eingeht. Diese Annahme scheint bei der Betrachtung der pH-Werte plausibel. Für das Kondensat von Weizenkleie variieren die Werte im Bereich pH 4 - 5 während für Holz die Kondensate einen Wert von pH 2.4 – 4 aufweisen. Grund hierfür könnte die erhöhte Konzentration von  $\text{NH}_3$  bzw.  $\text{NH}_4^+$  einhergehend mit der Erhöhung des pH-Werts sein.

**Tab. 22: Verteilung der Elemente und der Energieinhalte von trockenem Weizenstroh.**

Weizenstroh (wf)	C	H	O	Asche	O/C	H/C	H <sub>S</sub> *	x	h
	g/kg	g/kg	g/kg	g/kg	mol/mol	mol/mol	MJ/kg	kg/kg	MJ/kg
Edukt	437.8	59.1	442.8	60.3	0.76	1.62	17.55	1.000	17.55
Koks+Asche	172.6	8.8	29.6	60.3	0.13	0.61	24.42	0.271	6.62
Gas (korrigiert)	93.5	4.0	170.1	0.0	1.36	0.51	6.65	0.268	1.78
Reaktionswasser	-	18.1	144.8	-	-	-	-	0.163	-
Kondensat o. H <sub>2</sub> O	171.7	28.3	98.3	0.0	0.43	1.98	27.87	0.298	8.31
$\Delta h_R$									-0.83

\* Edukt, Koks und Kondensate berechnet mit [Cha02], Gas berechnet nach [Lid99].

**Tab. 23: Verteilung der Elemente und der Energieinhalte von trockener Weizenkleie.**

Weizenkleie (wf)	C	H	O	N	S	Asche	O/C	H/C	H <sub>S</sub> *	x	h
	g/kg	g/kg	g/kg	g/kg	g/kg	g/kg	mol/mol	mol/mol	MJ/kg	kg/kg	MJ/kg
Edukt	460.0	63.1	390.8	29.1	2.0	55.0	0.64	1.65	19.32	1.000	19.32
Koks+Asche	106.1	5.4	33.3	7.2	0.0	55.0	0.24	0.61	18.69	0.207	3.87
Gas (korrigiert)	83.5	2.7	161.4	0.0	0.0	0.0	1.45	0.39	5.46	0.248	1.35
Reaktionswasser	-	15.5	123.7	-	-	-	-	-	-	0.139	-
Kondensat o. H <sub>2</sub> O	270.4	39.5	72.5	21.8	2.0	0.0	0.20	1.75	32.83	0.406	13.33
$\Delta h_R$											-0.76

\* Edukt, Koks und Kondensate berechnet mit [Cha02], Gas berechnet nach [Lid99].

### 7.4.3 Diskussion

Die Verhältnisse zwischen den Elementen O/C und H/C im Edukt sowie in den Produkten werden in einem Van-Krevelen-Diagramm (Abb. 54) anschaulich zusammengefasst. Die Edukte zeigen eine für Lignocellulosen typische Zusammensetzung zwischen ihren reinen Hauptbestandteilen Lignin und Cellulose. Dabei zeigt sich vor allem bei Holz, dass die empirische stöchiometrische Formel von  $[\text{C}_6\text{H}_9\text{O}_4]_n$  für aschefreie Lignocellulosen eine gute Näherung für die tatsächliche Zusammensetzung darstellt. Auffällig ist, dass unabhängig vom Einsatzstoff ein Koks mit sehr ähnlichen H/C und O/C Verhältnissen entsteht. Eine breitere Streuung findet bei den Kondensaten statt, von denen Kleie und Stroh die höchsten H/C Verhältnisse aufweisen.

Im Allgemeinen zeigt die Verschiebung der O/C- und H/C-Verhältnisse vom Edukt zum Koks, dass die Bildungsreaktion der Koks aus Biomasse sich überwiegend durch Abspaltung von  $\text{H}_2\text{O}$  darstellen lässt. Wie bereits in Kap. 2.3.2 gezeigt, ist diese Dehydratation exothermer Natur. Der Verlauf der Dehydratation kann unabhängig vom Ausgangsstoff mit einer festen Steigung von 2 im Diagramm dargestellt werden. Der Weg von der Biomasse zum Koks verläuft ähnlich, wenn leicht flüchtige Bestandteile wie z.B. Formaldehyd „ $\text{CH}_2\text{O}$ “ abgespalten werden. In diesem Fall ergibt sich bei der  $\text{CH}_2\text{O}$ -Abspaltung von Lignocellulose eine Steigung von 1.5. In den Beispielen in Kap. 2.4.2 verlaufen solche Reaktionen in einem endothermen Regime. Im Diagramm sind auch noch die Verschiebungen bei den Abspaltungen der Pyrolysegasbestandteile  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$  und  $\text{CO}$  eingezeichnet.

Gedanklich lässt sich das Edukt so unterteilen, dass ein vorbestimmter Anteil zu Koks und der Rest zu Kondensat und Gas zersetzt wird. Die Bildung von Koks erfolgt überwiegend durch Dehydratation (exotherm) der Lignocellulose hin zum Zielprodukt, wodurch sich die Verschiebung mit Steigung 2 im Diagramm ergibt. Der Rest zersetzt sich zu Kondensaten, leicht flüchtigen CHO-Verbindungen und Gasbestandteilen wie  $\text{CO}_2$  und  $\text{CH}_4$ , die integral in ihrer Bildung eine endotherme Wärmetönung haben.

In diesem Zusammenhang wird klar, dass bei der Bildung von Koksprodukten mit ähnlicher Elementarzusammensetzung die globale Pyrolysereaktion umso stärker ins exotherme Regime verschoben wird, je mehr Koks und je weniger Kondensate gebildet werden, was schon anhand der Auftragung in Abb. 9 gezeigt wurde.

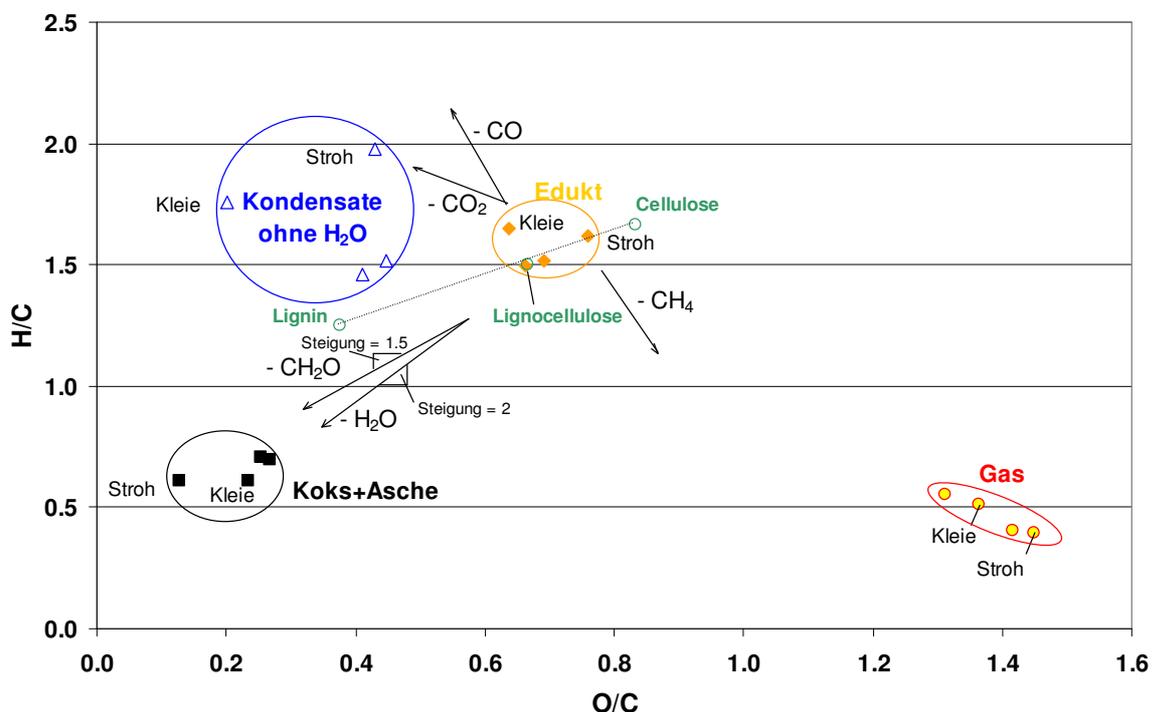


Abb. 54: Inkohlungsdiagramm nach Van-Krevelen: Von Edukten zu Produkten und den O/C und H/C Verhältnissen von Lignin, Cellulose und Lignocellulose. Alle Werte beziehen sich auf „wasserfrei“ (wf).

## 7.5 Energiebilanzen

### 7.5.1 Spezifischer Energieinhalt der Produkte

Zur energetischen Bilanzierung des Prozesses muss vom Einsatzmaterial sowie von jeder Produktfraktion der chemisch gebundene Energieinhalt bzw. der Brennwert bekannt sein. Für das Pyrolysegas sind die Brennwerte der gemessenen Gasspezies wie z. B. H<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub> usw. gut bekannt und können aus Tabellenwerken entnommen werden [Lid99]. Die Brennwerte des Einsatzmaterials sowie der gewonnenen Teerfraktionen können durch Messungen in einem Bombenkalorimeter bestimmt werden. Alternativ kann anhand der Elementaranalyse der Brennwert mit Hilfe einer Brennwert-Korrelation wie z. B. von Channiwala und Parikh [Cha02] berechnet werden:

$$H_{S,wf} = 34.91 \cdot x_C + 117.83 \cdot x_H + 10.05 \cdot x_S - 10.34 \cdot x_O - 1.51 \cdot x_N - 2.11 \cdot x_{Asche} \quad (\text{Gl. 67})$$

$H_{S,wf}$  : Brennwert oder oberer Heizwert des wasserfreien Materials in MJ/kg  
 $x$  : Massenanteile der Elemente und Asche in %

Im Vergleich zu anderen Brennwertkorrelationen, die meist aus Messdaten von verschiedenen Kohlen abgeleitet wurden oder nur für spezielle Brennstoffgruppen gelten, hat die Gleichung von Channiwala universellen Charakter. Durch Anpassung an sowohl feste, flüssige als auch einige gasförmige Brennstoffe<sup>5</sup> unterschiedlichster Kategorien (Biomasse, Müll, Kohle...) ist die Korrelation in einem sehr breiten Bereich anwendbar und hat den Autoren zufolge einen Fehler in der Berechnung des Brennwertes wasserfreier Einsatzstoffe von nur  $\pm 1.5\%$ .

Der Vergleich der Korrelation mit Stichprobenmessungen im Bombenkalorimeter von sowohl Edukten als auch mit Teer beladenen Koksen zeigt i. d. R. eine gute Übereinstimmung der Brennwerte innerhalb der angegebenen Fehlerbandbreite.

Die energetische Bilanzierung des Prozesses wird wie folgt beschrieben durchgeführt:

- (i) Die Brennwert-Korrelation findet Anwendung auf die Edukte sowie die Produktkoke und Teerkondensate auf Grund der guten Übereinstimmung mit den gemessenen Werten. Die Berechnung erfolgt jeweils auf der Grundlage der wasserfreien Stoffe.
- (ii) Die wässrigen Kondensate können auf Grund der hohen Wassergehalte weder im Elementarmessgerät noch im Bombenkalorimeter zuverlässig analysiert werden. Der Brennwert wird mit der Korrelation anhand der Elementarzusammensetzung bestimmt, die sich aus Differenzbildung zu 100% aus der Elementarbilanz ergibt (siehe auch Abb. 53).
- (iii) Für die Produktgase werden die zuverlässig bekannten Brennwerte verwendet, da die Anwendung der Korrelation von Channiwala für diese Gase teilweise nicht zulässig ist bzw. erhebliche Abweichungen in den Brennwerten einfacherer Moleküle existieren.

<sup>5</sup> Ausnahmen siehe Tab. 24

Der spezifische Energieinhalt der Pyrolyseprodukte wird durch die Multiplikation des Brennwertes mit dem entsprechenden Massenanteil berechnet.

## 7.5.2 Bilanzierung und Reaktionsenthalpie

Der Wärmebedarf oder die Wärmefreisetzung einer chemischen Reaktion ergibt sich aus der Differenz der chemisch gebundenen Energie vor und nach der Reaktion. Durch Bilanzierung der chemisch gebundenen Energien des wasserfreien Einsatzmaterials und der Produkte ergibt sich für die Schnellpyrolyse:

$$\dot{H}_R = \dot{m}_{B,wf} \cdot (-\Delta h_R) = \dot{m}_{B,wf} \cdot H_{S,B,wf} - \sum_i \dot{m}_{P,i} \cdot H_{S,P,i} \quad (\text{Gl. 68})$$

Bezogen auf den wasserfreien Brennstoffstrom ergibt sich für die Reaktionsenthalpie durch Umstellung von (Gl. 68):

$$\Delta h_R = \sum_i (x_P \cdot H_{S,P})_i - H_{S,B,wf} \quad (\text{Gl. 69})$$

Die verwendete Brennwert-Korrelation (Gl. 67) ist in allen Elementen linear abhängig. Daraus würde bei konsequenter Anwendung der Gleichung auf alle Edukt- und Produktbrennwerte eine Reaktionsenthalpie von Null folgen. Dass die Anwendung der Korrelation nicht für alle Produkte zulässig ist und zu teilweise erheblichen Abweichungen führt, soll folgende Tabelle verdeutlichen:

**Tab. 24: Vergleich der gemessenen Brennwerte in der Literatur [Lid99] mit den berechneten Werten der Korrelation von Channiwala [Cha02].**

Stoff	H <sub>S</sub> (gemessen)	H <sub>S</sub> (berechnet)	ΔH <sub>S</sub>	ΔH <sub>S</sub>
-	MJ/kg	MJ/kg	MJ/kg	%
H <sub>2</sub> O	0 !	3.90	-3.90	∞
H <sub>2</sub>	282.2	117.8	164.35	58.2
CO	10.10	9.05	1.05	10.4
CO <sub>2</sub>	0 !	2.00	-2.00	∞
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	50.3	46.76	3.55	7.1

Des Weiteren wurden auch leicht flüchtige CHO-Verbindungen betrachtet. Im Vergleich von gemessenen Werten und durch die Korrelation berechneten ergab sich insgesamt das Bild einer moderaten bis starken Unterschätzung des Brennwertes. In Tab. 25 sind für einige stark flüchtige Beispiolverbindungen die Differenzen zur Korrelation aufgeführt:

**Tab. 25: Leicht flüchtige CHO-Verbindungen mit Siedetemperaturen T<sub>S</sub> bei p = 1 bar. Vergleich der gemessenen Brennwerte aus [Lid99, Nis08] mit den berechneten Werten der Korrelation von Channiwala.**

Stoff	Formel	T <sub>S</sub>	H <sub>S</sub> (gemessen)	H <sub>S</sub> (berechnet)	ΔH <sub>S</sub>	ΔH <sub>S</sub>
-	-	°C	MJ/kg	MJ/kg	MJ/kg	%
DME	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	-24	31.7	30.0	-1.8	-5.5
Formaldehyd	CH <sub>2</sub> O	-21	19.0	16.3	-2.7	-14.3
Acetaldehyd	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	20.8	27.0	26.0	-1.0	-3.7
Methylformiat	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	31.5	16.3	16.2	0.1	0.6
Glyoxal	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	56.2	14.8	12.8	-2.0	-13.7

### 7.5.3 Ergebnisse

Die für die vier Edukte mit der (Gl. 68) auf Basis der in den Kap. 7.4.1 und 7.4.2 angegebenen Daten berechneten Energiebilanzen sind in Abb. 55 zusammenfassend und vergleichend wiedergegeben.

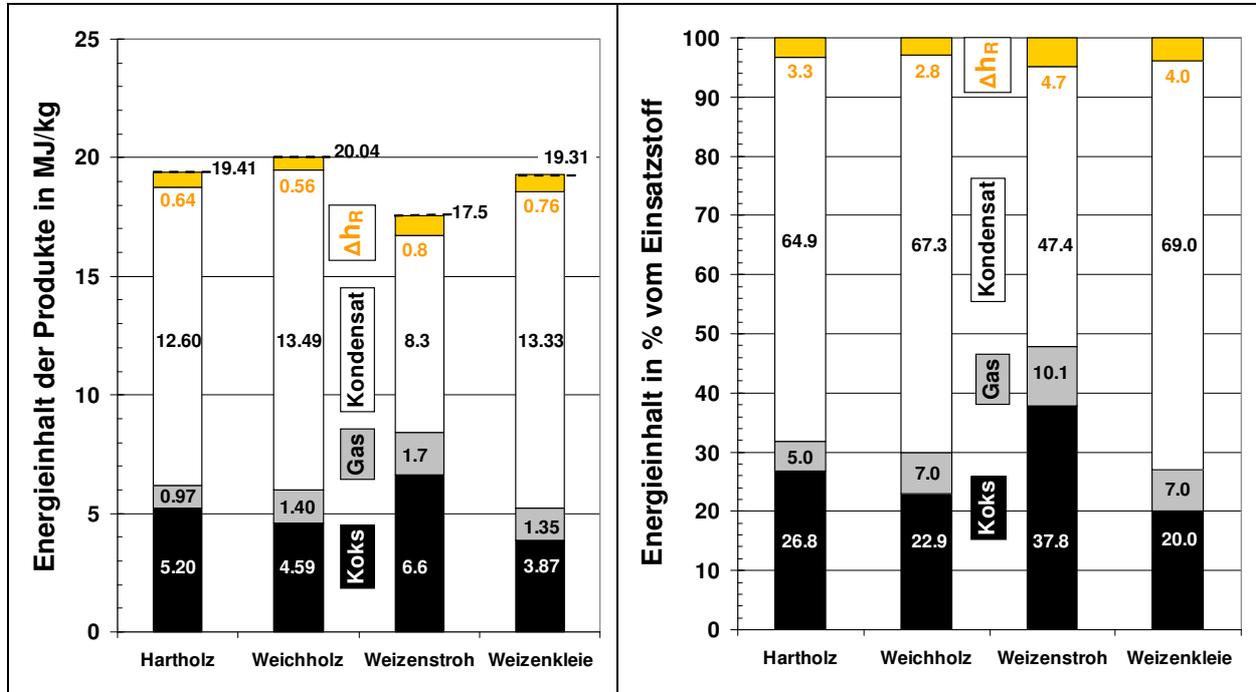


Abb. 55: Der Energieinhalt der Edukte, Pyrolyseprodukte und die spezifische Reaktionsenthalpie bezogen auf die wasserfreien Einsatzstoffe.

Durch das unterschiedliche Produktspektrum der vier Einsatzstoffe ergibt sich auch eine unterschiedliche Struktur für die Verteilung der Energie auf die Produkte. Durch den hohen Kondensatgehalt von Hart-, Weichholz und Weizenkleie findet man zwischen 65-69% des ursprünglichen Brennwertes im Kondensat und 20-27% im Koks. Im Gegensatz dazu liegt die Verteilung bei Weizenstroh für Kondensat bei nur 47% und für Koks dafür bei knapp 38%.

Die Differenz zwischen dem Ausgangsbrennwert und der Summe der gefundenen Energieanteile in den Produkten (Gl. 69) könnte bei allen Einsatzstoffen als exotherme Reaktionsenthalpie interpretiert werden. Dieser Sachverhalt wird im nachfolgenden Kapitel 7.5.9 eingehend diskutiert und in den richtigen Kontext mit dem spezifischen Energiebedarf im Reaktor sowie mit den gefundenen Literaturwerten für die Reaktionsenthalpie aus Kap. 2.3.2 gestellt.

Ausgehend vom Brennwert der Pyrolysegase kann ungefähr abgeschätzt werden, dass durch deren energetische Nutzung im Prozess ca. 5-10% des Biomassebrennwerts als Prozesswärme genutzt werden kann. Die Verbrennung des Pyrolysegases deckt theoretisch auch ohne Wärmerückgewinnungsmaßnahmen den spezifische Energiebedarf im Reaktor, was im folgenden Kapitel näher erläutert wird.

### 7.5.4 Spezifischer Energiebedarf im Reaktor

Bei der Auslegung von Pyrolyseanlagen stellt der spezifische Wärmebedarf (Definition siehe Kap. 2.3.1) eine wichtige Auslegungsgröße dar. Im adiabaten Fall kann bei gegebenem Eduktstrom und maximal zulässigem  $\Delta T$  des Wärmeträgers das notwendige Mindestverhältnis zwischen Wärmeträger/Biomasse berechnet werden. Daraus lassen sich z. B. der Durchsatz und die Größe des benötigten Wärmeträgerkreislaufs für die entsprechende Anlage abschätzen. Eine Beispielrechnung für eine technische Pyrolyseanlage mit einem Durchsatz von 20 t Stroh pro Stunde ( $\approx 100 \text{ MW}_{\text{th}}$ ) soll am Ende des Kapitels die Relevanz der Daten verdeutlichen.

### 7.5.5 Reaktorbilanz

Zur Bestimmung des spezifischen Wärmebedarfs wird der Reaktor energetisch bilanziert. Der Reaktor wird bei nahezu atmosphärischem und konstantem Druck betrieben. Deshalb ergibt sich die Bilanz um den Reaktor als Enthalpiebilanz<sup>6</sup> wie folgt:

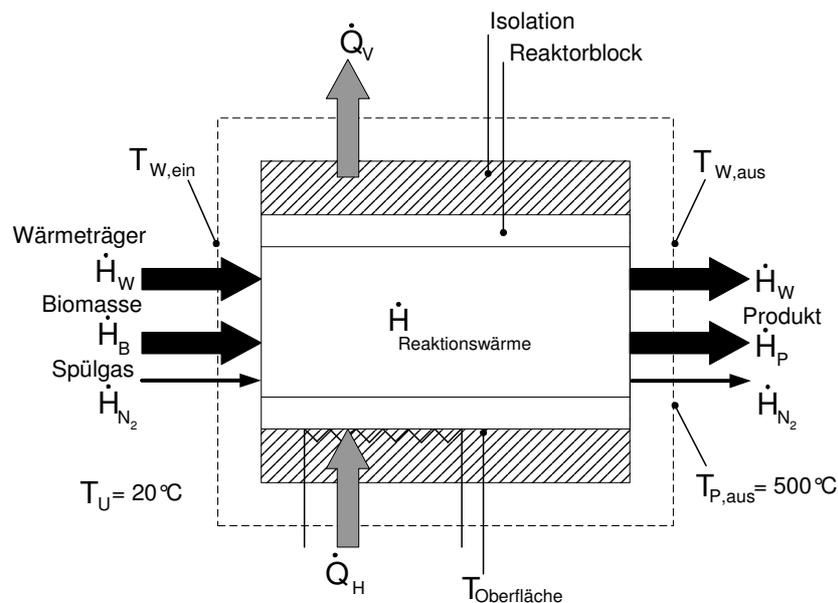


Abb. 56: Energiebilanz bzw. Enthalpiebilanz um den Doppelschneckenreaktor.

$$\frac{dH}{dt} = \dot{H}_{W,ein} - \dot{H}_{W,aus} + \dot{H}_B - \dot{H}_P - \dot{H}_R + \dot{Q}_H - \dot{Q}_V + \dot{H}_{N_2,ein} - \dot{H}_{N_2,aus} \quad (\text{Gl. 70})$$

$\dot{H}$  : Enthalpieströme von Wärmeträger (W), Biomasse (B), Pyrolyseprodukten (P),  
der Reaktionsenthalpie (R) und vom Spülgas ( $N_2$ ) in J/s

$\dot{Q}$  : Wärmeströme der Begleitheizung (H) und von Verlusten (V) in J/s

Die Differenz der Enthalpieströme von Wärmeträgereintritt und -austritt kann praktisch durch die Messung der Wärmeträgerabkühlung  $\Delta T$  im Bett und dem Wärmeträgerstrom bestimmt werden. Die Terme für ein- und austretende Enthalpieströme von Produkten und Edukten

<sup>6</sup> Es wird nur der thermische Anteil der Enthalpie betrachtet.

sowie der Reaktionswärme werden zu einer Größe, dem spezifischen Wärmebedarf  $\Delta h_{pyro}$ , zusammengefasst:

$$\frac{dH}{dt} = \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{m}_B \cdot \underbrace{(h_B - h_P - h_R)}_{-\Delta h_{pyro}} + \dot{Q}_H - \dot{Q}_V - \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2} \quad (\text{Gl. 71})$$

$\dot{m}$  : Massenströme von Biomasse, Produkten, Wärmeträger und Spülgas in kg/s  
 $\bar{c}$  : Im Temperaturbereich gemittelte spezifische Wärmekapazität in J/(kg·K)  
 $h$  : Spezifische Enthalpie von Biomasse, Produkt oder Reaktionswärme in J/kg  
 $\Delta h$  : Spezifische Enthalpiedifferenz vom Spülgas in J/kg

$$\Delta h_{pyro} = -(h_B - h_P - h_R) = - \left( \int_{T_0}^{T_{B,ein}} c_B \cdot dT - \sum_{i=1}^N x_{P,i} \cdot \int_{T_0}^{T_{P,aus}} dh_{P,i} - h_R \right) \quad (\text{Gl. 72})$$

$x_i$  : Massenanteil des i-ten Stoffes -

Wie in (Gl. 72) zu erkennen ist, besteht der spezifische Wärmebedarf aus einer Summe von Enthalpien. Theoretisch lässt sich  $\Delta h_{pyro}$  berechnen, indem man für die einzelnen Produkte von einer Bezugstemperatur  $T_0$  bis  $T_{P,aus}$  integriert. Voraussetzung ist die Kenntnis der Produktzusammensetzung, Wärmekapazitätsfunktionen, Verdampfungsenthalpien sowie der ebenfalls unbekanntenen Reaktionsenthalpie. Hierzu folgt eine differenzierte Betrachtung und Überschlagsrechnung in Kap. 7.5.9, aus der sich die Reaktionsenthalpie  $h_R$  bestimmen lässt.

Die Eintrittstrittstemperatur des Edukts  $T_{B,ein}$  mit 20°C und die Austrittstemperatur der Produkte  $T_{P,aus}$  aus dem Reaktionsraum mit 500°C sind festgelegt, da die Reaktoren der meisten Schnellpyrolyseprozesse in diesem Bereich betrieben werden, weil hier das Maximum der Kondensatausbeute liegt.

### 7.5.6 Methodik

Im quasi-stationären Betriebszustand des Reaktors kann der Akkumulationsterm auf der linken Seite in (Gl. 71) null gesetzt werden. Somit lässt sich die Bilanz nach  $\Delta h_{pyro}$  wie folgt umschreiben:

$$\Delta h_{pyro} = \frac{1}{\dot{m}_B} \cdot \left( \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{Q}_H - \dot{Q}_V - \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2} \right) \quad (\text{Gl. 73})$$

Der Verlustwärmestrom ist neben dem spezifischen Wärmebedarf eine unbekannte Größe, die durch eine „Leermessung“ in guter Annäherung bestimmt werden kann. Dabei wird im quasi-stationären Betriebszustand bei abgeschalteter Biomassedosierung ( $\dot{m}_B = 0$ ) die Abkühlung des Wärmeträgerbetts  $\Delta T$  zwischen Reaktoreingang und -ausgang gemessen. Aus (Gl. 71) folgt deshalb für den Verlustwärmestrom:

$$\dot{Q}_{V,leer} = \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_{W,leer} + \dot{Q}_{H,leer} - \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2} \quad (\text{Gl. 74})$$

Der Verlustwärmestrom bei der Leermessung  $\dot{Q}_{V,leer}$  kann dem Verlustwärmestrom  $\dot{Q}_V$  während der Schnellpyrolyse gleichgesetzt werden, wenn die Oberflächentemperaturen des Reaktorblocks und die Gasaustrittstemperaturen des Spülgases in beiden Betriebszuständen ungefähr gleich sind.

Eine weitere Möglichkeit, den Verlustwärmestrom zu bestimmen, ist, dem Reaktor statt Biomasse einen definierten Massenstrom eines Stoffes mit bekannten thermodynamischen Stoffdaten zuzuführen wie z. B. Wasser:

$$\dot{Q}_V = \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{Q}_H - \dot{m}_{H_2O} \cdot \Delta h_{H_2O} - \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2} \quad (\text{Gl. 75})$$

Die spezifische Enthalpiedifferenz  $\Delta h_{H_2O}$ , um Wasser von 20°C auf Wasserdampf mit 500°C zu überführen, ist 3.4 MJ/kg. Durch Messung der übrigen Variablen in (Gl. 75) kann der Verlustwärmestrom berechnet werden.

Durch diese Wasserverdampfungsmethode lässt sich bei großen Anlagen leicht testen, wie viel Durchsatz an Biomasse der Reaktor bei einer konstanten Mischerabwurftemperatur von ca. 500°C maximal leisten kann. Hier ist lediglich der Enthalpiestrom, der durch die Wasserverdampfung dem Wärmeträger entzogen wird, dem Enthalpiestrom, der für die Pyrolyse benötigt wird, gleichzusetzen (Gl. 76). Voraussetzung ist die Kenntnis des spezifischen Wärmebedarfs, der in der folgenden Auswertung für die untersuchten Biomassen ermittelt wird.

$$\dot{m}_{B,\max} = \frac{\dot{m}_{H_2O,\max} \cdot \Delta h_{H_2O}}{\Delta h_{pyro}} \quad (\text{Gl. 76})$$

### 7.5.7 Auswertung der Betriebsdaten

In Abb. 57 bis Abb. 59 sind die zeitlichen Verläufe der relevanten Prozessdaten wiedergegeben. Die Diagramme in Abb. 57 und Abb. 58 zeigen im Wesentlichen den zeitlichen Verlauf der Temperatur an den verschiedenen Messstellen, während in Abb. 59 die Dosierung von Biomasse und Wärmeträger sowie der Energieeintrag der Begleitheizung angezeigt werden.

Zunächst wird aus der Leermessung der Verlustwärmestrom gemäß (Gl. 74) bestimmt. Im Bereich der 310.-325. Minute des Bilanzversuchs pendelt sich die Temperaturdifferenz nach Abschaltung der Biomassedosierung auf einen fast konstanten Wert von  $\Delta T = 8.3$  K ein (siehe Abb. 57). Der Wärmeträgermassenstrom bleibt die gesamte Zeit konstant auf  $\dot{m}_w = 1142$  kg/h (Abb. 59). Die gemittelte spezifische Wärmekapazität des Wärmeträgers in diesem Temperaturbereich beträgt  $\bar{c} = 0.71$  kJ/(kg·K). Die Heizleistung der Begleitheizung gerät bei diesem Versuch durch die Abschaltung des Biomassestroms etwas ins Schwingen. Da sich kein stationärer Wert einstellt, wird mit einem zeitlichen Mittelwert in diesem Bereich gerechnet, der so im Leerlauf ca.  $\dot{Q}_H = 1.1$  kW beträgt. Mit (Gl. 74) ergibt sich für die Verlustwärme und die Erwärmung des Spülgasstromes im Leerlauf:

$$\dot{Q}_{V,\text{leer}} + \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2} = \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{Q}_{H,\text{leer}} = 2.97 \text{ kW}$$

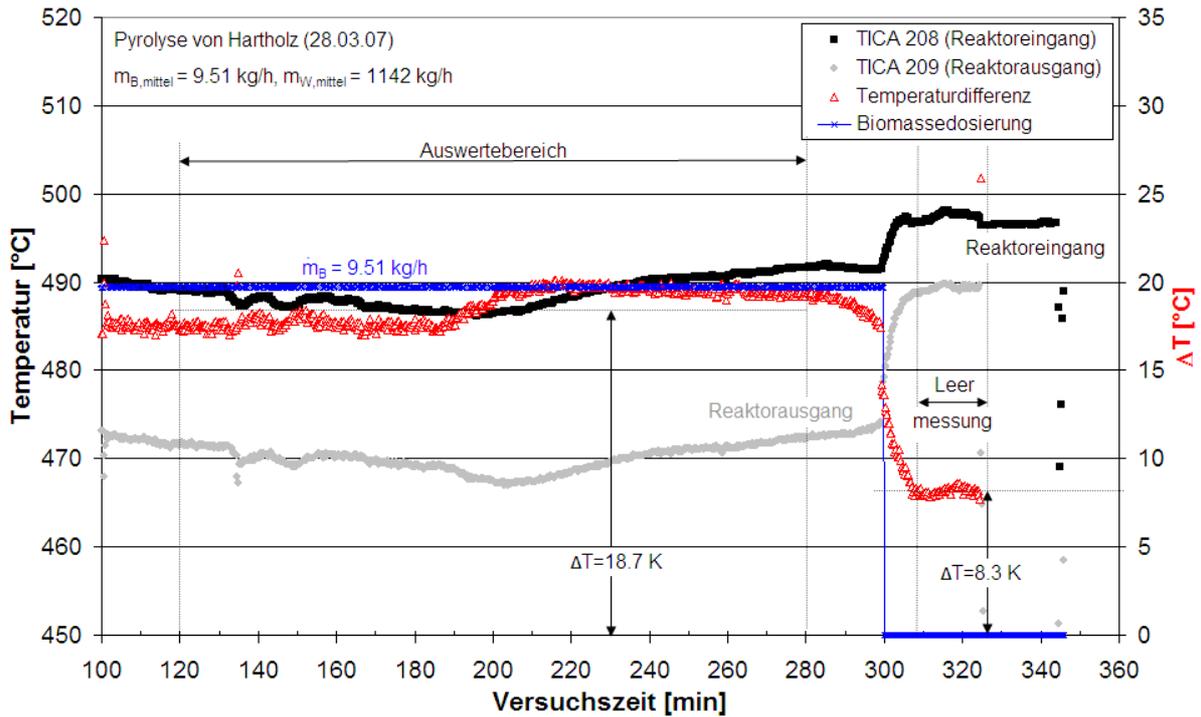


Abb. 57: Betriebsdaten der Thermoelemente Reaktoreingang und -ausgang, sowie die Differenz  $\Delta T$ .

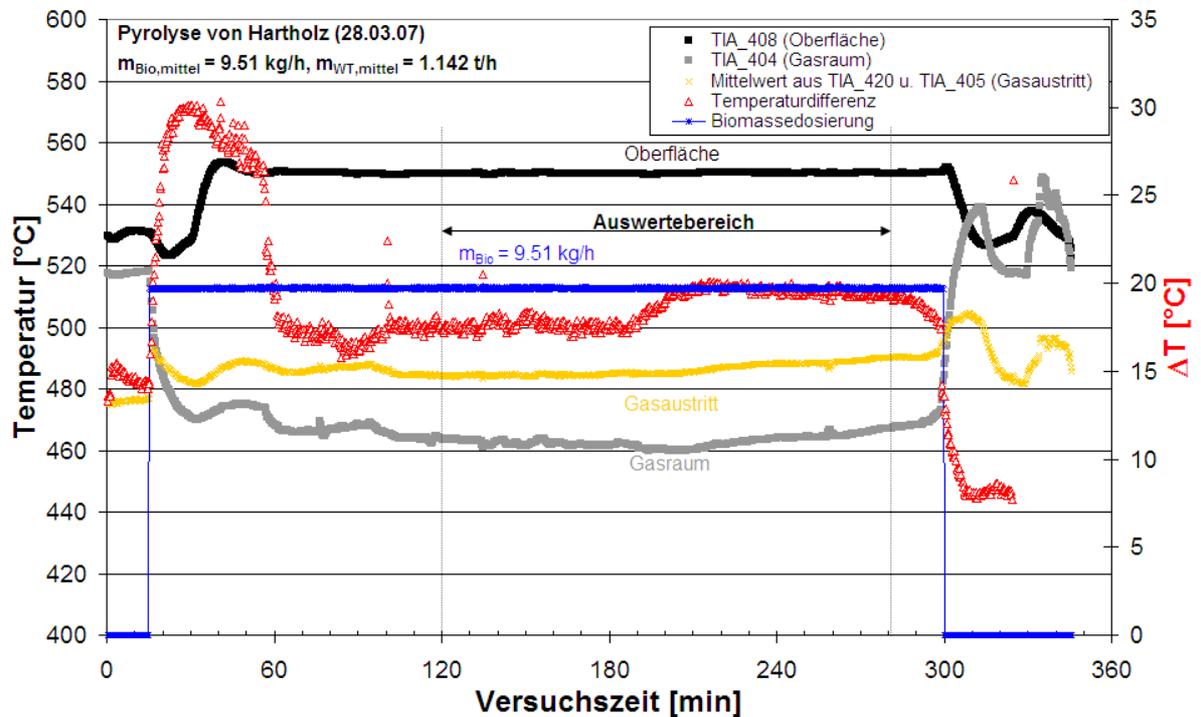


Abb. 58: Betriebsdaten der Thermoelemente Gasaustritt, Reaktorgasraum und Reaktroberfläche.

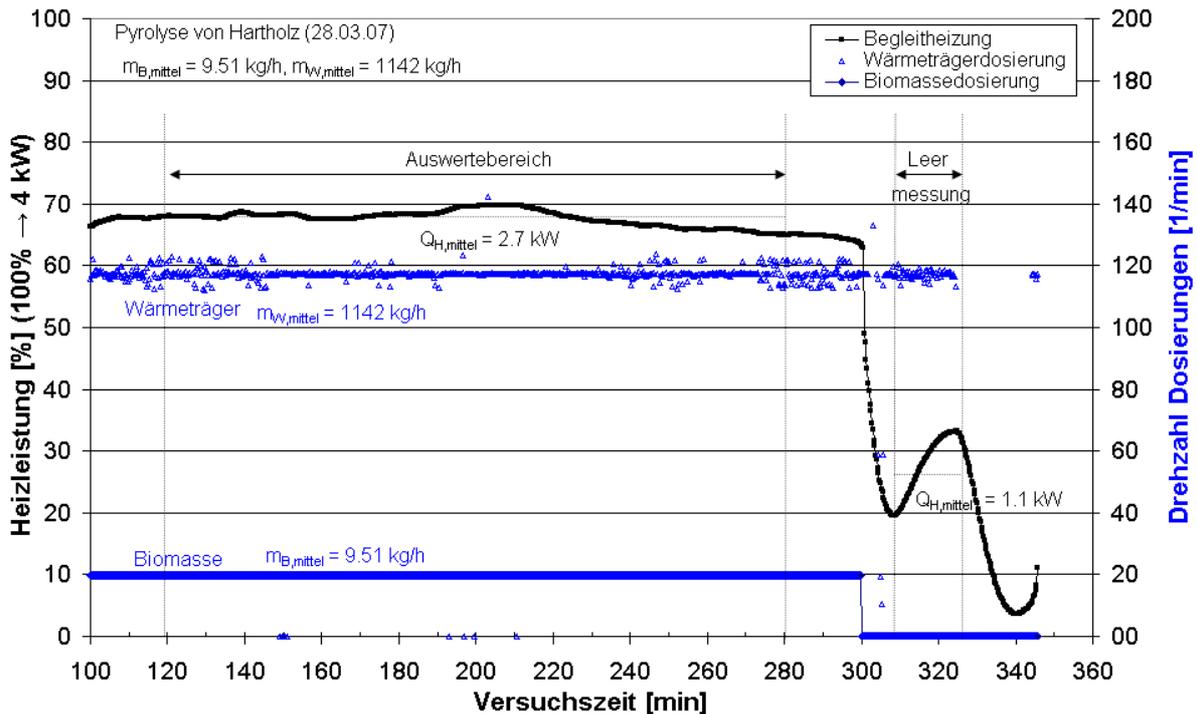


Abb. 59: Betriebsdaten der drehzahlüberwachten Dosierungen von Biomasse und Wärmeträger sowie die Heizleistung der Reaktorbegleitheizung.

Schließlich kann der spezifische Wärmebedarf  $\Delta h_{pyro}$  der Pyrolyse berechnet werden. Dazu wird das Intervall 120-280 min des Bilanzversuchs mit  $\dot{m}_B = 9.51 \text{ kg/h}$  herangezogen. Hier verlaufen die Heizleistung, sämtliche Temperaturen und Massenströme mit ausreichender Genauigkeit konstant. Die zeitlichen Mittelwerte  $\Delta T = 18.7 \text{ K}$  und  $\dot{Q}_H = 2.7 \text{ kW}$  werden aus den entsprechenden Diagrammen Abb. 57 und Abb. 59 abgelesen. Aus Abb. 58 ist ersichtlich, dass die geforderte Austrittstemperatur der Produkte von  $500^\circ\text{C}$  nicht vollständig erreicht wird ( $\approx 485^\circ\text{C}$  „Gasaustritt“). Aus den ermittelten Werten ergibt sich mit (Gl. 73) der spezifische Wärmebedarf von feuchtem Hartholz in diesem Bilanzversuch wie folgt:

$$\Delta h_{pyro} = \frac{1}{\dot{m}_B} \cdot \left( \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{Q}_H - \dot{Q}_{V,leer} - \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2} \right) = 1.49 \text{ MJ/kg}$$

Um den spezifischen Wärmebedarf allgemein vergleichbar machen zu können, muss er auf die wasserfreie Biomasse umgerechnet werden, da der Wassergehalt der Biomasse den Wärmebedarf im Reaktor beeinflusst. Wie schon erwähnt, werden ca.  $\Delta h_{H_2O} = 3.4 \text{ MJ/kg}$  benötigt, um Wasser von  $20^\circ\text{C}$  auf  $500^\circ\text{C}$  zu überführen. Daraus folgt für einen Wassergehalt von  $w = 0.095$  für die Umrechnung:

$$\Delta h_{pyro,wf} = \frac{(\Delta h_{pyro,roh} - w \cdot \Delta h_{H_2O})}{(1 - w)} = 1.3 \text{ MJ/kg} \quad (\text{Gl. 77})$$

## 7.5.8 Ergebnisse

### Eigene Messungen

Insgesamt wurden die Betriebsdaten von 25 Bilanzversuchen zur Bestimmung des spezifischen Wärmebedarfs ausgewertet. Darauf entfallen je 8 störungsfreie Bilanzversuche auf die Einsatzstoffe Hart- und Weichholz. In Tab. 26 sind die Ergebnisse für die Einsatzstoffe zusammengefasst, wie sie aus den Betriebsdaten der Anlage und der Auswertung nach dem in Kap. 7.5.7 vorgestellten Schema berechnet wurden. Für die der Auswertung zugrunde gelegten Daten wird auf den Anhang Abschnitt H verwiesen.

**Tab. 26: Zusammenfassung der Ergebnisse, Mittelwerte und Standardabweichungen für den spezifischen Wärmebedarf der feuchten und trockenen Einsatzstoffe.**

<b>Edukt</b> -	<b>Brennwert (wf)</b> MJ/kg	<b>Feuchte</b> %	$\Delta h_{\text{pyro,roh}}$ MJ/kg	$\Delta h_{\text{pyro,wf}}$ MJ/kg	<b>Versuche</b> -
Hartholz	19.5	9.5	$1.52 \pm 0.32$	$1.32 \pm 0.36$	8
Weichholz	20.4	13.5	$2.15 \pm 0.36$	$1.96 \pm 0.42$	10
Weizenstroh	18.0	9.7	$1.45 \pm 0.26$	$1.25 \pm 0.30$	2
Weizenkleie	19.2	12.0	$1.53 \pm 0.26$	$1.28 \pm 0.30$	3

Die Streuungen der Werte vom Mittelwert ( $\pm 15\text{-}27\%$ ) liegen innerhalb der Fehlergrenzen, die nach der Gaußschen Fehlerfortpflanzung bestimmt wurden. Die Zudosierung von Biomasse zum Reaktor erfolgte in allen Versuchen innerhalb einer Abweichung von  $\pm 5\%$ ; oftmals sogar besser als  $\pm 3\%$ . Für die restlichen Variablen, wie z. B. Dosierung des Wärmeträgers, Temperaturmessungen und Heizleistungen wurden ebenfalls entsprechende Fehlerbandbreiten zu Grunde gelegt (siehe Anhang H 5.). Für den spezifischen Wärmebedarf bleibt anzumerken, dass er im Bereich von 6-10% des Energieinhalts der Ausgangsstoffe liegt.

### Vergleich mit Literaturdaten

In Tab. 27 werden die eigenen Messungen mit Messwerten aus der Literatur verglichen. Die Messungen von Daugaard und Brown [Dau03] stammen aus Versuchen in einer Wirbelschicht (WS), jedoch wurden keine Pyrolyseausbeuten angegeben. Nach den Ergebnissen eigener Messungen in einer Laborwirbelschicht (siehe Anhang) wird davon ausgegangen, dass die Ausbeuten an Koks und Kondensaten für die Doppelschnecke und für die Wirbelschicht nicht signifikant von einander abweichen.

**Tab. 27: Vergleich des spezifischen Wärmebedarfs mit verschiedenen Literaturwerten:**

<b>Edukt</b> -	<b>Apparat</b> -	<b>Wassergehalt</b> %	$\Delta h_{\text{pyro (roh)}}$ MJ/kg	$\Delta h_{\text{pyro (wf)}}$ MJ/kg	<b>Quelle</b> -
Hartholz	LR	9.5	$1.52 \pm 0.32$	$1.32 \pm 0.36$	eigene
Eichenholz	WS	7.4	$1.61 \pm 0.26$	$1.46 \pm 0.28$	[Dau03]
Weichholz	LR	13.5	$2.15 \pm 0.36$	$1.96 \pm 0.42$	eigene
Kiefernholz	WS	7.0	$1.77 \pm 0.31$	$1.64 \pm 0.33$	[Dau03]
Maispflanze	WS	8.8	$1.53 \pm 0.26$	$1.35 \pm 0.28$	[Dau03]
Haferspreu	WS	10.2	$1.04 \pm 0.18$	$0.78 \pm 0.20$	[Dau03]
Weizenstroh	LR	9.7	$1.45 \pm 0.26$	$1.25 \pm 0.30$	eigene
Weizenkleie	LR	12.0	$1.53 \pm 0.26$	$1.28 \pm 0.30$	eigene

Tab. 27 zeigt, dass die Größe des gemessenen spezifischen Wärmebedarfs gut mit den Literaturwerten von [Dau03] übereinstimmt. Wie auch bei [Dau03] liegt der spezifische Wärmebedarf von Hartholz im Mittel deutlich niedriger als der bei Weichholz. Auffällig ist, dass der Wärmebedarf bei trockenem Haferspreu deutlich geringer ist als bei den anderen Einsatzstoffen. Daugaard macht bei den Einsatzstoffen keine Angaben zum Aschegehalt. Die eigenen Messungen zeigen, dass bei Weizenkleie und Weizenstroh (beide 6% Asche) sowie bei Daugaards Messung mit Maispflanzen (üblich: 6-7% Asche) der spezifische Wärmebedarf zwar nicht signifikant, aber tendenziell geringer ausfällt.

Da im Versuch in der Technikumsanlage die Produktaustrittstemperaturen aus dem Reaktor stets geringfügig kleiner waren, müssten die Werte für einen Vergleich leicht nach oben korrigiert werden, was aber maximal 2.5% des Ausgangswerts ausmacht (Annahmen: mittlere Wärmekapazität der Produkte:  $\bar{c} \approx 2.5 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$ ,  $T_{P,aus} \approx 485^\circ\text{C} \rightarrow +0.03 \text{ MJ/kg}$ ). Diese Korrektur liegt weit innerhalb der angegebenen Schwankungsbreiten.

## 7.5.9 Diskussion zur Energiebilanz

### Reaktionsenthalpie

Um die Reaktionsenthalpie der Schnellpyrolyse bestimmen zu können, werden zwei verschiedene Methoden diskutiert:

**Methode (a)** wurde bereits bei der energetischen Bilanzierung in Abschnitt 7.5.3 gezeigt. Durch die Differenzbildung der Energieinhalte von Produkten und Edukten (Gl. 69) wird die Reaktionsenthalpie ermittelt:

$$\Delta h_R = \sum_i (x_P \cdot H_{S,P})_i - H_{S,B,wf}$$

Für die verschiedenen Einsatzstoffe ergaben sich so Werte von -0.56 bis -0.83 MJ/kg für die exotherme Pyrolysereaktion.

**Methode (b)** ist eine Abschätzung anhand des gemessenen spezifischen Wärmebedarfs. Der spezifische Wärmebedarf ist die Summe der einzelnen Reaktionswärmen und der latenten und fühlbaren Wärmen für die Aufheizung der Edukte und Produkte von 20 auf 500°C. Gelingt es diese Wärmen abzuschätzen, so kann dieser Anteil vom gemessenen spezifischen Wärmebedarf abgezogen und die Reaktionsenthalpie bestimmt werden (Gl. 72):

$$\Delta h_{Pyro} = -(h_B - h_P - h_R) = -\left( \int_{T_0}^{T_{B,ein}} c_B \cdot dT - \sum_{i=1}^N x_{P,i} \cdot \int_{T_0}^{T_{P,aus}} dh_{P,i} - h_R \right)$$

Es wird die Annahme gemacht, dass Biomasse zunächst ohne Reaktion und Zersetzung von  $T_{B,ein} = 20^\circ\text{C}$  bis zu einer fiktiven Reaktionstemperatur erwärmt wird (Gl. 78). Diese Reaktionstemperatur wird auf  $T_R = 270^\circ\text{C}$  festgesetzt, da bei diesem Temperaturbereich die wesentliche Umsetzung bei der Pyrolyse beginnt, wie in Kap. 2.1 im Unterpunkt „Vorgang“ bereits dargestellt wurde. Nachdem das gesamte Edukt schlagartig umgesetzt wurde beginnt die Erwärmung der entstandenen Produkte bis zur Austrittstemperatur  $T_{P,aus} = 500^\circ\text{C}$ .

$$\Delta h_{Pyro} = -(h_B - h_P - h_R) = \left( \int_{T_{B,ein}}^{T_R} c_B \cdot dT + \sum_{i=1}^N x_{P,i} \cdot \int_{T_R}^{T_{P,aus}} dh_{P,i} + h_R \right) \quad (\text{Gl. 78})$$

In Tab. 28 werden die einzelnen Positionen zur Berechnung aufgeführt. Für die Berechnung der Wärmekapazität von Holz wird eine Korrelation von Rath et al. [Rat03] vorgeschlagen, die über den eigentlich gültigen Bereich bis zu 270°C extrapoliert wird:

$$c_{p,\text{Holz}}(\vartheta) = 1113.68 \frac{\text{J}}{\text{g} \cdot \text{K}} + 4.8567 \frac{\text{J}}{\text{g} \cdot \text{K}^2} \cdot \vartheta, \quad \vartheta \text{ in } ^\circ\text{C} \quad (\text{Gl. 79})$$

Nach Integration von (Gl. 79) erhält man für Holz eine mittlere spezifische Wärmekapazität von 1.82 J/(g·K) in diesem Temperaturbereich. Die mittleren Wärmekapazitäten der gemessenen Pyrolysegase sind aus Tabellenwerken bekannt [VDI95, Nis08] und belaufen sich im Mittel bei einer typischen Pyrolysegaszusammensetzung auf  $\approx 1.25$  J/(g·K). Eine auf empirischen Daten beruhende Gleichung der spezifischen Wärmekapazität für Koks aus Biomasse wird von Larfeld et al. [Lar00] angeben:

$$c_{p,\text{Koks}}(T) = 1430 \frac{\text{J}}{\text{g} \cdot \text{K}} + 0.355 \frac{\text{J}}{\text{g} \cdot \text{K}^2} \cdot T - \frac{7.32 \cdot 10^7 \text{ J} \cdot \text{K}}{T^2} \frac{\text{J} \cdot \text{K}}{\text{g}}, \quad T \text{ in K} \quad (\text{Gl. 80})$$

Man erhält einen Mittelwert für Koks von  $\approx 1.49$  J/(g·K) durch Integration der Gleichung im Temperaturbereich von  $T = 543$  K bis 773 K. Für die Erwärmung des entstehenden Reaktionswasserdampfes wurde die spezifische Enthalpiedifferenz von 0.474 MJ/kg mittels Tabellenwerken bestimmt [VDI95]. Der größte Einflussfaktor mit der größten Unsicherheit ist die mittlere Wärmekapazität des Kondensats bzw. von dessen Bestandteilen.

Um zu einer plausiblen Abschätzung für das „Vielstoffgemisch“ Kondensat zu kommen, wurde die mittlere spezifische Wärmekapazität in diesem Temperaturbereich von verschiedenen Stoffgruppen im VDI-Wärmeatlas betrachtet. Dabei bewegte sich der Großteil der dampfförmigen Stoffgruppen Parafine, Olefine, Naphthene, Aromaten, Alkohole und Ketone zwischen Werten von 2.4 - 3.1 J/(g·K). Es wurde deshalb ein pauschaler Wert von 2.8 J/(g·K) für das Kondensat angenommen ohne spezielle Wichtung einzelner Stoffgruppen.

**Tab. 28: Spezifischer Energiebedarf für die reine Erwärmung von wasserfreiem Hartholz von 20 auf 270°C und der Pyrolyseprodukte von 270 auf 500°C.**

Stoffe	$c_{p,\text{mittel}}$ J/(g·K)	T-Bereich °C	$\Delta h$ MJ/kg	Massenanteil kg/kg	h MJ/kg
Holz	1.82	20-270	0.455	1.000	0.455
Koks+Asche	1.49	270-500	0.343	0.205	0.070
Gase	1.25	270-500	0.287	0.165	0.047
Reaktionswasserdampf	k.A.*	270-500	0.474	0.132	0.063
Kondensate ohne H <sub>2</sub> O	2.80	270-500	0.644	0.498	0.321
$\Sigma$	-	-	-	-	0.956

\*Enthalpiedifferenz  $\Delta h$  konnte direkt aus Tabellenwerken bestimmt werden; Wert entfällt deshalb.

Für Hartholz ergibt sich somit in der Summe  $\approx 1$  MJ/kg allein an fühlbaren Wärmen, die für die Erhitzung von 20 auf 500°C erbracht werden müssen. Der gleiche Wert ergibt sich auch für Weichholz. Für Weizenkleie und Weizenstroh wird auf Grund des veränderten Produktspektrums nur  $\approx 0.9$  MJ/kg für die Erhitzung benötigt (siehe Anhang Abschnitt H 6.).

Mit Hilfe von (Gl. 78) und dem spezifischen Wärmebedarf (wf) aus Tab. 26 lässt sich nun die Reaktionsenthalpie bestimmen. Für Hartholz, Weizenstroh und Weizenkleie ergibt sich so

eine neutrale bis leichte endotherme Reaktionsenthalpie von  $\approx +0.36$  MJ/kg. Eine deutlich endotherme Reaktion wird für Weichholz mit  $+1.0$  MJ/kg berechnet.

### Diskrepanz der Methoden

Die Diskrepanz zwischen Methode (a) und Methode (b) lässt sich wie folgt erklären:

(1) Die ermittelten Massenbilanzen sind i. d. R. nicht vollständig zu 100% geschlossen und weisen Defizite von wenigen Massenprozent auf. Die Massenbilanzdefizite lassen sich zumindest teilweise durch eine Reihe von leichtflüchtigen CHO-Verbindungen wie DME, Formaldehyd, Acetaldehyd, Methylformiat, Aceton, Glyoxal etc. erklären, die im Kondensat jeweils in geringeren Konzentrationen vorhanden sind, in Summe aber einige Prozent ausmachen. Wegen der hohen Flüchtigkeit dieser Komponenten bei den üblichen Kondensationstemperaturen können sie mit dem Pyrolysegas aus dem System entweichen, ohne dass eine messtechnische Erfassung dieser Komponenten erfolgt. Der Energieinhalt dieser flüchtigen Produkte ist auf Grund der Brennwerte signifikant. Deshalb wird der mittlere Brennwert des Pyrolysegases unterschätzt, wodurch die Energieinhalte der summierten Produkte unterschätzt werden und fälschlicherweise zur Reaktionsenthalpie im exothermen Sinne addiert werden (Gl. 69).

(2) Eine weitere Unsicherheit liegt im Brennwert der wässrigen Kondensate, der unterschätzt worden sein kann, da es nicht möglich war, eine Überprüfung mittels Bombenkalorimeter durchzuführen. Dass eine Unterschätzung dieses Brennwertes nicht unwahrscheinlich ist, wird anhand von einigen Beispielen in Tab. 25 gezeigt. Die bereits genannten niedermolekularen CHO-Verbindungen werden in ihrem Brennwert durch die Channiwala-Korrelation teilweise stark unterschätzt (z. B. Formaldehyd -14%). Gerade diese Komponenten sind aber insgesamt in signifikantem Umfang auf Grund ihrer hohen Affinität zu Wasser in den wässrigen Kondensaten gelöst.

Die gefundenen Werte aus Methode (b) stimmen weitgehend mit den Literaturwerten in Kap. 2.3.2 überein und sollten den Werten aus Methode (a) bevorzugt werden. Rath et. al [Rat03] fanden bei der Bestimmung der Reaktionsenthalpie für Fichtenholz (Weichholz) ebenfalls einen deutlich endothermeren Wert im Vergleich zum Buchenholz (Hartholz), wie in Abb. 9 gezeigt wird. Stenseng et al. [Ste01] konnten eine Reaktionsenthalpie von Weizenstroh bestimmen, die nahe bei Null lag, was auch bei unserer Abschätzung näherungsweise zutrifft.

In der Literatur liegen die exotherm gemessenen Reaktionsenthalpien bei der langsamen pyrolytischen Erzeugung von Holzkohle in einer Größenordnung von max.  $-0.66$  MJ/kg (siehe Abb. 9). Grund für eine insgesamt exotherme Reaktion ist die verstärkte Abspaltung von Reaktionswasser (exotherme Dehydratation) einhergehend mit der Bildung eines hohen Koksanteils. Für die Reaktionsenthalpien der Schnellpyrolyse werden auf Grund der viel geringeren Wasserabspaltung und Koksbildung Reaktionsenthalpien erwartet, die sich im Bereich von neutral ( $\Delta h_R = 0$ ) bis endotherm erstrecken.

### Spezifischer Wärmebedarf als Auslegungsparameter

Wie in Tab. 26 gezeigt wird, macht der spezifische Wärmebedarf für die Pyrolysereaktion im Reaktor ca. 6-10% vom ursprünglichen Brennwert der trockenen Biomasse aus. Dieser Wärmebedarf muss über den Wärmeträgerstrom in den Reaktor eingebracht werden. Die Relevanz des spezifischen Wärmebedarfs für die Auslegung des Wärmeträgerkreislaufs wird durch eine Beispielrechnung für eine  $100 \text{ MW}_{\text{th}}$  Anlage ( $\approx 20 \text{ Mg}$  Stroh/h) deutlich:

- Wärmeträgermaterial: SiO<sub>2</sub>
- Biomasse: Weizenstroh, 10% Wassergehalt
- Reaktoreintrittstemperatur von Biomasse und Wärmeträger: 20°C bzw. 600°C
- Austrittstemperatur Produkte bzw. Mischerabwurfstemperatur: 500°C
- Mittlere Wärmekapazität des Wärmeträgers im Temperaturbereich:  $\approx 1.25 \text{ J/(g}\cdot\text{K)}$

Die Wärmeverluste und Wärmeströme durch Begleitheizungen im Reaktor sollen hier vernachlässigt werden, denn sie spielen in diesen Dimensionen eine untergeordnete Rolle. Mit diesen Voraussetzungen ergibt sich aus (Gl. 71) die quasi-stationäre Energiebilanz für den Reaktor:

$$\frac{dH}{dt} = \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W - \dot{m}_B \cdot \Delta h_{pyro} \stackrel{!}{=} 0 \quad (\text{Gl. 81})$$

Der spezifische Wärmebedarf  $\Delta h_{pyro}$  aus Tab. 26 wird vom trockenen auf das feuchte Einsatzgut mit (Gl. 77) umgerechnet, wodurch sich ein Wert von 1.46 MJ/kg ergibt. Durch Umstellung von (Gl. 81) und mit den oben genannten Eingangswerten ergibt sich für den umlaufenden Wärmeträgermassenstrom dieser Anlage ein Wert von 234 Mg/h. Dies entspricht etwa einem Wärmeträger/Biomasse-Verhältnis von 12:1. Zusätzlich kann bei einer üblichen Schüttdichte von Sand von 1700 kg/m<sup>3</sup> ein Volumenstrom von ca. 137 m<sup>3</sup>/h angegeben werden kann.

Aus der Sicht des Anlagenkonstruktors ist es wünschenswert, den Wärmeträgermassenstrom auf das geringste Maß zu reduzieren. Die Einflussgrößen in (Gl. 81) zeigen, dass dies fast nur über Vortrocknung und/oder Vorwärmung des Einsatzguts ( $\Delta h_{pyro} \downarrow$ ) möglich ist, denn der Temperaturbereich der Schnellpyrolyse ist mehr oder weniger festgelegt: Höhere Reaktoreintrittstemperaturen des Wärmeträgers ( $\Delta T \uparrow$ ) würden zu reduzierten Kondensatausbeuten führen. Bei Absenkung der Reaktoraustrittstemperatur ( $\Delta h_{pyro} \downarrow$ ) unter 450°C besteht die Gefahr der Kondensation und Verkokung von Teeren, die mit der Zeit Leitungen verstopfen würden. Eine Vortrocknung könnte das Massenstromsverhältnis auf ca. 10:1 reduzieren.

## Produktwirkungsgrad

Der Produktwirkungsgrad ist das Verhältnis zwischen chemisch gebundenem Energieinhalt in der Slurry und dem ursprünglichen Brennwert der Biomasse. Somit ist der Produktwirkungsgrad analog zum Kaltgaswirkungsgrad definiert, mit dem Unterschied, dass am Ende des Pyrolyseprozesses nicht das Pyrolysegas sondern der Pyrolysekoks und das Kondensat die interessierenden Produkte sind:

$$\eta_{Slurry} = \frac{x_{Koks} \cdot H_{S,Koks} + x_{Kondensat} \cdot H_{S,Kondensat}}{H_{S,Biomasse}} \quad (\text{Gl. 82})$$

Für die unterschiedlichen Edukte lassen sich mit den Werten in den Tabellen in Kap. 7.4 über die dort angegebenen Massenanteile und Brennwerte die Produktwirkungsgrade nach (Gl. 82) berechnen:

Hartholz	$\eta_{Slurry} = 0.92$
Weichholz	$\eta_{Slurry} = 0.90$
Weizenstroh	$\eta_{Slurry} = 0.85$
Weizenkleie	$\eta_{Slurry} = 0.89$

Im optimalen Fall können bis ca. 90% des ursprünglichen Brennwertes in die Slurry überführt werden. Bei einer technischen Anlage, die eine Produktkondensation mit endlichem Aufwand betreibt, sind eher Werte zwischen 82 bis 87% realistisch, da die leichtflüchtigen CHO-Komponenten in größerem Umfang im Produktgasstrom und somit im Pyrolysegas verbleiben.

## 7.6 Produkteigenschaften und Schnittstelle zur Slurry-Aufbereitung

### Produktanforderungen

Die Schnellpyrolyse des bioliq<sup>®</sup>-Prozesses ist ein Vorbereitungsschritt, um lufttrockene Biomasse in eine für die Flugstrom-Druckvergasung geeignete pumpfähige Form zu überführen. Die entstehenden Pyrolyseöl-Koks-Suspensionen („Slurry“) müssen für einen Einsatz im Flugstrom-Druckvergaser folgende Kriterien bzw. Produkthanforderungen erfüllen:

- (1) Homogene Vermischung
- (2) Mindestheizwert  $H_I > 10$  MJ/kg für gesicherten Betrieb
- (3) Kokspartikeln  $\leq 200$   $\mu\text{m}$  für schnellen und vollständigen Kohlenstoffumsatz im Vergaser
- (4) Fließfähigkeit, um gute Zerstäubung zu gewährleisten  
(empfohlen:  $\eta < 0.3$  Pa·s,  $T = 60^\circ\text{C}$ )

### Homogene Vermischung

Trotz guter Konditionierung und Vermischung der Slurries kann es zu einer Phasenseparation kommen, bei der eine Phase einen sehr hohen Wassergehalt aufweisen kann („Wassernester“). In diesem Fall wird dann bei der Druckvergasung zeitweise der minimal notwendige Brennwert unterschritten und die Vergaserflamme kann ausgehen. Die weitaus heiklere Folge ist die drastische Erhöhung der Luftzahl und eine Akkumulation von Sauerstoff im Apparat. Dadurch kommt es zur Bildung eines explosiven Gemischs, das beim weiteren Vergasungsbetrieb durchzündet kann. Die online Detektion von Wassernestern im Feed, die in äußerster Konsequenz zu einer Notabschaltung des Vergasers führen könnte, ist zur Zeit noch nicht zufrieden stellend gelöst und Gegenstand der Forschung.

### Mindestheizwert

Der Mindestheizwert  $H_I > 10$  MJ/kg sollte für einen sicheren Betrieb eingehalten werden. Der Einsatzstoffstrom unterliegt auch ohne Phasenseparation gewissen Heizwertschwankungen. Es soll gewährleistet sein, dass die Vergaserflamme bei einem zeitweiligen Abfall des Heizwerts nicht ausgeht. Des Weiteren ist die Vergasung von Stoffen unterhalb dieser Heizwerte wirtschaftlich kaum mehr darstellbar. Der relative Anteil vom Einsatzstoff, der mit technischem Sauerstoff verbrannt werden muss, um auf entsprechende Reaktortemperaturen von  $>1200^\circ\text{C}$  zu kommen, wäre zu groß.

### Eigenschaften der Kokspartikeln

Unter dem Mikroskop betrachtet (Abb. 60) ist der Pyrolysekoksstaub ein feines Agglomerat mit einer losen Schüttdichte in einem weiten Bereich von 110 bis 160  $\text{kg}/\text{m}^3$ . Durch die sehr hohe Porosität der Koksagglomerate ist eine Aufnahme von bis zu 80% Flüssigkeit bzw. Pyrolysekondensat möglich, ohne vorher fließfähig zu werden [Raf06, Raf08].

Die Kokspartikeln sind von Mikro- und Makroporen durchsetzt, die das Pyrolysekondensat aufnehmen können. Durch Untersuchungen, in denen die Porosität der Kokse mittels einer Zylinderpresse variiert wurde, konnte festgestellt werden, dass die rheologischen Eigenschaften der Slurries und die Aufnahmefähigkeit an Kondensat hauptsächlich durch den Anteil an Makroporen ( $> 2 \mu\text{m}$ ) bestimmt werden.

Die Makroporen und die Agglomeratbildung stellen ein Problem für die Herstellung einer fließfähigen Slurry dar, weil sehr viel Flüssigkeit zugemischt werden muss, bis die Poren gefüllt sind und überschüssiges Kondensat zwischen den einzelnen Agglomeraten als Schmierfilm fungieren kann. Zudem bilden die Agglomerate ein metastabiles Netzwerk aus, wodurch eine nur sehr geringe Packungsdichte in der Slurry erreicht werden kann.

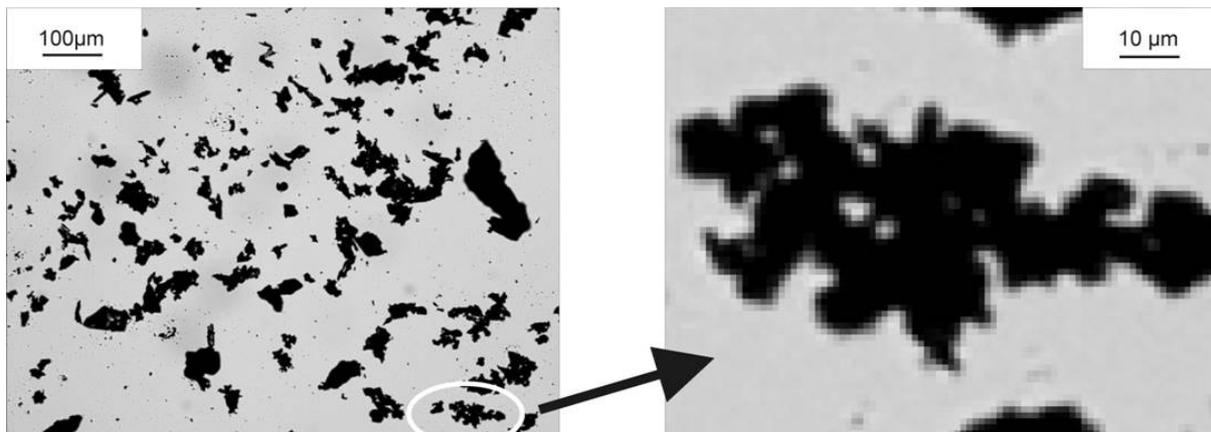


Abb. 60: Original Kokspartikeln der Schnellpyrolyse.

### Fließfähigkeit von Pyrolyse-Slurries

Durch gute Desagglomeration der Pyrolysekokse kann die vorher in den Strukturen gebundene Flüssigkeit für den Schmierfilm um die Partikeloberflächen bereitgestellt werden. Dadurch wird eine hohe bzw. ausreichende Feststoffbeladung der Slurry realisiert. Im Labormaßstab kann die Desagglomeration, wie bereits angesprochen, durch einfaches Pressen oder „Zerdrücken“ der Agglomerate demonstriert werden. Im technischen Maßstab wurde bereits Erfahrung mit der Herstellung von Slurries in einem Kolloidmischer gesammelt. Der zylinderförmige Mischer, der der Herstellung von hochviskosen Zementleimen in der Bauindustrie entlehnt wurde, funktioniert nach dem Rotor-Stator-Prinzip. In Drehrichtung des Rotorpaddels wird tangential Kondensat eingespritzt, welches durch die Fliehkräfte an die Mischzylinderwand gepresst wird. Von oben wird mittig Koks aufgegeben, der im Betrieb nach außen an die Mischerwand geschleudert wird und sich mit dem Kondensat vermischt. Auf Grund des sehr engen Spalts zwischen Rotor und Mischzylinderwand (1-3mm) kommt es zu einem sehr hohen Schergefälle  $\Delta u/\Delta r$  in Bereichen von  $10^4 \text{ s}^{-1}$ .

Ob dieses Schergefälle zur Desagglomeration ausreicht, kann anhand einer Korrelation für das kritische Schergefälle von Suri et al. näherungsweise abgeschätzt werden. Die idealisierte Modellgleichung für sphärische Agglomerate setzt die kohäsiven Kräfte mit den maximal auftretenden hydrodynamischen Kräften ins Verhältnis. Der Bruch der Agglomerate erfolgt in der äquatorialen Ebene [Sur00]:

$$\dot{\gamma}_c = \frac{\Delta u}{\Delta r} = 1.2 \cdot 10^{17} \text{ m}^{-2} \cdot \frac{\phi}{1-\phi} \cdot \frac{A}{\eta \cdot R} \quad (\text{Gl. 83})$$

- $\phi$  : Feststoffvolumenbruch bzw. Feststoffanteil im Volumen [ $\text{m}^3/\text{m}^3$ ]  
 $A$  : Hamaker-Konstante =  $0.8 \cdot 10^{-20}$  [J]  
 $\eta$  : Viskosität des Kondensats [Pa·s]  
 $R$  : Radius des Agglomerats [m]

Die Hamaker-Konstante ist in diesem Fall nicht explizit bekannt. Sie ändert aber selbst für sehr unterschiedliche Materialien ihren Wert nur geringfügig. Die Materialkonstante wurde an die Werte von Cellulose in Wasser [Ber99] angelehnt. Viskositätswerte für das Pyrolysekondensat können sehr unterschiedlich ausfallen, die von 0.01 Pa·s für wässrige bis zu mehren Pa·s für teerartige Kondensate reicht.

Aus (Gl. 83) ist abzuleiten, dass mit zunehmender Feststoffbeladung oder höherer Viskosität des Umgebungsmediums eine geringere kritische Scherrate eingeleitet werden muss, um Kokse einer bestimmten Größe zu desagglomerieren oder bei einer gleichen Scherrate kleinere Koksagglomerate zu erzielen. Bei Versuchen mit dem Kolloidmischer wurde ein solcher Sachverhalt festgestellt. Bei konstantem Schergefälle und steigendem Feststoffanteil konnte die Mahlwirkung deutlich verbessert werden. Bei einer Slurry mit 28% Feststoffanteil wurden 80% der Kokspartikeln  $< 220 \mu\text{m}$  und 90% unter  $600 \mu\text{m}$  gefunden, während bei gleichen Bedingungen und einem Feststoffanteil von 36% schon 80% der Kokspartikeln  $< 120 \mu\text{m}$  und 90% unter  $200 \mu\text{m}$  gefunden wurden [Raf06].

Mit steigendem Feststoffanteil in der Slurry nimmt jedoch auch der Aufwand bzw. die spezifische Leistungsaufnahme des Mischermotors zu. Die Viskosität der Slurries wird stark durch den Feststoffanteil in der Slurry verändert. Ab einem gewissen Feststoffanteil dominieren die Kontakte zwischen den Partikeln gegenüber dem Kontakt mit der Flüssigkeit und die Fließfähigkeit geht verloren. Als Faustregel, die sich aus zahlreichen Versuchen geprägt hat, kann hier ein Feststoffanteil von ca. 33% angenommen werden, mit dem sich noch mit moderatem Aufwand eine pumpfähige Slurry realisieren lässt.

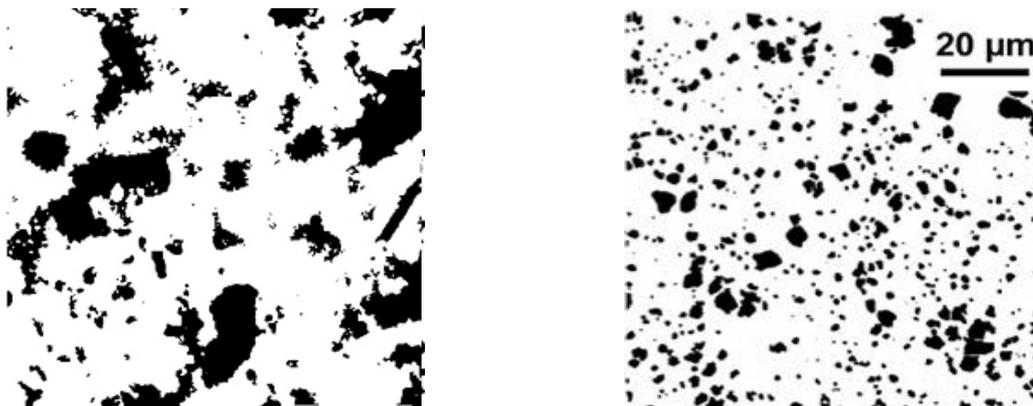


Abb. 61: Pyrolysekoksagglomerate vor und nach der Mischung in einem Kolloidmischer.

In Abb. 62 sind exemplarisch die Abhängigkeiten der Slurry-Viskosität sowohl vom Feststoffanteil als auch von der Temperatur im Diagramm dargestellt. Bei gegebenem Feststoffanteil ist der Logarithmus der dynamischen Viskosität  $\eta$  proportional  $1/T$ . Während des Mischens wird der Slurry auf ca.  $50^\circ\text{C}$  erwärmt. Bei der Einspeisung in den Flugstromdruckvergaser kann der Slurry mit Prozessabwärme auf ca.  $80^\circ\text{C}$  erwärmt und die

Viskosität soweit reduziert werden, dass im Vergaser eine gute Zerstäubung mit Sauerstoff stattfinden kann.

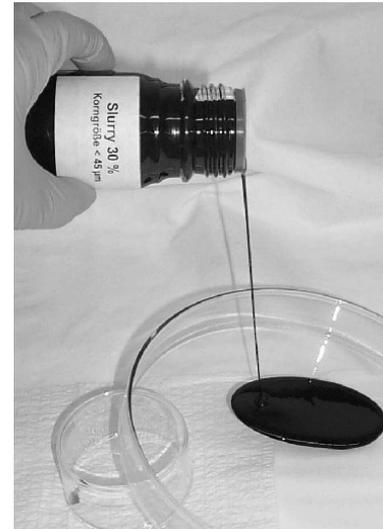
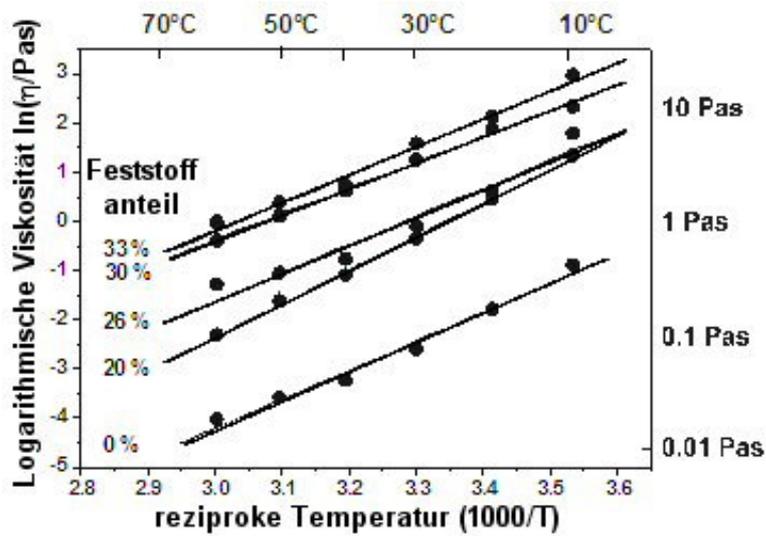


Abb. 62: Abhängigkeit der Slurry-Viskosität vom Feststoffanteil und der Temperatur [Raf06].

Die Schnellpyrolyse hilft bei der Erzeugung spröder Koksagglomerate, die mit einer Kolloidmischung mit moderatem Aufwand zerstört und auf die gewünschte Primärpartikelgröße von unter 200 µm gebracht werden können.

# 8 Zusammenfassung

## Hintergrund der Arbeit

Die Schnellpyrolyse von lufttrockener Lignocellulose ist ein Verfahren zur Vorbereitung von bisher kaum genutzten aschereichen Reststoffen für die großtechnische Synthesegas-Erzeugung durch Flugstrom-Druckvergasung ( $> 30$  bar) im GW-Bereich. Für eine erfolgreiche Vergasung im Flugstrom-Druckvergaser müssen diese festen Reststoffe zuvor in einen Einsatzstrom überführt werden, der sich pumpen und mit Sauerstoff zerstäuben lässt. Auf Grund der hohen Pyrolyseölausbeuten im Schnellpyrolyseprozess ist es möglich, eine pumpfähige Suspension („Slurry“) aus Pyrolysekokspulver und Öl herzustellen. Die Viskosität und der Brennwert der Slurries sowie die Größe der suspendierten, spröden Kokspartikeln sind Eigenschaften, die für einen Einsatz in einer Flugstrom-Druckvergasung ( $> 30$  bar) gut eingestellt werden können.

Im Rahmen des Karlsruher bioliq<sup>®</sup>-Verfahrens wurde als Schnellpyrolysesystem der Doppelschnecken-Mischreaktor mit einer Kreislaufführung von einem festen Wärmeträger ausgewählt, weil die vorhandene industrielle Erfahrung aus anderen Applikationen eine rasche Entwicklung in den technischen Maßstab versprach. Der Reaktor hat zwei parallele Schnecken, die sich gleichsinnig drehen und ineinander „kämmen“. Dadurch werden Biomassepartikel mit einem Überschuss an heißen Wärmeträgerpartikeln bei ca. 500°C radial rasch vermischt und axial durch den Reaktor transportiert. Durch den innigen Kontakt findet eine rasche Erhitzung und Zersetzung der Lignocellulose innerhalb weniger Sekunden statt. Der Wärmeträger wird in einem externen Kreislauf wieder aufgeheizt und zurückgeführt.

## Zielstellung der Arbeit

Ziel der Arbeit war es eine grundlegende verfahrenstechnische Untersuchung des Doppelschnecken-Mischreaktors und des Wärmeträgerkreislaufs durchzuführen. Außerdem sollte der Einsatz verschiedener Komponenten unter realen Bedingungen im Technikum getestet werden. Für die Charakterisierung des Reaktors wurden die Verweilzeitspektren im Reaktor, die Kinetik der Partikelzersetzung und der Wärmeübergang im fluidisierten Wärmeträgerbett untersucht. Dadurch konnten **geeignete Betriebsparameter für eine Schnellpyrolyse-Anlage im Technikumsmaßstab** (max. 20 kg/h) ermittelt werden. Aus der anschließenden Durchführung umfangreicher Schnellpyrolyseversuche an der Technikumsanlage wurden wichtige **Auslegungsdaten für die Prozess-Ausrüstung einer technischen Anlage** gewonnen. Insbesondere wurde der **spezifische Wärmebedarf für Holz und Stroh** im Reaktor bestimmt. Im Wesentlichen wird durch den spezifischen Wärmebedarf im Reaktor der notwendige Umlaufmassenstrom des Wärmeträgerkreislaufs bei einem gegebenen Temperaturgefälle im Reaktor ermittelbar. **An der Technikumsanlage wurden durch Analyse der Eintritts- und Austrittsströme Massen-, Stoff- und Energiebilanzen erstellt, die grundlegende Informationen für eine zuverlässige Prozessauslegung liefern.** Zum Einsatz kamen typische, lufttrockene Lignocellulosen, die im größeren Umfang für das Karlsruher bioliq<sup>®</sup>-Verfahren verfügbar sind (z. B. ca. 20 Mt/a Getreidestroh in Deutschland). Die erstellten Bilanzen sind für die Auslegung der nachfolgenden Kondensation von Bedeutung und dienen auch als Entscheidungshilfe bei der Wahl einer geeigneten Transport- und Lagerform. **Des weiteren wurden Verfahrensvarianten für den Wärmeträgerkreislauf** als offene oder geschlossene Systeme diskutiert und in den richtigen Kontext bezüglich Wärmeübergang, Wärmeträgerauswahl und den daraus resultierenden Konsequenzen z. B. für die nachfolgenden Prozessschritte gestellt.

## Ergebnisse der Laboruntersuchen

Zur Charakterisierung des axialen Transports durch den Reaktor wurden Verweilzeitmessungen mit verschiedenen Wärmeträgern und Wärmeträger/Edukt-Mischungen durchgeführt. Die Antworten des Reaktors nach Eingabe einer Nadelfunktion (markierte Wärmeträger- oder Biomassepartikeln) wurden mit dem Dispersionsmodell für kontinuierliche Mischer beschrieben. Die Bodenstein-Zahl lag bei den Messungen stets im Bereich von  $Bo = 12$  bis  $350$ . Die Versuche wurden bei Wärmeträgerströmen bis zu  $900 \text{ kg/h}$  und bei Drehfrequenzen zwischen  $1$  bis  $5 \text{ Hz}$  durchgeführt, was bei einem Schneckenaußendurchmesser von  $2 \cdot R = 40 \text{ mm}$  einer Werkzeug-Froude-Zahl im Bereich  $0.1 < Fr = (2\pi \cdot n)^2 \cdot R/g < 2$  entspricht. Aus den Verweilzeitpektren im kalten Reaktor können direkte Rückschlüsse über das Verweilzeitverhalten eines baugleichen Reaktors in der Technikumsanlage gemacht und geeignete Betriebsparameter eingestellt werden. So wurde ausgeschlossen, dass die mittlere Verweilzeit im Reaktor die minimale Konversionszeit der Partikeln von max.  $10 \text{ s}$  (siehe Druckkammerexperimente im Anschluss) unterschreitet. Der Reaktor kann bei der üblichen Fahrweise im Technikumsbetrieb von ca.  $2 \text{ Hz}$  ( $Fr = 0.3$ ) in erster Näherung als Kolbenstromreaktor mit moderater Rückvermischung angesehen werden. Die mittlere Verweilzeit der Stahlkugeln ( $900 \text{ kg/h}$ ) liegt bei  $2 \text{ Hz}$  z. B. in einem Bereich von ca.  $17 \pm 2 \text{ s}$ . Es wurde gefunden, dass die mittlere Verweilzeit im Reaktor im betrachteten Bereich im Wesentlichen von der Drehfrequenz und weniger von der Dosierrate abhängt. Aus Hochgeschwindigkeitsaufnahmen wurde das Mischverhalten in radialer Richtung qualitativ beurteilt. Schon bei kleinen Frequenzen und Durchlauf eines einzigen Schneckengangs von  $L = 0.2 \text{ m}$  ist bereits eine gute Quervermischung zwischen Biomasse und Wärmeträger erfolgt. Es bleibt anzumerken, dass auch bei hohen Drehfrequenzen bzw.  $Fr > 1$  eine vollständige Fluidisierung des Wärmeträgerbetts im Reaktorraum nie erreicht wurde. Das Reaktormischverhalten ist aber für den vorgesehenen Zweck in jedem Fall ausreichend.

In einem druckdichten, beheizten und isothermen Batch-Pyrolysereaktor (ca.  $500^\circ\text{C}$ ) wurden Messungen zur Umsetzungsgeschwindigkeit von definierten, lufttrockenen ( $\approx 9\%$  Wasseranteil) Buchenholzzylindern ( $L/d > 3$ ) im Bereich  $1$  bis  $6 \text{ mm}$  Durchmesser und einwandigen Strohhäckseln mit  $0.3 \text{ mm}$  Wandstärke durchgeführt. Die Partikeln wurden über ein Schleusensystem schnell in eine Kammer eingebracht und sofort in eine mechanisch fluidisierte Wärmeträgerschüttung (Stahlkugeln,  $2 \text{ mm}$ ) eingerührt. In den Experimenten zersetzten sich dünnwandige Strohhäcksel ( $0.3 \text{ mm}$ ) unter diesen Reaktionsbedingungen innerhalb  $2\text{-}3 \text{ s}$  vollständig. Buchenholzzylinder mit  $5.8 \text{ mm}$  Durchmesser brauchten hingegen bis zu  $40 \text{ s}$ . Die experimentellen Daten der unterschiedlichen Partikeln wurden mit dem rechnerischen Modell einer instationären Aufheizung unendlich langer Zylinder [VDI94] mit einem äußeren Wärmeübergang von  $400$  bzw.  $800 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  verglichen. Eine gute Übereinstimmung von Modell und Experiment wurde für  $0.3 \text{ mm}$  dünne Strohhäcksel und  $1$  bis  $4 \text{ mm}$  starke Holzzylinder mit  $\alpha = 400 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  gefunden. Als Ergebnis lässt sich festhalten, dass sich dünnwandige Partikeln von wenigen mm Dicke in weniger als  $10 \text{ s}$  vollständig zersetzen, was auf Grund der üblichen Verweilzeiten schon im Reaktor geschieht.

## Schnellpyrolyse-Kampagnen in einer Technikumsanlage

In einer Technikumsanlage von  $10$  bis max.  $20 \text{ kg/h}$  Durchsatz wurden die für das bioliq<sup>®</sup>-Verfahren in Betracht gezogenen Edukte Hartholz, Weichholz, Weizenstroh und Weizenkleie pyrolysiert. Für  $19$  Versuche wurden aus den umfangreichen Mess- und Analysendaten aller Stoffströme Massen-, Stoff-, Elementar- und Energiebilanzen erstellt. Die eingesetzten Edukte hatten einen Wassergehalt zwischen  $9.5$  und  $13.5\%$ . Die Aschegehalte der Hölzer waren mit  $0.5$  bis  $1.1\%$  sehr gering. Weizenkleie bzw. Stroh enthielten ca.  $5.5$  bzw.  $6.0\%$

Asche. Aus Untersuchungen zur Slurry-Mischung wurde eine Faustregel abgeleitet, wonach sich bei einem Massenverhältnis von Kondensat/Koks  $\geq 2$  pumpfähige Slurries noch mit moderatem Aufwand herstellen lassen. Bei einem geringeren Massenverhältnis steigt der Energieaufwand zur Mischung steil an. Die gemessenen Kondensat-/Koksmassenverhältnisse (wf = wasserfreier Einsatzstoff) für Hart- und Weichholzprodukte übertreffen dieses Mindestverhältnis mit 3.1 bzw. 3.7 bei weitem. Auch die Produkte von Weizenkleie (wf) können mit einem Verhältnis von 2.6 noch einfach zu einer fließfähigen Slurry vermischt werden. Auf Grund höherer Koksanteile im Produktspektrum von trockenem Weizenstroh (ca. 27%) liegt dieses Verhältnis mit 1.7 in einem kritischen Bereich. Aus den Stoffbilanzen wurde ermittelt, dass der Reaktionswasseranteil in den Kondensaten zwischen 13 und 16% der wasserfreien Edukte ausmacht. Im Vergleich liegt der typische Reaktionswasseranteil bei einer langsamen, konventionellen Pyrolyse um ca. 25% oder sogar darüber.

Die Energiebilanzen für die Produkte wurden mit Hilfe der Elementbilanzen, d. h. mit den Elementaranalysen der Kokse und Kondensate sowie den gaschromatographischen Ergebnissen der Pyrolysegase, erstellt. Der chemisch gebundene Energieinhalt (Brennwert) der Teerkondensate und Feststoffe wurde aus der Elementzusammensetzung der Produkte anhand der Brennwertkorrelation von Channiwala [Cha02] berechnet. Eine stichprobenartige Überprüfung der Korrelation mit den Messwerten aus einem Bombenkalorimeter zeigte eine gute Übereinstimmung innerhalb des angegebenen Fehlers der Korrelation von  $\pm 1.5\%$ . Der Energieinhalt des Pyrolysegases wurde aus der Gaszusammensetzung und den tabellierten Brennwerten für die einzelnen Gasspezies errechnet. Für Hartholz, Weichholz und Weizenkleie wurden 65-68% des ursprünglichen Brennwertes der Lignocellulose ins Kondensat überführt und 21-26% in den Koks. Bei Weizenstroh gelangen ca. 50% der chemisch gebundenen Energie ins Kondensat und sogar 35 % in den Koks. Ein signifikanter Energieanteil von ca. 5-10% des ursprünglichen Brennwertes der Lignocellulose steckt im Pyrolysegas. Dadurch wird deutlich, dass je nach Prozessführung und Einsatzstoff bis zu 90% oder mehr des Brennwertes der Biomasse in die Slurries gelangt.

Der spezifische Wärmebedarf wurde definiert als die Wärmemenge, die zugeführt werden muss, um ein kg Biomasse von 20°C zu pyrolysieren und die Produkte auf 500°C Reaktoraustrittstemperatur zu überführen. Die experimentelle Bestimmung erfolgte aus den Anlagenbetriebsdaten: dem Biomasse- und Wärmeträgerfluss sowie den Temperaturen der ein- und austretenden Stoffströme des Reaktors. Die Messergebnisse für den spezifischen Wärmebedarf der Schnellpyrolyse liegen in guter Übereinstimmung mit den Literaturdaten für eine Wirbelschicht [Dau03]. Für Hartholz, Weizenkleie und Weizenstroh (alle wf) wurde ein Wert von  $\Delta h_{pyro,wf} \approx 1.3 \pm 0.3$  MJ/kg gefunden. Der benötigte Wärmebedarf für Weichholz (wf) fiel mit  $\Delta h_{pyro,wf} \approx 1.96 \pm 0.4$  MJ/kg deutlich höher aus. Im Allgemeinen ist davon auszugehen, dass der spezifische Wärmebedarf im Reaktor durch die Verbrennung des Pyrolysegases sogar ohne Wärmerückgewinnungsmaßnahmen bei der Abkühlung der heißen Produkte gedeckt werden kann. Dieser Wert ist etwa so groß wie der benötigte spezifische Wärmebedarf für die Schnellpyrolyse von ca. 6-10% des Brennwertes der Biomasse.

Die Reaktionsenthalpie wurde aus dem gemessenen spezifischen Wärmebedarf ermittelt. Der spezifische Wärmebedarf ist der integrale Wert für die verschiedenen Pyrolysereaktionen sowie die fühlbaren Wärmen des Edukts und der Produkte für die Erwärmung von 20-500°C:

$$(\text{Reaktionsenthalpie}) = - (\text{fühlbare Wärmen}) + (\text{gemessener spezifischer Wärmebedarf})$$

Die fühlbaren Wärmen wurden abgeschätzt, indem man Holz bis zu einer fiktiven Reaktionstemperatur  $T_R = 270^\circ\text{C}$  ohne Zersetzung und Reaktion aufheizt. Die Temperatur wurde gewählt, weil bei 270°C i. d. R. bei der Pyrolyse eine wesentliche Umsetzung beginnt.

Anschließend werden die Pyrolyseprodukte von  $T_R$  bis zur Austrittstemperatur  $T_{P,aus} = 500^\circ\text{C}$  erhitzt. Für die spezifischen Wärmekapazitäten wurden teils empirische Korrelationen, teils bekannte Tabellenwerte zugrunde gelegt. Schließlich ergab sich für Holz eine berechnete spezifische Wärmezufuhr von ca.  $\approx 1$  MJ/kg. Für Stroh und Weizenkleie lag der Wert bei ca.  $\approx 0.9$  MJ/kg. Daraus wurden aus den Messwerten für den spezifischen Wärmebedarf für Hartholz, Weizenkleie und Weizenstroh leicht endotherme Reaktionsenthalpien von  $\approx +0.36$  MJ/kg berechnet. Für Weichholz ergab sich ein Wert von  $\approx +1$  MJ/kg.

## Verfahrensvarianten

Für eine Schnellpyrolyse im technischen Maßstab werden für die Auslegung des Wärmeträgerkreislaufs verschiedene Verfahrensvarianten diskutiert. Den Varianten ist gemeinsam, dass der Wärmeeintrag ins System durch die Verbrennung von Pyrolysegas plus eventuell einem Teil des erzeugten Koks gewährleistet wird. Im Gleich- oder Gegenstrom kann die Erhitzung des Wärmeträgers als „offenes“ oder „geschlossenes“ System ausgeführt werden. Die im verbrannten Pyrolysegas (Rauchgas) enthaltene Wärmemenge wird entweder (1) indirekt („geschlossen“) durch eine beheizte Oberfläche (z. B. Wärmeübertragerwand) an den Wärmeträger abgegeben oder (2) direkt („offen“) mittels Durchströmung der Wärmeträgerschüttung übertragen.

(1) Vorteil der indirekten Wärmeübertragung ist die räumliche Trennung von koks- bzw. aschebehaftetem Wärmeträger und Rauchgas, wodurch die Erzeugung von Schadstoffen, wie z. B. CO, vermieden wird. Durch diese Verfahrensführung vereinfacht sich die Rauchgasreinigung und es geht kein Kohlenstoff für die weitere stoffliche Nutzung verloren. Erkauft wird dieser Vorteil mit einem schlechteren Wärmedurchgang gegenüber den Systemen mit direktem Rauchgaskontakt, was zu einem großen Wärmeübertrager und höheren Investitionskosten führt.

(2) In der direkten Durchströmung, wie z. B. einer Wärmeträgerschüttung mit Rauchgas, werden teure Wärmeübertragungsflächen eingespart. In einer Variante, die dem klassischen LR-Verfahren mit pneumatischer Förderung eines feinkörnigen Wärmeträgers durch heißes Rauchgas entlehnt wird, ergeben sich aber folgende Einschränkungen und Nachteile: Der eingesetzte Wärmeträger ist auf kleine Partikelgrößen und Materialdichten beschränkt, da er sonst pneumatisch nicht förderbar ist. Durch die hohen Gasgeschwindigkeiten im Liftrohr ( $\approx 18$  m/s) wird ein nicht unerheblicher Feinabrieb des Wärmeträgers erzeugt. Der Feinabrieb gelangt partiell in den Pyrolysekoks und führt nachfolgend zum Ausschleifen der Flugstrom-Druckvergaser-Leitungen, Pumpen und Düsen. Dadurch wird die Verfügbarkeit der Gaserzeugungsanlage auf Grund des Austauschs von Verschleißteilen reduziert.

Für die Variante „geschlossenes System“ wurde ein Auslegungsvorschlag eines indirekten Gegenstrom-Wärmeübertragers, mit einem möglichst hohen Wärmedurchgang gemacht. Grundlage hierfür ist die Reduktion der Kontaktzeit der Partikel an der Wand durch Unterbrechung und Versetzung der Wärmeübertragerplatten. Dadurch wird ein ständiger Partikelaustausch an der Wand gewährleistet, der eine Reduktion des zeitlichen Eindringwiderstands des Temperaturprofils in den Kern der Wärmeträgerschüttung bewirkt. Auf der Rauchgasseite trägt die Anwendung einer Wirbelschicht zur Verbesserung des Wärmedurchgangs bei. Am Beispiel einer Berechnung konnte gezeigt werden, dass sich der Wärmedurchgang von  $k = 61$  W/(m<sup>2</sup>·K) auf  $k = 102$  W/(m<sup>2</sup>·K) verbessern lässt, was einer Reduktion der Wärmeübertragungsfläche dieser Apparate auf ca. 60% entspricht.

## 9 Verzeichnis der verwendeten Formelzeichen und Symbole

### Lateinische Buchstaben

Symbol	Beschreibung	Definition / Erklärung	Einheit
$a$	Temperaturleitfähigkeit	$a = \frac{\lambda}{\rho \cdot c_p}$	m <sup>2</sup> /s
	Abmessung (Wellenabstand)	-	m
$a^*$	Kennzahl	Werte = 1, 2, 3 für Fall Platte, Zylinder, Kugel	-
$A$	Wärmeübertragungsfläche, Querschnitt	-	m <sup>2</sup>
$b$	Korrekturfaktor	Wert = 0.2	-
$B$	Formfaktor der Einheitszelle (Zehner-Schlünder-Modell)	siehe (Gl. 38)	-
$C$	Normierte Konzentration	siehe (Gl. 17)	-
$C_f$	Formfaktor (Zehner-Schlünder-Modell)	siehe (Gl. 40a,b)	-
$c_i$	Massenkonzentration	$c_i = \frac{m_i}{V}$	kg/m <sup>3</sup>
$c_p$	Spezifische Wärmekapazität (bei konstantem Druck)	$c_p = \frac{1}{m} \cdot \left( \frac{\partial H}{\partial T} \right)_{p=const}$	kJ/(kg·K)
$\bar{c}$	Mittlere spezifische Wärmekapazität (bei konstantem Druck)	$\bar{c} = \frac{1}{T_2 - T_1} \cdot \int_{T_1}^{T_2} c_p(T) \cdot dT$	kJ/(kg·K)
$d$	Abmessung (Durchmesser)	-	m
$D$	Abmessung (Durchmesser)	-	m
	Dispersionskoeffizient	$\dot{m}_i = A \cdot D \cdot \left( \frac{\partial c_i}{\partial x} \right)$	m <sup>2</sup> /s
$E(t)$	Verteilungsfunktion der Verweilzeit	siehe (Gl. 6)	1/s
$F(t)$	Kumulative Verteilungsfunktion der Verweilzeit	siehe (Gl. 7)	-

Symbol	Beschreibung	Definition / Erklärung	Einheit
$g$	Ganghöhe der Schneckenwendel	-	m
$h_i$	Spezifische Enthalpie	$h_i = \frac{H_i}{m_i}$	J/kg
$H$	Enthalpie	$H = U + p \cdot V$	J
	Abmessung (Höhe)	-	m
$H_s$	Brennwert (oberer Heizwert)	-	J/kg
$\dot{H}_i$	Enthalpiestrom	$\dot{H}_i = \dot{m}_i \cdot h_i$	J/s
$k$	Wärmedurchgangskoeffizient	Platte: $\frac{1}{k} = \sum_i \frac{1}{\alpha_i} + \sum_j \frac{s_j}{\lambda_j}$	W/(m <sup>2</sup> ·K)
$l$	Modifizierte freie Weglänge der Moleküle	siehe (Gl. 24)	m
$L$	Länge	Basisgröße	m
	Abmessung (Länge)	-	m
$m$	Masse	Basisgröße	m
$\dot{m}$	Massenstrom	$\dot{m}_i = \frac{dm_i}{dt}$	kg/s
$\tilde{M}$	Molmasse	$\tilde{M}_i = \frac{m_i}{n_i}$	kg/kmol
$n$	Stoffmenge	Basisgröße	mol
$n$	Drehfrequenz	$n = \frac{\text{Umdrehungen}}{\text{Zeit}}$	1/s
$N$	Anzahl	-	-
$p$	Druck	$n = \frac{\text{Kraft}}{\text{Fläche}}$	Pa
$Q$	Wärmeenergie	$\Delta U = \text{Arbeit} + Q$	J

Symbol	Beschreibung	Definition / Erklärung	Einheit
$\dot{q}$	Spezifischer Wärmestrom	$q = \frac{\dot{Q}}{A}$	W/m <sup>2</sup>
$\dot{Q}$	Wärmestrom	$\dot{Q} = \frac{dQ}{dt}$	J/s
r	Abmessung (Radius)	-	m
R	Abmessung (Radius)	-	m
s	Lokale Spaltweite, Wandstärke	-	m
s	Streuung der Verweilzeitverteilung	$s = \frac{1}{N-1} \sqrt{\sum_i (t_v - t_i)^2 \cdot \frac{m_i}{m_{ges}}}$	s
t	Zeit	Basisgröße	s
$t_v$	Mittlere Verweilzeit	$t_v = \frac{m}{\dot{m}}$	s
T	Temperatur	Basisgröße	K
$\bar{T}$	Kalorische Mitteltemperatur	$\bar{T} = \frac{1}{V} \cdot \int_V T(x, y, z) \cdot dV$	K
$\dot{T}$	Heizrate	$\dot{T} = \frac{d\bar{T}}{dt}$	K/s
$u_z$	Geschwindigkeit (in z-Richtung)	$u = \frac{\partial z}{\partial t}$	m/s
V	Volumen	-	m <sup>3</sup>
$\dot{V}$	Volumenstrom	$\dot{V} = \frac{dV}{dt}$	m <sup>3</sup> /s
w	Wassergehalt	$w = \frac{m_{H_2O}}{\sum_i m_i + m_{H_2O}}$	kg/kg
x	Laufkoordinate	-	m
	Massenanteil	$x_i = \frac{m_i}{\sum_i m_i}$	kg/kg
$\tilde{x}$	Molanteil	$\tilde{x}_i = \frac{n_i}{\sum_i n_i}$	mol/mol

Symbol	Beschreibung	Definition / Erklärung	Einheit
y	Laufkoordinate	-	m
	Massenanteil	$y_i = \frac{m_i}{\sum_i m_i}$	kg/kg
z	Laufkoordinate	-	m

### Griechische Buchstaben

Symbol	Beschreibung	Definition / Erklärung	Einheit
$\alpha$	Wärmeübergang	$\alpha = \frac{\dot{q}}{T_{Medium} - T_{Kontaktfläche}}$	W/(m <sup>2</sup> ·K)
	Schneckensteigungswinkel	$\alpha = \arctan\left(\frac{g}{\pi \cdot D}\right)$	°
$\gamma$	Akkommodationskoeffizient	siehe (Gl. 25)	-
$\dot{\gamma}$	Scherrate	$\dot{\gamma} = \frac{\partial u}{\partial r}$	1/s
$\delta$	Oberflächenrauigkeit	-	m
$\varepsilon$	Emissionszahl	$\varepsilon = \frac{\dot{Q}_{rad,real}}{\dot{Q}_{rad,ideal(schwarz)}}$	-
$\zeta$	Widerstandsbeiwert	$\zeta = \frac{\Delta p_V}{\rho / 2 \cdot u^2}$	-
$\eta$	Dynamische Viskosität	$\tau = \eta \cdot \dot{\gamma}$	Pa·s
$\eta$	Wirkungsgrad	$\eta = \frac{Nutzen}{Aufwand}$	-
$\Theta$	Entdimensionierte Verweilzeit	$\Theta = \frac{t}{t_V}$	-
	Entdimensionierte Temperatur	$\Theta(\tau, \xi) = \frac{T(\tau, \xi) - T_\infty}{T_A - T_\infty}$	-
$\vartheta$	Temperatur	Basisgröße	°C

Symbol	Beschreibung	Definition / Erklärung	Einheit
$\lambda$	Luftzahl	$\lambda = \frac{m_{\text{Luft,tatsächlich}}}{m_{\text{Luft,stöchiometrisch}}}$	-
$\lambda$	Wärmeleitfähigkeit	$\dot{q} = -\lambda \cdot \left( \frac{\partial T}{\partial x} \right)$	W/(m·K)
$\nu$	Kinematische Viskosität	$\nu = \frac{\eta}{\rho}$	m <sup>2</sup> /s
$\zeta$	Entdimensionierte Länge	$\xi = \frac{z}{L}$	-
$\rho$	Dichte	$\rho = \frac{m}{V}$	kg/m <sup>3</sup>
$\sigma^2$	Varianz	Siehe (Gl. 11)	s <sup>2</sup>
$\tau$	Schubspannung	$\tau = \frac{\text{Kraft}}{\text{Fläche}}$	Pa
	Fourier-Zahl ( $Fo$ )	Siehe „Dimensionslose Kennzahlen“ $Fo$	-
$\phi$	Feststoffvolumenbruch	$\phi = \frac{V_s}{V_s + V_g}$	-
$\phi$	Oberflächenbedeckungsgrad	-	-
	Füllgrad	$\phi = \frac{V_{\text{Schüttung}}}{V_{\text{Apparat}}}$	-
$\psi$	Porosität	$\psi = \frac{V_g}{V_s + V_g} = 1 - \phi$	-
$\omega$	Winkelgeschwindigkeit	$\omega = \frac{d\Omega}{dt}$	rad/s
$\Omega$	Winkel	-	rad

### Indices

Index	Bedeutung	Index	Bedeutung
$0$	Start / Beginn	$eff$	effektiv
$a$	Außen	$exp$	experimentell
$A$	Ausgangszustand	$g$	gasförmig (gaseous)

Index	Bedeutung	Index	Bedeutung
<i>an</i>	analysenfeucht	<i>ges</i>	gesamt
<i>ax</i>	Axial	<i>H</i>	Heizung
<i>B</i>	Biomasse	<i>H<sub>2</sub>O</i>	Wasser
<i>c</i>	kritisch (critical)	<i>i</i>	innen
<i>cal</i>	berechnet (calculated)	<i>K</i>	Konversion, Konvektion
<i>D</i>	Dispersion	<i>lam</i>	laminar
<i>loc</i>	lokal (local)	<i>N<sub>2</sub></i>	Stickstoff
<i>m</i>	mittig, mittel	<i>P, p</i>	Partikel, das Partikel betreffend
<i>max</i>	Maximum / maximal	<i>P</i>	Produkt
<i>min</i>	Minimum / minimal	<i>PP</i>	Partikel-Partikel
<i>pyro</i>	Pyrolyse	<i>turb</i>	turbulent
<i>R</i>	Reaktion, Reaktor	<i>U</i>	Umgebung
<i>rad</i>	Strahlung (radiation)	<i>V</i>	Verlust
<i>roh</i>	Anlieferungszustand, roh	<i>W</i>	Wärmeträger, Wand, Werkzeug
<i>RG</i>	Rauchgas	<i>waf</i>	wasser- und aschefrei
<i>s</i>	fest (solid), superior	<i>wf</i>	wasserfrei
<i>S</i>	Schüttung	<i>WP</i>	Wand-Partikel
<i>t</i>	theoretisch, Totzeit	<i>WS</i>	Wand-Schüttung
<i>t</i>	zeitlich momentaner Wert	$\infty$	(unendlich) lange Zeiten betreffend

### Dimensionslose Kennzahlen

Name	Definition	Bedeutung / Erklärung
Biot-Zahl,	$Bi = \frac{\alpha_a \cdot d}{\lambda_i}$	Verhältnis zwischen äußerem und innerem Wärmeübergang
Bodenstein-Zahl,	$Bo = \frac{u \cdot L}{D_{ax}}$	Verhältnis zwischen konvektivem und dispersivem Stofftransport
Fourier-Zahl	$Fo = \frac{a \cdot t}{d^2}$	Entdimensionierte Zeit
Froude-Zahl,	$Fr = \frac{(2\pi \cdot n)^2 \cdot R}{g}$	Verhältnis zwischen Trägheitskraft zu Schwerkraft
Nusselt-Zahl	$Nu = \frac{\alpha \cdot L}{\lambda}$	dimensionsloser Wärmeübergang
Péclet-Zahl	$Pe = \frac{u \cdot d}{a} = Re \cdot Pr$	Verhältnis von konvektiv transportierter zu geleiteter Wärmemenge
Prandtl-Zahl	$Pr = \frac{\nu}{a}$	Stoffwertverhältnis (Impulstransport/Wärmeleitung)
Reynolds-Zahl	$Re = \frac{u \cdot d}{\nu}$	Verhältnis von Trägheitskraft zu Reibungskraft

**Konstanten**

<b>Zeichen</b>	<b>Name</b>
A	Hamakerkonstante = $0.8 \cdot 10^{-20}$ J
$C_s$	Strahlungskoeffizienten des ideal schwarzen Strahlers = $5,67 \cdot 10^{-8}$ Wm <sup>-2</sup> K <sup>-4</sup>
g	Erdbeschleunigung = 9.81 m/s <sup>2</sup>
$\pi$	Kreiszahl $\approx 3.14159$
$\tilde{R}$	Universelle Gaskonstante = 8.3145 kJ/(kg·K)

**Verwendete Abkürzungen**

<b>Kürzel</b>	<b>Name</b>	<b>Kürzel</b>	<b>Name</b>
ASE	Accelerated Solvent Extraction	ISO	International Standardization Organization
ASTM	American Society for Testing and Materials	LR	Lurgi-Ruhrgas
BHKW	Blockheizkraftwerk	MtS	Methanol-to-Synfuels
Bioliq®	Biomass Liquefaction	NREL	National Renewable Energy Laboratory
BTG	Biomass Technology Group	NTU	Number of Transfer Units
BtL	Biomass-to-Liquids	PE	Polyethylen
BTO	Biomass to Oil	PKW	Personenkraftwagen
CtL	Coal-to-Liquids	PP	Polypropylen
DBI	Deutsches Brennstoff Institut	PS	Polystyrol
DIN	Deutsche Institut für Normung	REM	Raster Elektronen Mikroskop
DME	Di-Methyl-Ether	RME	Rapsölmethylester
ECN	Energy research Center of the Netherlands	RTP™	Rapid Thermal Processing
ETBE	Ethyl-Tertiär-Butylether	SASOL	South African Synthetic Oil Limited
FZK	Forschungszentrum Karlsruhe	SKT	Skalenteile
GC	Gaschromatographie	SMDS	Shell Middle Distillate Synthesis
GSP	Gaskombinat Schwarze Pumpe	SPHER	Shell Pellet Heat Exchange Retorting
GtL	Gas-to-Liquids	SVZ	Sekundärrohstoff-Verwertungszentrum
HRC	Härte nach Rockwell (C = Konus als Prüfkörper)	TM	Trockenmasse

# 10 Literaturverzeichnis

[Ant03] **Antal, M. J., Grønli, M.:**

(2003) The Art, Science, and Technology of Charcoal Production, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 42, 1619-1640

[Arm07] **Armbruster, A.:**

(2007) Studien zur Ölgehaltsbestimmung mittels ASE (Accelerated Solvent Extraction) von Pyrolysekokskondensaten, Praxissemesterarbeit im ITC-CPV, Forschungszentrum Karlsruhe

[Aub07] **Auber, M. et al.:**

(2007) Pyrolytic Behaviour of Cellulose Impregnated by Different Catalysts under Different Heating Conditions, 15<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition, 7-11 May, Berlin, S. 1259-1261

[Bec07] **Bech, N., Jensen, P.A., Dam-Johansen, K.:**

(2007) Ablative Flash Pyrolysis of Straw and Wood: Bench Scale Results, 15<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition, 7.-11. May, Berlin, S. 1276-1284

[Ber99] **L. Bergström et al.:**

(1999) Spectroscopic Ellipsometry Characterisation and Estimation of the Hamaker Constant of Cellulose, *Cellulose* 6, 1-13

[Ber05] **Bergman, P.C.A., Kiel, J. H. A.:**

(2005) Torrefaction for Biomass Upgrading, Proceedings of the 14<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition, 17.-21. Oct., Paris, France

[Bla99] **Di Blasi, C. et al.:**

(1999) Product Distribution from Pyrolysis of Wood and Agricultural Residues, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 38, 2216-2224

[Bla01] **Di Blasi, C.:**

(2001) Modeling intra- and extra-particle processes of wood fast pyrolysis, *AIChE Journal* Vol. 48, 10, p. 2386 - 2397

[Bla03] **Di Blasi, C., Branca, C.:**

(2003) Temperatures of Wood Particles in a Hot Sand Bed Fluidized by Nitrogen, *Energy & Fuels*, 17, 247-254

[Bor89] **Boroson, M.L. et al.:**

(1989) Heterogeneous Cracking of Wood Pyrolysis Tars over Fresh Wood Char Surfaces, *Energy Fuels*, 3, 735-740

[Bou98] **Boutin, O., Ferrer, M., Lede, J.:**

(1998) Radiant Flash Pyrolysis of Cellulose – Evidence for the Formation of Short Life Time Intermediate Liquid Species, *J. anal. & appl. Pyrolysis*, 47, 13-31

[BP08] **British Petroleum:**

(2008) BP Statistical Review of World Energy, June 2008, <http://www.bp.com>

[Bri99] **Bridgwater, A.V. et al.:**

(1999) Fast Pyrolysis of Biomass, A Handbook, CPL-Press

[Bri99b] **Bridgwater, A.V., Meier, D., Radlein, D.:**

(1999) An Overview of Fast Pyrolysis of Biomass, *Organic Geochemistry*, 30, 1479-1439

[Bri99c] **Bridgwater, A.V.:**

(1999) Principles and practice of biomass fast pyrolysis processes for liquids, *J. anal. & appl. Pyrolysis*, 51, 3-22

[Bri00] **Bridgwater, A.V., Peacocke, G.V.C.:**

(2000) Fast Pyrolysis Processes for Biomass, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 4, 1-73

**[Bri03] Bridgwater, A. V.:**

(2003) Renewable Fuels and Chemicals by Thermal Processing of Biomass, Chem. Eng. Journal, 91, 87-102

**[Bra04] Branca, C., Di Blasi, C., Capolongo, R.:**

(2004) Experimental Analysis and Empirical Correlations for the Devolatilization Times of Wood Particles in a Fluidized Bed Reactor, 2<sup>nd</sup> Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, 10-14 May, Rome, Italy, 713-716

**[Bro61] Browne, F.L., Tang W.K.:**

(1961) Thermogravimetric and Differential Analysis of Wood and Wood Treated with Inorganic Salts during Pyrolysis, Fire Research

**[Bro02] Broust, F., Ferrer, M., Lede, J.:**

(2002) Fast Pyrolysis of Biomass in a Cyclone Reactor for the Production of either Liquids or Gases, 12<sup>th</sup> European Conference of Energy, Industry and Climate Protection, 17-21 June 2002, Amsterdam, the Netherlands

**[Cab96] Caballero, J. A.:**

(1996) Comparative Study of the Pyrolysis of Almond Shells and Their Fractions, Holocellulose and Lignin. Product yields and kinetics, Thermochemica Acta, 276, p. 57-77

**[Car08] Carlos, V. M. J. et al.:**

(2008) Biomass Entrained Flow Gasifier Model – Description and Results. 16<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition, 2.-6. June 2008, Valencia, Spain

**[Cha88] Chan, W.R., Kelbon, M., Krieger-Brockett, B.:**

(1988) Single-Particle Biomass Pyrolysis: Correlations of Reaction Products with Process Conditions, Ind. Eng. Chem. Res., 27, 2261-2275

**[Cha02] Channiwalla, S.A., Parikh, P.P.:**

(2002) A unified correlation for the estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels, Fuel 81, 1051-1063

**[Dah07] Dahmen, N., Dinjus, E., Henrich, E.:**

(2007) Synthesis gas from Biomass – Problems and Solutions en route to Technical Realization, Special Print of Oil Gas European Magazine, Vol. 22, pp 31-34

**[Dau03] Daugaard, D.E., Brown, R.C.:**

(2003) Enthalpy for Pyrolysis of Several Types of Biomass, Energy & Fuels, 17, 934-939

**[Dyn07] Dynamotive:**

(2007) <http://www.dynamotive.com>

**[ECN08] ECN:**

(2008) Phyllis Online Database for Composition of Biomass and Waste, <http://www.ecn.nl/phyllis/>

**[Ens07] ENSYN:**

<http://www.ensyn.com>

**[EUR03] Europäisches Parlament:**

Richtlinie 2003/30/EG des europäischen Parlaments und des Rates vom 8. Mai 2003

**[Fah07] Fahmi, R. et al.:**

(2007) The effect of alkali metals on combustion and pyrolysis of Lolium and Festuca grasses, switchgrass and willow, Fuel 86, 1560-1569

**[Fig89] Figueiredo, J. L. et al.:**

(1989) Pyrolysis of Holm-oak Wood: Influence of Temperature and Particle Size, Fuel, 68, 1012-1016

**[Fis08] Der Fischer Weltalmanach:**

(2008) Zahlen, Daten, Fakten, Fischer Taschenbuchverlag

**[FNR08] FNR:**

(2008) Fachagentur für nachwachsende Rohstoffe, <http://www.fnr.de>

**[Fry05] Frye, L.:**

(2005) Zum Abrieb polymerer Schüttgüter bei der pneumatischen Förderung, Dissertation Erlangen-Nürnberg

**[Gau95] S. Gaur and T.B. Reed:**

(1995) An Atlas of Thermal Data for Biomass and Other Fuels. NREL/TP-433-7965

**[Ger01] Gerdes, C.:**

(2001) Auslegung, Bau & Betrieb einer Flash-Pyrolyseanlage für Biomasse, Chem. Ing. Tech., 73, 1207-1214

**[Gra85] Gray, M. R., Corcoran, W. H., Gavalas, G. R.:**

(1985) Pyrolysis of Wood-Derived Material, Effect of Moisture and Ash Content, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 24, 646-651

**[Gra91] Graham, R. G. et al:**

(1991) Fast Pyrolysis (Ultrapyrolysis) of Biomass Using Solid Heat Carriers, p. 397-410, in "Biomass Pyrolysis Liquids Upgrading and Utilization", Bridgewater, A.V., Elsevier Applied Science, New York

**[Gün79] Günes, S.:**

(1979) Kontakttrocknung von grobkörnigen mechanisch durchmischten Schüttungen im Vakuum, Dissertation Universität Karlsruhe (TH)

**[Gwy80] Gwyn, J. E.:**

(1980) Shell Oil Shale Retorting Process Promising, Report from the 80<sup>th</sup> American Chemical Society meeting / 2. chemical congress of the North American Continent; 24 Aug 1980; Las Vegas, NV, USA,

**[Has06] Hasselbach, H., Hamel, S., Krumm, W.:**

(2006) Untersuchungen zur Pyrolyse von Biomassen in heißem Schüttgut, DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“ 24.-26. April, Velen, DGMK Tagungsbericht 2006-2, ISBN 3-936418-49-7, S. 193-200

**[He06] He, F., Yi, W., Bai, X.:**

(2006) Investigation on Caloric Requirement of Biomass Pyrolysis using TG-DSC Analyser, Energy Conversion and Management 47, 2461-2469

**[Hen04] Henrich, E., Dinjus, E.:**

(2004) Die Pyrolyseslurry-Vergasung des Forschungszentrum Karlsruhe, Aus: „Synthetische Biokraftstoffe – Techniken, Potenziale, Perspektiven“ – Schriftenreihe „Nachwachsende Rohstoffe“ Band 25, Landwirtschaftsverlag GmbH Münster

**[Hol83] Holzmüller, R.:**

(1983) Untersuchungen zur Schüttgutbewegung beim kontinuierlichen Feststoffmischen, Diss. Uni. Stuttgart

**[Hor96] Horne, P.A.:**

(1996) Influence of Temperature on the Pyrolysis Products from the Flash Pyrolysis of Biomass, Fuel, 75, 9, 1051-1059

**[IEA06] International Energy Agency:**

(2006) The World Energy Outlook 2006, OECD/IEA, pp. 66

**[Jag03] Jager, B.:**

(2003) Fischer-Tropsch-Reactors, AIChE Meeting New Orleans, March 31<sup>st</sup> to April 4<sup>th</sup>

**[Jan00] Janse, A.M.C., Westerhout, R.W.J., Prins W.:**

(2000) Modelling of Flash Pyrolysis of a Single Wood Particle, Chem. Eng. and Proc., 39, 239-252

**[Jun06] Jun, W. et al:**

(2006) Catalytic Effects on Six Inorganic Compounds on Pyrolysis of Three Kinds of Biomass, Thermochemica Acta, 444, 110-114

- [Kal01] **Kaltschmitt, M.:**  
(2001) Energie aus Biomasse: Grundlagen, Techniken und Verfahren, 1. Auflage, Springer-Verlag, S. 427 ff.
- [Kal06] **Kaltschmitt, M.:**  
(2006) Erneuerbare Energien, Systemtechnik, Wirtschaftlichkeit und Umweltaspekte, 4. Auflage, Springer-Verlag, S. 645 ff.
- [Ker05] **Kersten S.A. et al.:**  
(2005) Biomass Pyrolysis in a Fluidized Bed Reactor. Part 1: Literature Review and Model Simulations, Ind. Eng. Chem. Res., 44, 8773-8785
- [Keu95] **Keuter, H., Pahl, M.:**  
(1995) Kontinuierliches Feststoffmischen – Ein Überblick, Schüttgut 1., Nr.3, S. 487-495
- [Khe07] **Khelifa, A. et al.:**  
(2007) Influence of Different Minerals on the Primary Mechanisms of Cellulose Thermal Degradation, 15<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition, 7.-11. May, Berlin, S. 1357-1358
- [Kla09] **Klason, P., v. Heidenstam, G., Norlin, E.:**  
(1909) Untersuchen zur Holzverkohlung, Zeitschrift für angewandte Chemie, Heft 25, S. 1205-1214
- [Koh07] **Kohler S., et al.:**  
(2007) Pyrolytic Behaviour of Biomass and Its Model Components, 15<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition, 7-11 May, Berlin, S. 1331-1335
- [Kon02] **Konami, M., Tanaka, S., Matsumoto, K.:**  
(2002) Attrition of Granules during Repeated Pneumatic Transport, Powder Tech. 125, S.82-88, (2002)
- [Küm08] **Kümpel, H.J., Rempel H.:**  
(2008) Erdöl, Erdgas und Kohle: Reserven, Ressourcen und Reichweiten, Erdöl Erdgas Kohle 124, Heft 5
- [Lap02] **Lappas, A.A. et al.:**  
(2002) Biomass Pyrolysis in a Circulating Fluid Bed Reactor for the Production of Fuels and Chemicals, Fuel, 81, 2087-2095
- [Lar00] **Larfeld J., Leckner, B., Melaaen, M.C.:**  
(2000) Modelling and Measurements of Heat Transfer in Charcoal from Pyrolysis of Large Wood Particles, Biomass and Bio energy, 18, 507-514
- [Led87] **Lede, J., Li, H. Z., Villermaux, J.:**  
(1987) Fusion-like Behaviour of Wood Pyrolysis, J. Anal. Appl. Pyrolysis, 10, 291-308
- [Lee05] **Lee, K.-H. et al.:**  
(2005) Influence of Temperature, Pre-treatment, and a char removal system on the Production of Bio-oil from Rice Straw by Fast Pyrolysis, Using a Fluidized Bed, Energy & Fuels, 19, 2179-2184
- [Lev72] **Levenspiel O.:**  
(1972) Chemical Reaction Engineering, 2<sup>nd</sup> Edition, John Wiley & Sons, S. 253-315
- [Lid88] **Liden, A.G.: Berruti, F., Scott, D.S.:**  
(1988) Chem. Eng. Comm. 1988, 65, 207-221
- [Lid99] **Lide, D.R.:**  
(1999) CRC Handbook of Chemistry and Physics, 79<sup>th</sup> edition, Chapter: Heat of Combustion, 5-89
- [MDL02] **MDL:**  
(2002) [http://www.vdq023.org/ssc/chap\\_025.htm](http://www.vdq023.org/ssc/chap_025.htm)
- [Mei99] **Meier, D, Faix, O.:**  
(1999) State of the Art Applied Fast Pyrolysis of Lignocellulosic Materials – A Review, Bio-resource Technology, 68, 71-77

- [Mei06] **Meier, D., Schöll, S., Klaubert, H., Markgraf, J.:**  
(2006) Betriebsergebnisse der ersten BTO-Anlage zur ablativen Flash-Pyrolyse von Holz mit Energiegewinnung in einem BHKW, DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“ 24.-26. April, Velen, DGMK Tagungsbericht 2006-2, ISBN 3-936418-49-7, S. 115-120
- [Mil96] **Milosavljevic, I., Oja, V., Suuberg, E. M.:**  
(1996) Thermal Effects of Cellulose Pyrolysis: Relationships Char Formation Processes, Ind. Eng. Chem. Res., 35, p. 653-662
- [Moh06] **Mohan, D., Pittman, C.U., Steele, P.H.:**  
(2006) Pyrolysis from Wood/Biomass for Bio-oil: A critical Review, Energy & Fuels, 20, 848-889
- [Mok83a] **Mok, W. S.-L., Antal, M. J.:**  
(1983) Effects of Pressure on Biomass Pyrolysis. I. Cellulose Pyrolysis Products, Thermochemica Acta, 68, 155-164
- [Mok83b] **Mok, W. S.-L., Antal, M. J.:**  
(1983) Effects of Pressure on Biomass Pyrolysis. II. Heats of Reaction of Cellulose Pyrolysis, Thermochemica Acta, 68, 165-186
- [Mok92] **Mok, W.S.-L. et al.:**  
(1992) Formation of Charcoal from Biomass in a Sealed Reactor, Ind. Eng. Chem. Res., 31, 1162-1166
- [Mül03] **Müller-Hagedorn, M., et al.:**  
(2003) A comparative study on the pyrolysis of three different wood species, J. Anal. & Appl. Pyrolysis, 68-69, S. 231-249
- [Ndi04] **Ndiaye, F.T. et al.:**  
(2004) Fast Pyrolysis of Biomass in a Cyclone Reactor: Experiments and Modelling, 2<sup>nd</sup> World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, 10-14 May, Rome, Italy, 717-720
- [Nik55] **Nikitin, N. I.:**  
(1955) Die Chemie des Holzes, Akademie-Verlag Berlin, Kap. Thermische Zersetzung des Holzes, S. 416-453
- [Nik97] **Nik-Azar, M. et al.:**  
(1997) Mineral matter effects in rapid pyrolysis of beech wood, Fuel Processing Technology, 51, 7-17
- [Nis08] **National Institute of Standards and Technology:**  
(2008) NIST Database, Webbook of Chemistry, <http://webbook.nist.gov/chemistry/>
- [Par02] **Parikh, J.K. et al.:**  
(2002) A Critical Review on Biomass Pyrolysis, 12<sup>th</sup> European Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Amsterdam, The Netherlands, S. 889
- [Pat07] **Pattiya, A., Titiloye, J., Bridgwater, A.V.:**  
(2007) Catalytic Effect of Ash and Char in Fast Pyrolysis of Cassava Rhizome, 15<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition, 7-11 May, Berlin, S. 1374-1377
- [Pet63] **Peters, W.:**  
(1963) Schnellentgasung von Steinkohlen, Habilitationsschrift RWTH Aachen.
- [Pis98] **Piskorz, J. et al.:**  
(1998) Fast pyrolysis of Sweet Sorghum and Sweet Sorghum Bagasse, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 46, 15-29
- [Püt02] **Pütün, A. E.:**  
(2002) Biomass to Bio-Oil via Fast Pyrolysis of Cotton Straw and Stalk, Energy Sources, 24, 275-285
- [Pyt07] **PYTEC:**  
(2007) <http://www.pytecsite.de/>

- [Raf06] **Raffelt, K., Henrich, E., Kornmayer, C., Renk, C., Stahl, R., Steinhardt, J., Dinjus E.:**  
(2006) Produktion von Synthesegas aus Schlämmen pyrolysierter Strohhäcksel, DGMK Fachbereichstagung Energetische Nutzung von Biomassen, 24.-26. April, Velen
- [Raf08] **Raffelt, K.:**  
(2008) Persönliche Mitteilungen, Aktuelle Untersuchungen - teilweise unveröffentlicht, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH
- [Ram81] **Rammler, R. et al:**  
(1981) Gewinnung von Öl durch Schwelen von Ölschiefer und Teersand als Beitrag zur Energieversorgung, Chem. Ing. Tech., 53, Nr. 2, 96-104
- [Rat01] **Rath, J., Staudinger, G.:**  
(2001) Cracking Reactions of Tar from Pyrolysis of Spruce Wood, Fuel, 80, 1379-1389
- [Rat03] **Rath, J., Wolfinger, M.G., Steiner, G., Krammer, G., Barontini, F., Cozzani, V.:**  
(2003) Heat of Wood Pyrolysis, Fuel, 82, 81-91
- [Rav95] **Raveendran, K., Ganesh, A., Khilar, C.:**  
(1995) Influence of Mineral Matter on Biomass Pyrolysis Characteristics, Fuel, No 72, 12, 1812-1822
- [Rav96] **Raveendran, K., Ganesh, A., Khilar, K.C.:**  
(1996) Pyrolysis Characteristics of Biomass and Biomass components, Fuel, 75, 8, p. 987-998
- [Rob71] **Roberts, A.F.:**  
(1971) Heat of Reaction during the Pyrolysis of Wood, Combustion and Flame, 17, 79-86
- [Roy85] **Roy, C. et al.:**  
(1985) The Pyrolysis under Vacuum of Aspen-Poplar. In "Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion" by Overend, R.P. Milne, T.A., Mudge, L.K., Eds.; Elsevier Applied Science Publisher: New York, p. 237
- [Roy02] **Roy, C. et al.:**  
(2002) Progress in the Demonstration of the Biomass Vacuum Pyrolysis Pyrocycling, 12<sup>th</sup> European Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, 17-21 June 2002, The Netherlands, 1231-1233
- [Ruh84] **Ruhrkohlen-Handbuch:**  
(1984) Ruhrkohlen-Handbuch, 6. Auflage, Kap. 3.5, Verlag Glückauf GmbH, Essen
- [Rum62] **Rumpf, H., Müller, W.:**  
(1962) Trans. Inst. Chem. Eng. 40, S. 272-280
- [Sch88] **Schlünder, E.U., Tsotsas E.:**  
(1988) Wärmeübertragung in Festbetten, durchmischten Schüttgütern und Wirbelschichten, Georg Thieme Verlag, Stuttgart – New York
- [Sch95] **Schlünder, E.U., Martin, H.:**  
(1995) Einführung in die Wärmeübertragung, 8. Auflage, Vieweg-Verlag, S. 106ff
- [Sch02] **Schingnitz, M.:**  
Vergasungstechnik – Eine Chance zur Gestaltung umweltkompatibler Prozesse in der chemischen und Zellstoffindustrie, Chemie Ingenieur Technik, Vol. 74, S. 976-984
- [Sch04] **Schröder, E.:**  
(2004) Pyrolysis of Biomass in Fixed Beds, 2<sup>nd</sup> World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, 10-14 May, Rome, Italy, 1027-1030
- [Sch04b] **Schröder, E.:**  
(2004) Experiments on the Pyrolysis of Large Beech Wood Particles in Fixed Beds, J. anal. & appl. Pyrolysis, 71, 669-694

- [Sch04c] **Schingnitz, M., Volkmann, D.:**  
(2004) Sind Erfahrungen aus der Flugstromvergasung von konventionellen Brennstoffen und Abfallstoffen auf Biomasse übertragbar? DGMK- Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, S. 29-46
- [Sch08] **Schulze, O.:**  
(2008) Status und Fakten zur Beta-Anlage, Choren Industries GmbH, DGMK Fachbereichstagung zur energetischen Nutzung von Biomassen, 14-16. April, Velen
- [Sco82] **Scott, D.S., Piskorz, J.:**  
(1982) The Flash Pyrolysis of Aspen-Poplar Wood, Can. J. Chem. Eng., 60, 666-674
- [Sco83] **Scott, D.S., Piskorz, J.:**  
(1983) The Continuous Flash Pyrolysis of Wood for the Production of Liquid Fuels, Energy from biomass and wastes 7. Symposium, pp. 1123-1146
- [Sco84] **Scott, D.S., Piskorz, J.:**  
(1984) The Continuous Flash Pyrolysis of Biomass, Can. J. Chem. Eng., Vol. 62, p. 404-412
- [Sco88] **Scott, D.S., et al. :**  
(1988) The Role of Temperature in the Fast Pyrolysis of Cellulose and Wood, Ind. Eng. Chem. Res., 27, 8-15
- [Sco99] **Scott, D.S. et al.:**  
(1999) A Second Look at Fast Pyrolysis of Biomass – the RTI Process, J. Anal. & Appl. Pyrolysis, 51, 23-37
- [See96] **Seebauer, V., Petek, J., Staudinger, G.:**  
(1996) Effects of Particle Size, Heating Rate and Pressure on Measurement of Pyrolysis Kinetics by Thermogravimetric Analysis, Fuel, No. 76, 13, 1277-1282
- [Sha85] **Shafizadeh, F.:**  
(1985) Pyrolytic Reactions and Products of Biomass, In „Fundamentals of Thermo-chemical Biomass Conversion“ by Overend, R.P., Milne, T.A., Mudge, L.K., Elsevier Applied Science Publisher, London and New York, S.183-217
- [Sie91] **Siegel, W.:**  
(1991) Pneumatische Förderung: Grundlagen, Auslegung Anlagenbau, Betrieb, Vogel-Verlag Würzburg
- [Som77] **Sommer, K.:**  
(1977) Mechanismen des Pulvermischens, Chem. Ing. Tech. 49, Nr.4, 305-311
- [Spa58] **Spalding, D.:**  
(1958) A Note on Mean Residence-Times in Steady Flows of Arbitrary Complexity, Chem. Eng. Sci., 9, p. 74-77
- [Sta04] **Stahl, R. et al:**  
(2004) Pressurised Entrained Flow Gasification of Slurries from Biomass, Proceedings from the 2<sup>nd</sup> World Biomass Conference and Exhibition, Rome
- [Ste01] **Stenseng, M., Jensen, A., Dam-Johansen, K.:**  
(2001) Investigation of Biomass Pyrolysis by Thermo-gravimetric Analysis and Differential Scanning Calorimetry, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 58-59, p. 763-780
- [Sti93] **Stieß, M.:**  
(1993) Mechanische Verfahrenstechnik Band 2, Springer Verlag, S. 347ff.
- [Sti95] **Stieß, M.:**  
(1995) Mechanische Verfahrenstechnik, Bd. 2, Springer Verlag, S. 372, (1995)
- [Stö98] **Stöcker, H.:**  
(1998) Taschenbuch der Physik, 3. Auflage, S. 724

- [Sur00] **Suri, P. et al.:**  
(2000) Homogeneity of Power-Binder Mixtures: A Microstructural Model, *Advances in Powder Metallurgy and Particulate Materials*, Vol. 4, pp. 35-44
- [Tan64] **Tang, W.K., Neill, W.K.:**  
(1964) Effect on Flame Retardants on Pyrolysis and Combustion of  $\alpha$ -Cellulose, *J. of Polymer Sci.: Part C*, No. 6, p. 64-81
- [Tan67] **Tang, W.K.:**  
(1967) Effect of Inorganic Salts on Pyrolysis of Wood,  $\alpha$ -Cellulose and Lignin, U.S. Forest Service Research Paper, FPL 71
- [Tou08] **Touloukian, Y.S.:**  
(2008) Thermo-physical Properties of Matter, The TPRC-Data series, 13<sup>th</sup> edition, Vol. 2, 4 and 5 (specific heat & thermal conductivity)
- [VDI94] **VDI -Wärmeatlas:**  
(1994) Berechnungsblätter für den Wärmeübergang (7.Auflage). VDI-Verlag, Düsseldorf
- [Wan05] **Wang X. et al.:**  
(2005) Biomass Pyrolysis in a Fluidized Bed Reactor. Part 2: Experimental Validation of Model Results, 44, 8786-8795
- [Wei93] **Weinekötter, R.:**  
(1993) Kontinuierliches Mischen feiner Feststoffe, Dissertation ETH Zürich
- [Wei00] **Weiss, H., Pagel J.F.:**  
(2000) Satcon: A Novel Process for Refinery Residue Conversion – 16<sup>th</sup> World Petroleum Congress, Calgary, Canada
- [Wei06] **Wei, L. et al.:**  
(2006) Characteristics of Fast Pyrolysis of Biomass in a Free Fall Reactor, *Fuel Processing Technology*, 87, 863-871
- [Wen75] **Wen, C.J.:**  
(1975) *Models for Flow Systems and Chemical Reactors*, Marcel Dekker, New York.
- [Win71] **Winnacker, K., Küchler, L.:**  
(1971) *Chemische Technologie*, Band 3, Organische Technologie I, S. 419-421
- [Zeh70] **Zehner, P., Schlünder, E.U.:**  
(1970) Wärmeleitfähigkeit von Schüttungen bei mäßigen Temperaturen, *Chem. Ing. Tech.*, 14, S. 933-941
- [Zeh72] **Zehner, P., Schlünder, E.U.:**  
(1972) Einfluss der Wärmestrahlung und des Druckes auf den Wärmetransport in nicht durchströmten Schüttungen, *Chem. Ing. Tech.*, 23, S. 1303-1308
- [Zen07] **Zentner, U.:**  
(2007) Mitarbeiter der Lurgi GmbH (Persönliche Mitteilungen)

# A Ergänzungen zu Grundlagen der Schnellpyrolyse

## A 1. Datenübersicht zur Ausbeutestruktur als Funktion der Heizrate

Tab. 29: Literaturdaten und eigene Messdaten zu den Ausbeuten (wf) von Hart- und Weichholz.

Typ	Ref.	Temp.	Partikel	Heizrate	Flüchtige	Kond.	Gas	Koks+Asche
-	-	°C	mm	K/min	%	%	%	%
TGA	[eigene]	500	≈ 1	0.5	77.4	-	-	22.6
				1	75.9	-	-	24.1
				2	76.7	-	-	23.3
				5	76.9	-	-	23.1
				10	77.4	-	-	22.6
				20	77.6	-	-	22.4
				35	78.4	-	-	21.6
				50	81.0	-	-	19.0
				0.5	78.2	-	-	21.8
				1	76.9	-	-	23.1
				2	77.5	-	-	22.5
				5	77.4	-	-	22.6
				10	76.5	-	-	23.5
				20	78.8	-	-	21.2
				35	79.9	-	-	20.1
50	81.7	-	-	18.3				
Zentrifugen-Reaktor	[Bec07]	500	< 1.4	1050	76.6	60.7	15.9	23.4
Wirbelschicht	[eigene]	500	≈ 1	6000	85.7	67.7	18.0	14.3
Festbett	[Sch04b]	500	10	9.5	72.9	42.5	30.4	27.1
Festbett	[Sch04]	500	10	270	-	54.4	-	-
Wirbelschicht + Käfig	[Bla03]	537	2 - 10	1500	-	-	-	15
Zyklon-Reaktor	[Bro02]	607	0.1 - 1	30000	89.1	70.7	18.5	10.9
Festbett	[Bla99]	580	1 - 3	300	78.0	50.5	27.5	22
Ofen + Käfig	[Fig89]	500	0.4 - 2	30	73.1	42.0	31.1	26.9
Wirbelschicht	[Sco84]	500	< 0.6	6000	89.1	73.0	16.1	10.9
Doppelschnecke	[eigene]	500	≈ 1	3000	81.0	63.9	17.2	19.0
Wirbelschicht	[Wan05]	500	3	1000	82.8	62.2	19.1	17.2
Wirbelschicht	[Wan05]	500	15	120	-	58.1	-	-
Vakuum	[Roy85]	450	< 1	14	83.8	73.2	10.5	16.2
Vakuum	[Roy85]	450	10	5	79.2	66.7	12.5	20.8

Tab. 30: Literaturdaten und eigene Messdaten zu den Ausbeuten (wf) von Weizenstroh.

Typ	Ref.	Temp	Partikel	Heizrate	Flüchtige	Kond.	Gas	Koks+Asche
-	-	°C	mm	K/min	%	%	%	%
TGA	[eigene]	500	≈ 1	0.5	68.0	-	-	32.0
				1	70.3	-	-	29.7
				2	70.6	-	-	29.4
				5	70.2	-	-	29.8
				10	71.1	-	-	28.9
				20	73.0	-	-	27.0
				35	74.0	-	-	26.0
				50	73.1	-	-	26.9
				Haloclean® Drehrohr	[Hor05]	500	8	100
Wirbelschicht	[eigene]	500	≈ 0.4	6000	76.0	51.9	24.2	24.0
Wirbelschicht	[Sco84]	500	< 0.6	6000	76.3	56.3	20.1	23.7
Festbett mit Strahler	[Bla99]	500	0.5-1	300	71.5	43	28.5	28.5
Zentrifugen-Reaktor	[Bec07]	500	< 1.4	1000	70.8	49.4	21.4	29.2
Festbett	[Sch04]	530	L = 10	5	62.9	16.9	46.0	37.1
Festbett	[Sch04]	485	L = 10	270	67.8	31.3	36.6	32.2

## B Ergänzungen zu Füllstandsmessungen

### B 1. Datenübersicht zu Füllstandsmessungen im Reaktor

Tab. 31: Übersicht Füllstandsmessungen bei einer Dosierung 500 kg/h.

Nr.	Frequenz Hz	Fr -	tatsächliche		Experimentell		Theoretisch	
			Dosierung kg/h	Füllgrad %	$t_{\text{mittel}}$ s	Füllgrad %	$t_{\text{mittel}}$ s	
1	1	0.08	490.0	61.8	31.5	68.2	28.6	
2	2	0.32	510.2	43.2	17.8	40.1	19.2	
3	3	0.72	521.7	30.1	12.4	28.6	13.1	
4	4	1.29	513.9	23.2	9.7	21.9	10.2	

Tab. 32: Übersicht Füllstandsmessungen bei einer Dosierung 600 kg/h.

Nr.	Frequenz Hz	Fr -	tatsächliche		Experimentell		Theoretisch	
			Dosierung kg/h	Füllgrad %	$t_{\text{mittel}}$ s	Füllgrad %	$t_{\text{mittel}}$ s	
1	1	0.08	573.3	72.8	31.72	80.2	28.8	
2	2	0.32	566.6	43.7	17.25	43.1	17.5	
3	3	0.72	576.1	32.9	11.87	30.2	13.0	
4	4	1.29	567.9	22.6	8.56	21.4	9.0	

## B 2. Messdaten zu Füllstandsmessungen im Reaktor

### B 2.1 Stahlkugeln 500 kg/h

Frequenz :	1	Hz	$L_{\text{Schlitten}}$	1170	mm	$\Delta t_{\text{Becher}}$	3.3	s
Dosierung	500.0	kg/h	Schlitten:	121	SKT	$t_{\text{mittel}}$	31.5	s
Mittl. Fluss	490.0	kg/h	$v_{\text{Schlitten}}$	15	mm/s	$\phi_{\text{mittel}}$	61.8	-

Nr.	Gewicht g	Leer g	Fluss kg/h	$t_i$ s	$E_i$ -	Nr.	Gewicht g	Leer g	Fluss kg/h	$t_i$ s	$E_i$ -
1	360.4	7.0	381.8	1.7	0.000	13	460.4	6.9	489.8	41.7	0.023
2	447.9	4.9	478.4	5.0	0.000	14	481.9	4.7	515.3	45.0	0.010
3	342.3	7.0	362.2	8.3	0.000	15	406.1	7.1	431.0	48.3	0.026
4	498.2	5.3	532.4	11.7	0.002	16	565.2	5.1	604.9	51.7	0.009
5	396.6	6.9	420.8	15.0	0.000	17	462.2	7.2	491.4	55.0	0.004
6	497.7	5.1	532.1	18.3	0.002	18	507.7	5.0	542.9	58.3	0.006
7	400.2	6.8	424.8	21.7	0.032	19	442.9	6.9	470.8	61.7	0.002
8	502.6	5.1	537.4	25.0	0.202	20	504.6	5.6	538.9	65.0	0.002
9	423.6	7.0	450.0	28.3	0.284	21	422.6	7.1	448.7	68.3	0.001
10	485.1	5.0	518.4	31.7	0.220	22	547.7	5.9	585.2	71.7	0.004
11	431.5	6.9	458.6	35.0	0.104	23	458.9	7.0	488.0	75.0	0.004
12	505.0	5.3	539.7	38.3	0.059	24	482.4	5.1	515.4	78.3	0.002

Frequenz :	2	Hz	L <sub>Schlitten</sub>	1170	mm	$\Delta t_{\text{Becher}}$	2.5	s
Dosierung	500.0	kg/h	Schlitten:	133	SKT	$t_{\text{mittel}}$	17.8	s
Mittl. Fluss	510.2	kg/h	V <sub>Schlitten</sub>	20	mm/s	$\phi_{\text{mittel}}$	43.2	-

Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$	Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$
-	g	g	kg/h	s	-	-	g	g	kg/h	s	-
1	334.7	7.0	472.0	1.3	0.000	13	359.9	6.9	508.3	31.3	0.015
2	380.7	5.0	541.1	3.8	0.000	14	367.4	4.8	522.2	33.8	0.002
3	301.2	7.0	423.7	6.3	0.002	15	320.9	7.1	452.0	36.3	0.004
4	390.0	5.3	554.1	8.8	0.010	16	418.5	5.1	595.4	38.8	0.001
5	315.6	6.9	444.5	11.3	0.012	17	339.1	7.2	478.0	41.3	0.000
6	404.7	5.1	575.5	13.8	0.180	18	395.2	5.0	561.8	43.8	0.000
7	320.3	6.8	451.4	16.3	0.330	19	321.2	6.9	452.6	46.3	0.002
8	407.1	5.0	578.9	18.8	0.300	20	384.7	5.7	545.8	48.8	0.000
9	331.0	7.0	466.6	21.3	0.087	21	407.2	7.1	576.2	51.3	0.001
10	394.6	5.0	561.0	23.8	0.030	22	317.4	5.9	448.6	53.8	0.000
11	347.3	6.9	490.1	26.3	0.009	23	328.7	7.0	463.2	56.3	0.000
12	385.3	5.3	547.2	28.8	0.013	24	376.7	5.1	535.1	58.8	0.000

Frequenz :	3	Hz	L <sub>Schlitten</sub>	1170	mm	$\Delta t_{\text{Becher}}$	2.0	s
Dosierung	500.0	kg/h	Schlitten:	146	SKT	$t_{\text{mittel}}$	12.4	s
Mittl. Fluss	521.7	kg/h	V <sub>Schlitten</sub>	25	mm/s	$\phi_{\text{mittel}}$	30.1	-

Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$	Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$
-	g	g	kg/h	s	-	-	g	g	kg/h	s	-
1	355.6	7.0	627.5	1.0	0.000	13	293.2	6.9	515.3	25.0	0.000
2	317.6	4.9	562.8	3.0	0.007	14	290.6	4.7	514.6	27.0	0.004
3	248.0	7.0	433.9	5.0	0.007	15	236.4	7.1	412.8	29.0	0.003
4	325.6	5.3	576.5	7.0	0.053	16	342.4	5.1	607.2	31.0	0.007
5	270.0	6.9	473.6	9.0	0.230	17	276.5	7.2	484.8	33.0	0.004
6	320.9	5.1	568.6	11.0	0.324	18	314.5	5.0	557.1	35.0	0.002
7	249.5	6.8	436.8	13.0	0.136	19	270.7	6.9	474.9	37.0	0.001
8	344.6	5.1	611.2	15.0	0.123	20	311.5	5.6	550.6	39.0	0.004
9	268.6	7.0	471.0	17.0	0.039	21	253.1	7.1	442.7	41.0	0.004
10	312.9	5.0	554.2	19.0	0.022	22	331.6	5.9	586.3	43.0	0.000
11	259.2	6.9	454.2	21.0	0.015	23	273.8	7.0	480.2	45.0	0.002
12	327.3	5.3	579.7	23.0	0.012	24	307.1	5.1	543.5	47.0	0.000

Frequenz :	4	Hz	L <sub>Schlitten</sub>	1170	mm	$\Delta t_{\text{Becher}}$	1.7	s
Dosierung	500.0	kg/h	Schlitten:	159	SKT	$t_{\text{mittel}}$	9.7	s
Mittl. Fluss	513.9	kg/h	V <sub>Schlitten</sub>	30	mm/s	$\phi_{\text{mittel}}$	23.2	-

Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$	Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$
-	g	g	kg/h	s	-	-	g	g	kg/h	s	-
1	220.3	7.0	460.7	0.8	0.006	13	228.7	6.9	478.9	20.8	0.012
2	282.5	5.0	599.3	2.5	0.004	14	251.5	4.8	532.8	22.5	0.010
3	204.5	7.0	426.6	4.2	0.009	15	194.7	7.1	405.4	24.2	0.001
4	284.0	5.3	602.1	5.8	0.151	16	275.2	5.1	583.4	25.8	0.004
5	224.2	6.9	469.3	7.5	0.276	17	220.0	7.2	459.6	27.5	0.004
6	276.0	5.1	585.3	9.2	0.259	18	274.3	5.0	581.7	29.2	0.002
7	217.0	6.8	453.8	10.8	0.122	19	206.9	6.9	432.1	30.8	0.004
8	277.7	5.0	588.9	12.5	0.063	20	274.5	5.7	580.8	32.5	0.000
9	221.8	7.0	464.0	14.2	0.034	21	254.4	7.1	534.0	34.2	0.000
10	261.0	5.0	552.8	15.8	0.023	22	237.8	5.9	500.8	35.8	0.002
11	216.1	6.9	451.9	17.5	0.012	23	234.6	7.0	491.6	37.5	0.000
12	266.4	5.3	564.0	19.2	0.009	24	251.7	5.1	532.6	39.2	0.000

**B 2.2 Stahlkugeln 600 kg/h**

Frequenz :	<b>1</b> Hz	L <sub>Schlitten</sub>	1170 mm	$\Delta t_{\text{Becher}}$	3.3 s
Dosierung	600.0 kg/h	Schlitten:	121 SKT	$t_{\text{mittel}}$	31.7 s
Mittl. Fluss	573.3 kg/h	V <sub>Schlitten</sub>	15 mm/s	$\phi_{\text{mittel}}$	72.8 -

Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$	Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$
-	g	g	kg/h	s	-	-	g	g	kg/h	s	-
1	444.8	7.0	472.8	1.7	0.000	13	485.9	6.9	517.2	41.7	0.027
2	611.9	4.9	655.4	5.0	0.000	14	596.1	4.7	638.6	45.0	0.022
3	452.6	7.0	480.3	8.3	0.000	15	464.9	7.1	494.4	48.3	0.014
4	590.9	5.3	632.4	11.7	0.000	16	618.9	5.1	662.9	51.7	0.015
5	474.8	6.9	505.2	15.0	0.000	17	514.4	7.2	547.7	55.0	0.004
6	594.4	5.1	636.4	18.3	0.002	18	565.0	5.0	604.7	58.3	0.009
7	476.8	6.8	507.5	21.7	0.022	19	495.9	6.9	528.1	61.7	0.004
8	598.6	5.1	641.0	25.0	0.196	20	565.6	5.6	604.6	65.0	0.003
9	500.9	7.0	533.3	28.3	0.290	21	485.7	7.1	516.8	68.3	0.005
10	562.5	5.0	602.0	31.7	0.240	22	606.5	5.9	648.5	71.7	0.000
11	520.7	6.9	554.8	35.0	0.101	23	531.8	7.0	566.7	75.0	0.000
12	557.6	5.3	596.4	38.3	0.045	24	571.7	5.1	611.8	78.3	0.002

Frequenz :	<b>2</b> Hz	L <sub>Schlitten</sub>	1170 mm	$\Delta t_{\text{Becher}}$	2.5 s
Dosierung	600.0 kg/h	Schlitten:	133 SKT	$t_{\text{mittel}}$	17.3 s
Mittl. Fluss	566.6 kg/h	V <sub>Schlitten</sub>	20 mm/s	$\phi_{\text{mittel}}$	43.7 -

Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$	Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$
-	g	g	kg/h	s	-	-	g	g	kg/h	s	-
1	406.0	7.0	574.6	1.3	0.001	13	400.6	6.9	566.8	31.3	0.006
2	385.1	5.0	547.4	3.8	0.000	14	399.4	4.8	568.2	33.8	0.005
3	363.5	7.0	511.3	6.3	0.000	15	338.8	7.1	477.6	36.3	0.002
4	426.1	5.3	606.0	8.8	0.002	16	471.3	5.1	671.4	38.8	0.002
5	359.0	6.9	506.9	11.3	0.030	17	378.2	7.2	534.2	41.3	0.000
6	440.8	5.1	627.4	13.8	0.256	18	445.3	5.0	634.0	43.8	0.000
7	339.0	6.8	478.2	16.3	0.290	19	357.7	6.9	505.1	46.3	0.000
8	471.1	5.0	671.0	18.8	0.268	20	453.3	5.7	644.6	48.8	0.000
9	378.4	7.0	534.8	21.3	0.092	21	396.7	7.1	560.9	51.3	0.000
10	430.2	5.0	612.2	23.8	0.029	22	403.8	5.9	572.8	53.8	0.000
11	383.7	6.9	542.4	26.3	0.014	23	301.7	7.0	424.2	56.3	0.000
12	433.9	5.3	617.2	28.8	0.004	24	427.9	5.1	608.7	58.8	0.000

Frequenz :	<b>3</b> Hz	L <sub>Schlitten</sub>	1170 mm	$\Delta t_{\text{Becher}}$	2.0 s
Dosierung	600.0 kg/h	Schlitten:	133 SKT	$t_{\text{mittel}}$	11.9 s
Mittl. Fluss	576.1 kg/h	V <sub>Schlitten</sub>	20 mm/s	$\phi_{\text{mittel}}$	32.9 -

Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$	Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	$t_i$	$E_i$
-	g	g	kg/h	s	-	-	g	g	kg/h	s	-
1	311.2	7.0	547.5	1.0	0.000	13	336.7	6.9	593.4	25.0	0.006
2	345.1	4.9	612.1	3.0	0.007	14	319.0	4.7	565.5	27.0	0.004
3	276.5	7.0	482.4	5.0	0.006	15	291.8	7.1	512.4	29.0	0.002
4	356.2	5.3	631.6	7.0	0.058	16	361.0	5.1	640.6	31.0	0.010
5	287.5	6.9	505.0	9.0	0.276	17	297.4	7.2	522.3	33.0	0.004
6	360.2	5.1	639.2	11.0	0.356	18	366.4	5.0	650.5	35.0	0.000
7	274.3	6.8	481.4	13.0	0.129	19	277.5	6.9	487.0	37.0	0.003
8	382.7	5.1	679.7	15.0	0.067	20	382.3	5.6	677.9	39.0	0.004
9	297.4	7.0	522.6	17.0	0.024	21	284.8	7.1	499.7	41.0	0.000
10	352.2	5.0	624.8	19.0	0.026	22	362.9	5.9	642.5	43.0	0.001
11	383.7	6.9	542.4	26.3	0.014	23	301.7	7.0	424.2	56.3	0.000
12	433.9	5.3	617.2	28.8	0.004	24	427.9	5.1	608.7	58.8	0.000

Frequenz :	4	Hz	L <sub>Schlitten</sub>	1170	mm	Δt <sub>Becher</sub>	21.7	s
Dosierung	600.0	kg/h	Schlitten:	159	SKT	t <sub>mittel</sub>	8.6	s
Mittl. Fluss	567.9	kg/h	V <sub>Schlitten</sub>	30	mm/s	φ <sub>mittel</sub>	22.6	-

Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	t <sub>i</sub>	E <sub>i</sub>	Nr.	Gewicht	Leer	Fluss	t <sub>i</sub>	E <sub>i</sub>
-	g	g	kg/h	s	-	-	g	g	kg/h	s	-
1	240.6	7.0	504.5	0.8	0.006	13	251.6	6.9	528.3	20.8	0.006
2	309.4	5.0	657.7	2.5	0.008	14	274.7	4.8	582.9	22.5	0.002
3	243.0	7.0	507.0	4.2	0.022	15	195.1	7.1	406.0	24.2	0.000
4	302.9	5.3	642.8	5.8	0.244	16	307.5	5.1	653.1	25.8	0.000
5	248.3	6.9	521.3	7.5	0.282	17	258.2	7.2	542.2	27.5	0.000
6	310.7	5.1	660.0	9.2	0.230	18	296.7	5.0	630.0	29.2	0.000
7	238.5	6.8	500.3	10.8	0.072	19	228.2	6.9	477.9	30.8	0.000
8	301.7	5.0	640.6	12.5	0.056	20	317.8	5.7	674.1	32.5	0.001
9	237.6	7.0	498.2	14.2	0.022	21	256.8	7.1	539.2	34.2	0.000
10	293.4	5.0	622.7	15.8	0.033	22	289.4	5.9	612.1	35.8	0.000
11	236.5	6.9	495.9	17.5	0.013	23	247.7	7.0	519.7	37.5	0.000
12	279.9	5.3	593.2	19.2	0.001	24	292.4	5.1	620.4	39.2	0.000

### B 3. Berechnung des Reaktionsraumvolumens

Das Reaktionsraumvolumen wird für die Bestimmung des Füllgrads benötigt. Der Schneckenkamm ist eine aufgeschweißte Stange mit quadratischem Querschnitt.

#### Grundabmessungen des Reaktionsraumes zur Reaktionsraumberechnung:

Symbol	Wert	Einheit	Bezeichnung
H	48	mm	Höhe des Reaktionsraums
L <sub>Reaktor</sub>	600	mm	Länge des Reaktors
a	36	mm	Wellenabstand
d	20	mm	Wellendurchmesser
B	10	mm	Höhe und Breite des Kamms
g <sub>2</sub>	200	mm	Ganghöhe der Schnecken
L <sub>Kamm</sub>	629	mm	Länge der Schneckenkamms
V <sub>innen</sub>	2.12	dm <sup>3</sup>	Innenraum ohne Welle
V <sub>Welle</sub>	0.19	dm <sup>3</sup>	Wellenvolumen einer Welle
V <sub>Kamm</sub>	0.06	dm <sup>3</sup>	Volumen des Schneckenkamms
V <sub>Reaktor</sub>	1.87	dm <sup>3</sup>	Reaktionsraumvolumen

$$\text{Länge des Schneckenkamms: } L_{Kamm} = 3 \cdot \sqrt{(\pi \cdot d)^2 + g_2^2}$$

$$\text{Reaktorinnenraum: } V_{innen} = L_{Reaktor} \cdot \left( (H/2)^2 \cdot \pi + H \cdot a \right)$$

$$\text{Wellenvolumen: } V_{Welle} = L_{Reaktor} \cdot (d/2)^2 \cdot \pi$$

$$\text{Schneckenkammvolumen: } V_{Kamm} = L_{Kamm} \cdot B^2$$

$$\text{Reaktionsraumvolumen: } V_{Reaktor} = V_{innen} - 2 \cdot (V_{Welle} + V_{Kamm})$$

## C Ergänzungen zu Mischversuchen

### C 1. Übersicht: Daten zu Mischversuchen

#### C 1.1 Stahlkugeln mit 1.5 mm Durchmesser:

##### Übersicht Stahlkugeln mit Dosierung 375 kg/h

Nr.	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	SStreuung	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
11	1	367	160	34.4	6.3	82	39.9	0.08
2	1	373	160	33.1	6.3	85	39.0	0.08
3	2	378	160	19.5	4.1	71	23.2	0.32
13	2	376	200	19.3	3.6	74	23.0	0.32
5	3	389	200	12.1	3.7	24	14.9	0.72
6	3	378	160	12.3	4.1	27	14.7	0.72
7	4	379	220	9.0	3.5	14	10.8	1.29
8	4	372	160	9.4	5.0	10	11.1	1.29
9	5	393	220	8.0	3.8	9	9.9	2.01
10	5	371	160	8.3	5.4	5	9.8	2.01

##### Übersicht Stahlkugeln mit Dosierung 550 kg/h

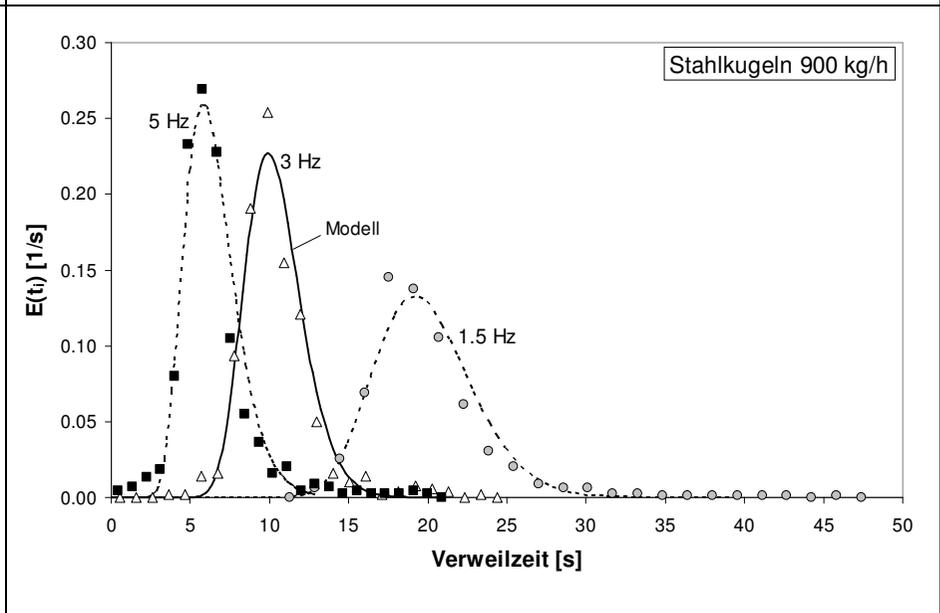
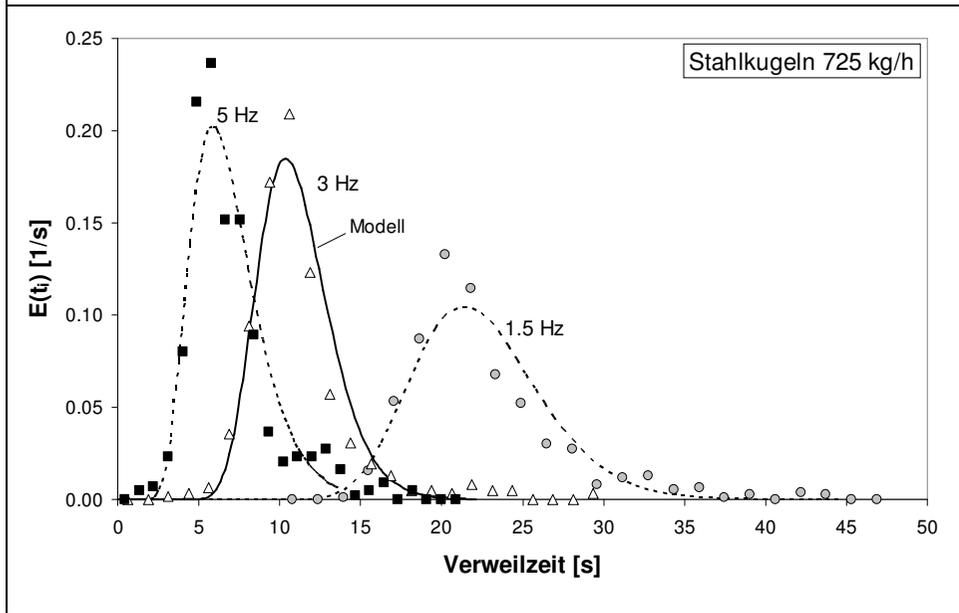
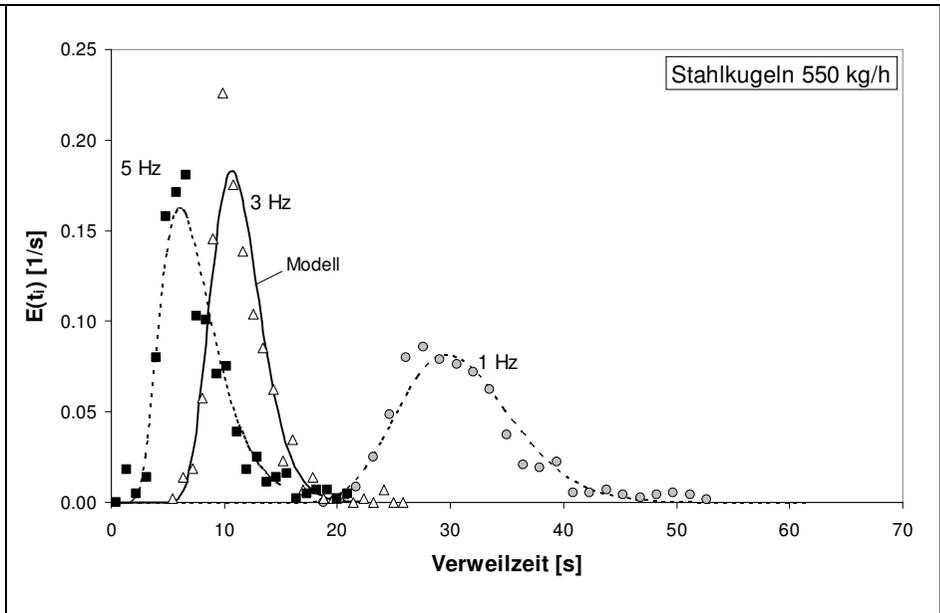
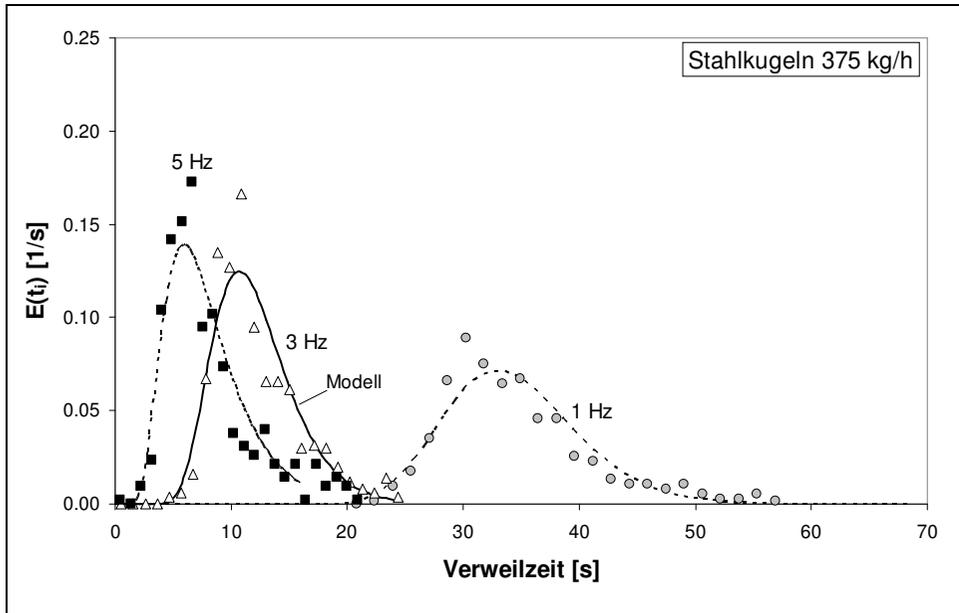
Nr.	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	SStreuung	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
11	1	546	165	30.9	5.6	87	53.3	0.08
2	1	546	165	31.4	5.1	98	54.1	0.08
12	2	559	220	17.1	3.4	80	30.2	0.32
4	2	555	220	16.8	3.1	52	29.3	0.32
5	3	565	160	12.1	3.6	41	21.5	0.72
6	3	560	220	11.3	2.6	54	20.0	0.72
7	4	550	160	8.4	3.7	18	14.6	1.29
8	4	560	220	8.5	2.7	23	15.1	1.29
9	5	543	160	7.1	4.2	9	12.2	2.01
10	5	564	220	7.5	3.3	13	13.5	2.01

##### Übersicht Stahlkugeln mit Dosierung 725 kg/h

Nr.	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	SStreuung	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
1	1.5	707	140	22.2	4.9	78	49.5	0.18
2	1.5	721	160	22.4	4.8	73	51.1	0.18
3	2	711	140	16.7	5.0	52	37.5	0.32
4	2	728	160	16.8	4.5	71	38.6	0.32
5	3	729	180	11.0	3.2	52	25.4	0.72
6	3	731	200	11.1	2.6	70	25.7	0.72
7	4	723	200	8.1	2.6	34	18.6	1.29
8	4	730	200	8.3	2.5	42	19.2	1.29
9	5	738	220	6.6	2.5	17	15.4	2.01
10	5	709	220	6.9	2.6	19	15.4	2.01

##### Übersicht Stahlkugeln mit Dosierung 900 kg/h

Nr	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	SStreuung	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
1	1.5	885	160	19.9	4.1	97	55.6	0.18
2	2	884	160	17.0	4.1	67	47.4	0.32
3	3	911	200	10.4	2.4	74	29.9	0.72
4	4	887	220	8.1	2.4	41	22.8	1.29
5	5	906	220	6.4	2.4	31	18.4	2.01



**C 1.2 Stahlschrot:****Übersicht Stahlschrot mit Dosierung 300 kg/h**

Nr.	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	S <sub>Streuung</sub>	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
1	1	292	140	38.9	4.6	181	37.5	0.08
2	1	295	140	40.6	7.3	118	39.6	0.08
3	2	297	160	20.8	5.1	46	20.5	0.32
4	2	298	160	21.5	5.3	52	21.2	0.32
5	3	296	160	13.1	5.0	18	12.9	0.72
6	3	301	160	13.3	5.0	17	13.2	0.72
7	4	302	180	10.5	4.2	14	10.5	1.29
8	4	300	200	10.2	4.0	16	10.1	1.29
9	5	296	220	8.7	3.7	12	8.5	2.01
10	5	298	200	8.9	3.6	13	8.8	2.01

**Übersicht Stahlschrot mit Dosierung 500 kg/h**

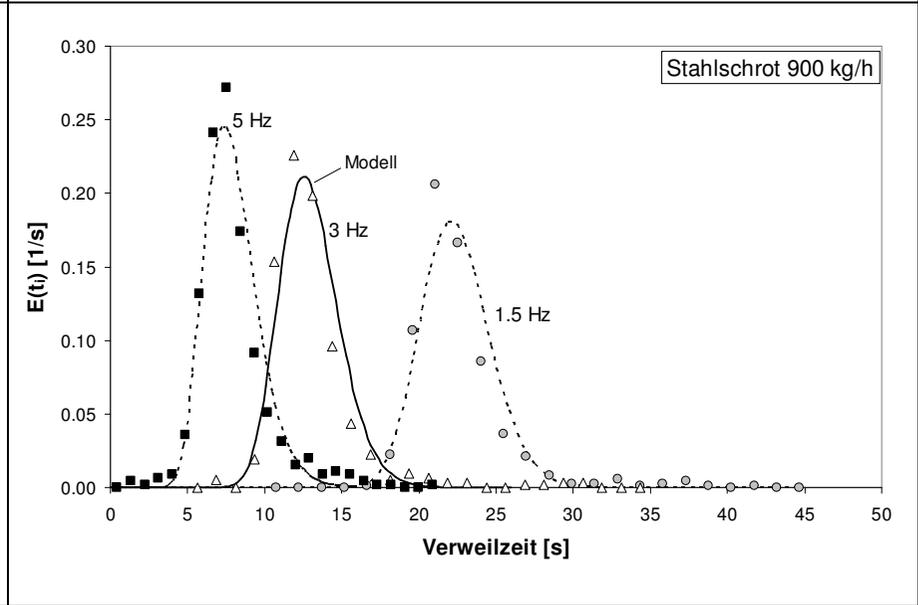
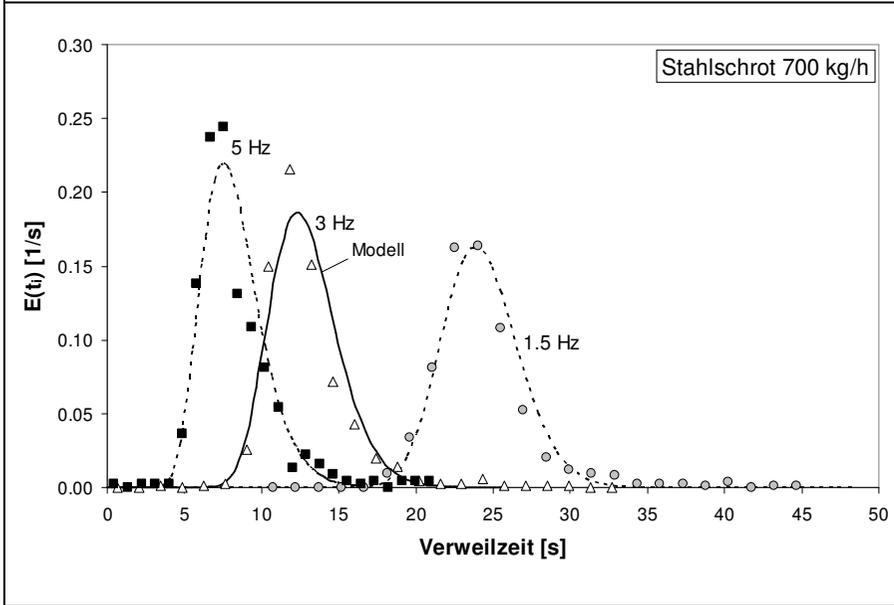
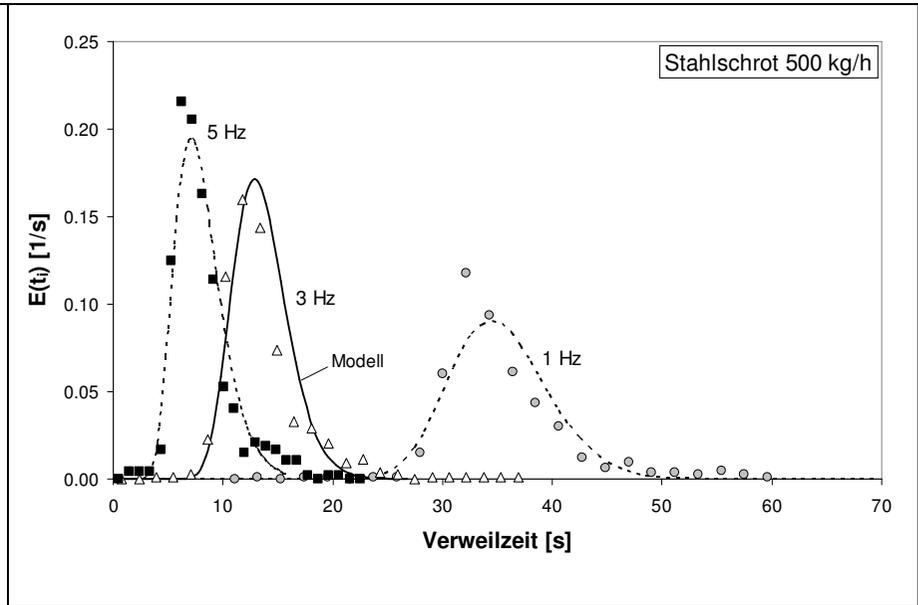
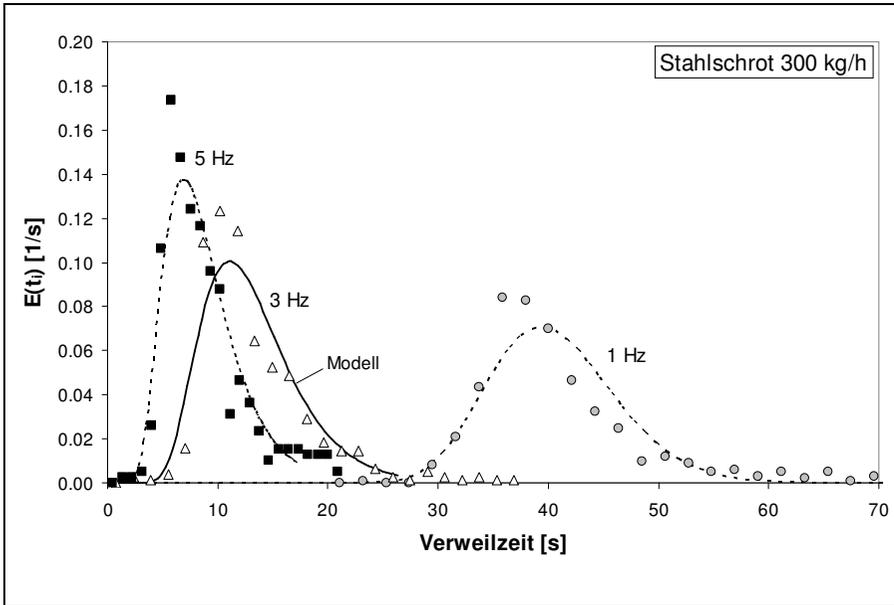
Nr.	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	S <sub>Streuung</sub>	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
1	1	512	140	35.3	5.7	151	59.6	0.08
2	1	514	140	37.0	7.1	107	62.7	0.08
3	2	498	160	19.7	3.7	96	32.4	0.32
4	2	514	160	20.3	4.4	106	34.4	0.32
5	3	492	160	13.5	3.9	43	22.0	0.72
6	3	496	170	13.0	3.4	65	21.4	0.72
7	4	512	190	9.9	3.5	27	16.7	1.29
8	4	505	190	9.9	3.3	26	16.5	1.29
9	5	510	210	8.0	2.7	26	13.4	2.01
10	5	472	220	7.8	2.6	27	12.1	2.01

**Übersicht Stahlschrot mit Dosierung 700 kg/h**

Nr.	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	S <sub>Streuung</sub>	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
1	1.5	680	150	24.4	3.9	179	54.9	0.18
2	1.5	687	165	24.3	3.5	273	55.0	0.18
3	2	689	175	20.2	4.0	99	45.9	0.32
4	2	684	175	20.4	4.1	104	46.1	0.32
5	3	702	175	12.9	2.9	77	29.9	0.72
6	3	684	170	12.6	3.2	81	28.5	0.72
7	4	695	200	9.9	2.5	54	22.8	1.29
8	4	695	200	10.1	2.8	40	23.2	1.29
9	5	697	220	8.2	2.6	32	18.9	2.01
10	5	679	216	8.1	2.5	37	18.2	2.01

**Übersicht Stahlschrot mit Dosierung 900 kg/h**

Nr.	Frequenz	Dosierung	Schlitten	t <sub>mittel</sub>	S <sub>Streuung</sub>	Bo	Füllgrad	Fr
-	Hz	kg/h	SKT	s	s	-	%	-
1	1.5	864	165	22.4	3.1	250	63.9	0.18
2	1.5	868	165	23.5	4.4	149	67.4	0.18
3	2	899	175	19.3	3.5	151	57.4	0.32
4	2	905	175	19.5	3.9	108	58.2	0.32
5	3	906	180	13.0	2.8	107	38.8	0.72
6	3	907	190	12.7	2.8	98	38.1	0.72
7	4	932	200	9.7	2.5	61	29.8	1.29
8	4	936	200	9.8	2.6	59	30.3	1.29
9	5	945	220	7.9	2.3	46	24.7	2.01
10	5	935	220	8.0	2.2	52	24.8	2.01

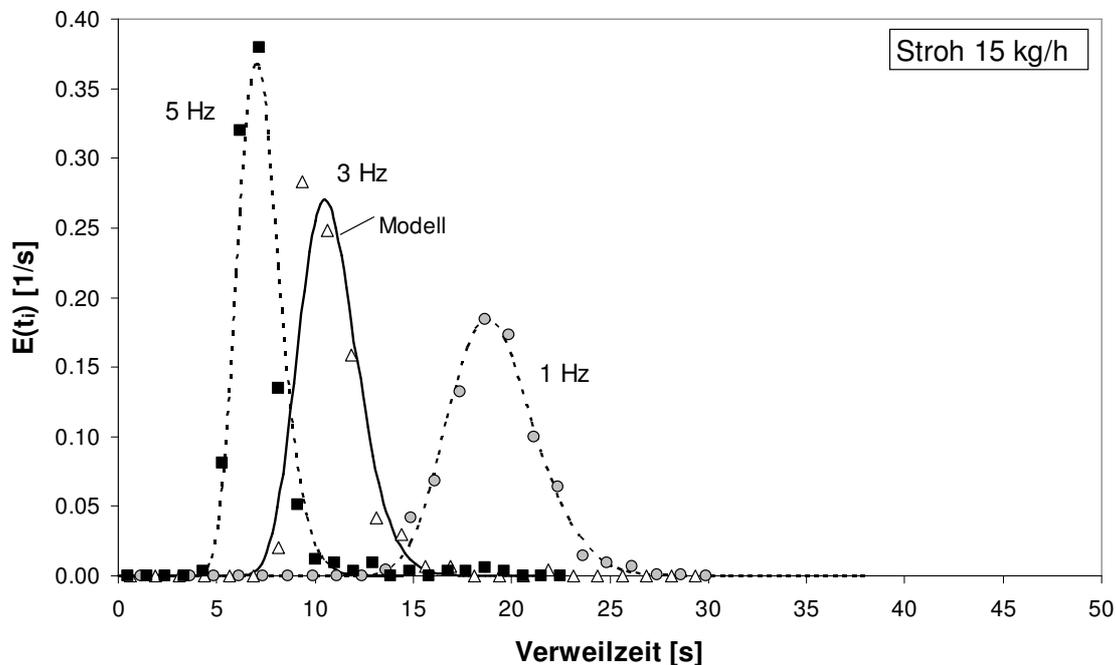


### C 1.3 Stroh 15 kg/h

Übersicht Stroh mit Dosierung 15 kg/h

Nr.	Frequenz Hz	Dosierung kg/h	Schlitten SKT	$t_{\text{mittel}}$ s	$s_{\text{Streuung}}$ s	Bo	Füllgrad %	Fr
1	1	15*	180	19.1	2.3	188	42.6	0.08
2	1	15	180	17.4	1.9	201	38.8	0.08
3	2	15	230	12.1	1.6	133	26.9	0.32
4	2	15	270	12.3	1.2	159	27.5	0.32
5	3	15	170	9.6	1.1	250	21.3	0.72
6	3	15	180	10.8	1.8	123	24.1	0.72
7	4	15	190	8.9	1.6	135	19.8	1.29
8	4	15	200	8.8	1.6	159	19.7	1.29
9	5	15	210	7.3	1.9	100	16.2	2.01
10	5	15	220	7.5	1.8	74	16.7	2.01

\* Aktuelle Dosierung wurde nicht bestimmt. Wert resultiert aus Förderversuchen im Vorfeld.



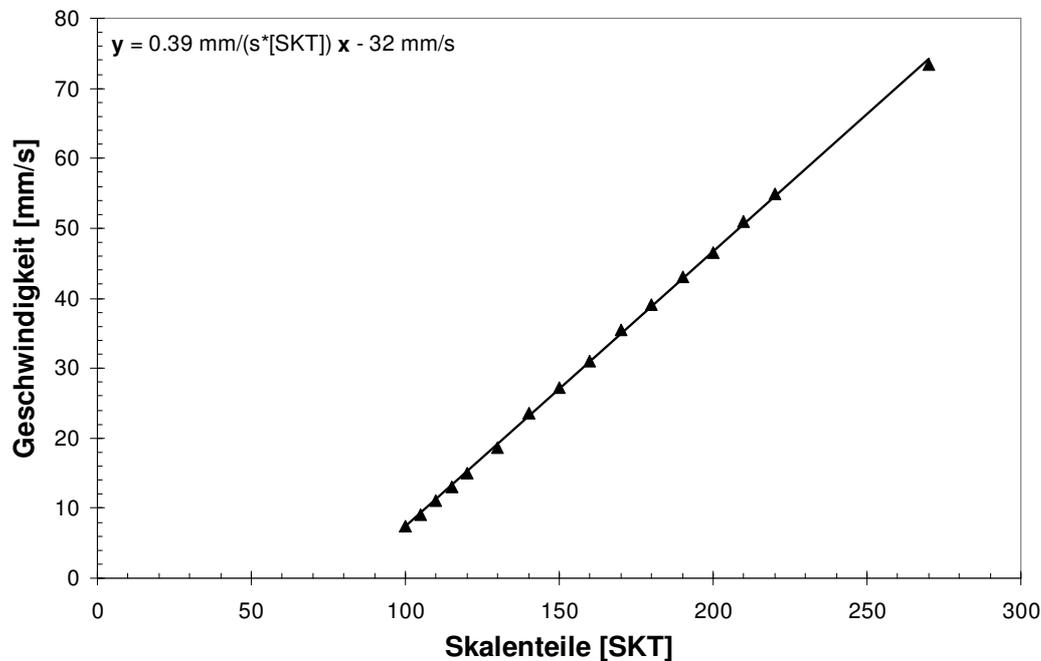
### C 1.4 Reale Mischung Stahlschrot + Stroh 600 kg/h

Übersicht Stahlschrot und Stroh mit Dosierung 600 kg/h bzw. 12 kg/h

Nr.	Frequenz Hz	Dosierung		Schlitten SKT	$t_{\text{mittel}}$ s	$s_{\text{Streuung}}$ s	Bo	Füllgrad %	Fr
		Schrot kg/h	Stroh kg/h						
1	1	598	12.16	180	20.4	2.10	226	67.2	0.08
11	1	598	12.24	180	19.1	1.72	334	62.8	0.08
3	2	605	11.00	200	12.3	1.40	226	40.8	0.32
4	2	604	9.85	200	12.4	1.47	228	41.2	0.32
5	3	595	13.52	200	9.5	1.56	133	31.2	0.72
6	3	602	12.89	240	9.1	1.42	121	30.3	0.72
7	4	606	13.38	240	7.7	1.47	91	25.8	1.29
8	4	624	13.98	240	7.7	1.60	71	26.5	1.29
9	5	618	19.60	240	6.2	1.72	43	21.5	2.01
10	5	628	8.36	240	6.3	1.91	30	21.6	2.01

## C 2. Eichkurve für die Schlittengeschwindigkeit

Die Schlittengeschwindigkeit ist maßgeblich für die Zeit  $\Delta t$ , die ein Becher braucht, um unter dem Reaktorausgang durchzufahren. Der Schlitten besteht aus 24 Bechern, die jeweils 49 mm lang sind. Für das Experiment wird die Schlittengeschwindigkeit immer angegeben und bestimmt die zeitliche Auflösung der Messung.



## C 3. Numerische Lösung der PDGL für das Dispersionsmodell

### C 3.1 Beschreibung des allgemeinen Algorithmus

Das **Zellenmodell** und die Umsetzung in einen numerischen Algorithmus gehen auf Wen und Fan [Wen75] zurück. Bei der Untersuchung von kontinuierlichen Feststoffmischern durch Weinekötter [Wei93] wurde das Modell zur Charakterisierung des axialen Mischverhaltens aufgegriffen und erfolgreich angewendet.

Durch die numerische Lösung des Zellenmodells ist die Verteilungsfunktion über den gesamten Bodensteinzahl-Bereich explizit darstellbar. Um eine bestmögliche Übereinstimmung zwischen Modell und Experiment zu finden, wird die Bodensteinzahl ( $Bo$ ) solange variiert, bis rechnerische und gemessene Verteilung die kleinste Fehlerquadratsumme aufweisen. Die wesentlichen Schritte dieser Simulation werden in Worten, mathematisch sowie in graphischer Form dargestellt (siehe Abb. 63):

#### Start-/Randbedingungen:

- 1) Der Parameter Bodensteinzahl wird gewählt.
- 2) Die Zellenanzahl bzw. die Länge der Zellen  $\Delta L$  wird festgelegt.
- 3) Die Anfangsverteilung der Tracerkonzentration in den Zellen wird festgelegt.

**Iteration:**

- 4) Konvektionsschritt: Der gesamte Inhalt des Reaktors wird um eine bestimmte Anzahl an Zellen verschoben. Die Austrittskonzentration wird aus der Differenz Anfangsmenge abzüglich der verbliebenen Menge im Reaktor ermittelt.
- 5) Sind die Zellen nicht um ein ganzzahliges Vielfaches der Zellenlänge  $\Delta L$  verschoben worden, so wird die neue mittlere Konzentration in jeder Zelle bestimmt.
- 6) Dispersionsschritt: Die bestehenden Zellen werden halbiert. Jede Zellenhälfte tauscht den Inhalt mit der Nachbarzelle. Laut der Randbedingung „closed vessel“ findet außerhalb des Reaktoreingangs und -ausgangs keine Dispersion statt. Zu diesem Zweck werden für die Simulation am Rand zwei virtuelle Zellen generiert, die die gleichen Konzentrationen besitzen wie die angrenzenden Zellen.
- 7) Nach Tausch der Zellenhälften wird wieder die mittlere Konzentration in den Zellen ermittelt.

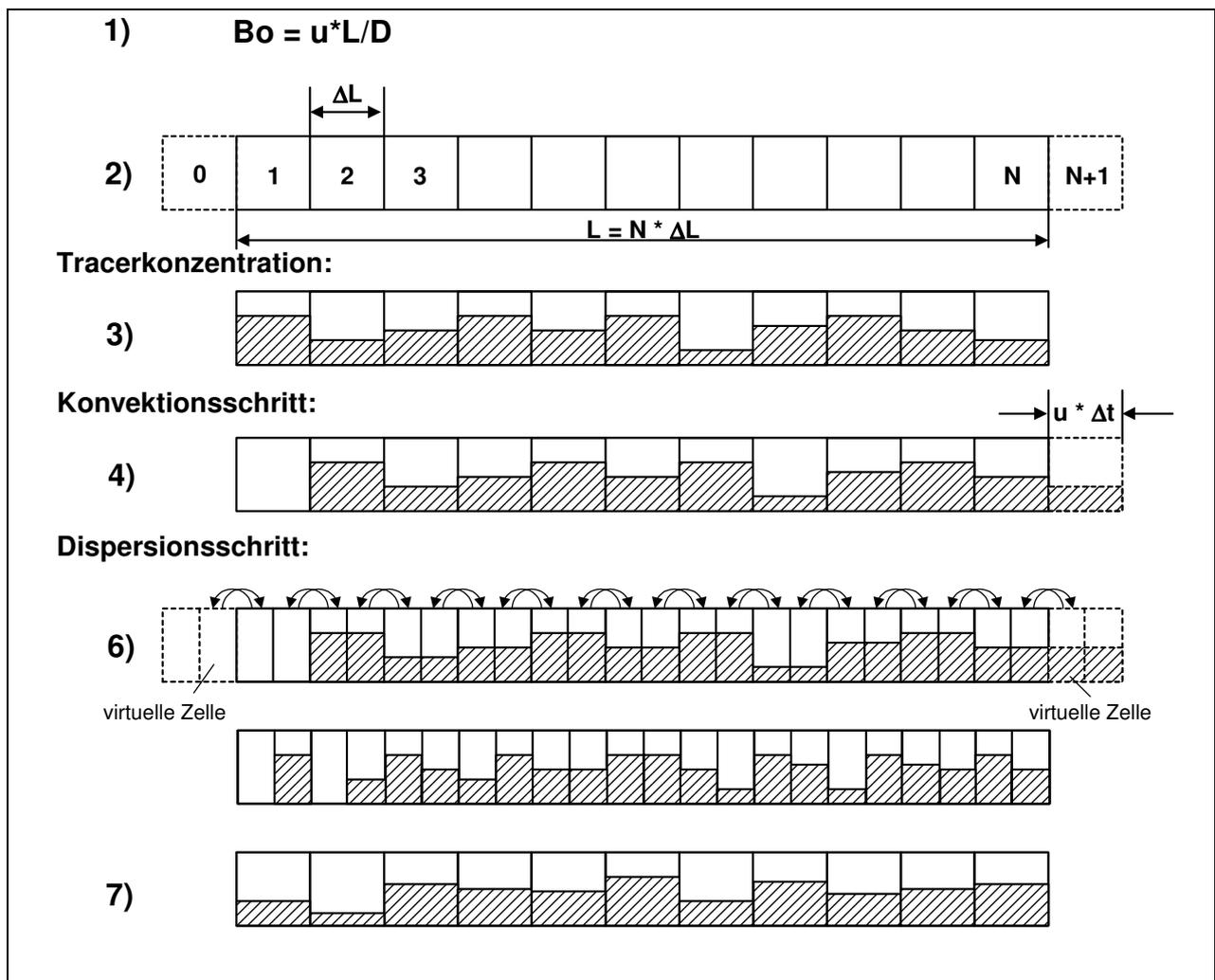


Abb. 63: Graphisch aufbereitete Darstellung der Einzelschritte zur Umsetzung des Zellenmodells.

Die Schritte 4 bis 7 werden solange wiederholt bis ein definiertes Abbruchkriterium erfüllt wird. Ein Abbruchkriterium kann eine Mindestmenge an Tracer oder eine zeitliche Begrenzung der Simulation sein. In diesem Fall war es ausreichend, die Simulation bis zur doppelten mittleren Verweilzeit des Experiments rechnen zu lassen, um die Ergebnisse mit dem Experiment vergleichen zu können, da sich nach der doppelten mittleren Verweilzeit so

gut wie kein Tracer mehr im Reaktor befindet. Die Prozedur wird wiederholt, bis die berechnete und die experimentelle Verteilung die geringste Fehlerquadratsumme aufweisen. Die Schritte 1 bis 7 sind noch mal anschaulich in Abb. 63 dargestellt.

### C 3.2 Umsetzung des Algorithmus in die mathematische Form

In mathematischer Sprache ist Schritt 6 und 7 wie folgt zu verstehen. Hier wird die Zellenhälfte mit der Nachbarzelle getauscht (Dispersion). Anschließend findet eine Mittelung der Massenkonzentration bzw. bei gleich großen Volumen der Zellen äquivalenten Massenanteile  $x$  statt:

$$x_{i,n+1} = \frac{x_{i-1,n} + x_{i+1,n}}{2} \quad (\text{Gl. 84})$$

Ebenso wird aus Schritt 4 und 5 übersetzt in die mathematische Form:

$$x_{i,n+1} = (1 - \alpha) \cdot x_{i-\bar{d},n+1} + \alpha \cdot x_{i-\bar{d}-1,n+1} \quad (\text{Gl. 85})$$

Das Zellenvielfache der Verschiebung  $d_z$  wird in einen ganzzahligen Anteil  $\bar{d}$  und in eine Rest  $\alpha$  eingeteilt (Konvektion). In der Gleichung stellt  $u$  die Transportgeschwindigkeit und  $\Delta t_z$  die Zeitspanne für den Zyklus der Schritte 4-7 dar:

$$d_z = \frac{u \cdot \Delta t_z}{\Delta L} = \bar{d} + \alpha \quad (\text{Gl. 86})$$

Um nachfolgenden Beweis einfacher und kürzer darstellen zu können, wird die Annahme getroffen, dass  $d_z$  ganzzahlig ist. Daraus folgt für die Schritte 4-7 in zusammengefasster Form (Dispersion + Konvektion):

$$x_{i,n+1} = \frac{1}{2} (x_{i-d_z-1,n} + x_{i-d_z+1,n}) \quad (\text{Gl. 87})$$

Es folgt eine Entwicklung der Terme in eine Taylorreihe, die nach dem ersten Glied abgebrochen wird:

$$x_{i-d_z-1,n} = x_{i-1,n} - \left. \frac{\partial x}{\partial i} \right|_{i-1} \cdot d_z \quad x_{i-d_z+1,n} = x_{i+1,n} - \left. \frac{\partial x}{\partial i} \right|_{i+1} \cdot d_z \quad (\text{Gl. 88 a, b})$$

$$\left. \frac{\partial x}{\partial i} \right|_{i\pm 1} = \left. \frac{\partial x}{\partial i} \right|_i \pm \left. \frac{\partial^2 x}{\partial i^2} \right|_i \quad (\text{Gl. 89})$$

Durch Einsetzen lässt sich für Dispersion und Konvektion folgende Gleichung schreiben:

$$x_{i,n+1} = \frac{1}{2} (x_{i-1,n} + x_{i+1,n}) - \left. \frac{\partial x}{\partial i} \right|_i \cdot d_z \quad (\text{Gl. 90})$$

Die Änderung der Konzentration in der  $i$ -ten Zelle wird als zeitlich diskreter Fortschritt wie folgt beschrieben:

$$\left. \frac{\partial x}{\partial t} \right|_i = \frac{\Delta x}{\Delta t_z} \Big|_i = \frac{x_{i,n+1} - x_{i,n}}{\Delta t_z} \quad (\text{Gl. 91})$$

Daraus folgt mit (Gl. 90) und (Gl. 91) der Zusammenhang:

$$\left. \frac{\partial x}{\partial t} \right|_i = \frac{1}{2 \cdot \Delta t_z} \cdot [x_{i-1,n} + x_{i+1,n} - 2 \cdot x_{i,n}] - \left. \frac{\partial x}{\partial i} \right|_i \cdot \frac{u}{\Delta L} \quad (\text{Gl. 92})$$

Mit  $z = \Delta L \cdot i$  entsteht:

$$\frac{\partial i}{\partial z} = \frac{1}{\Delta L} \quad (\text{Gl. 93})$$

Dieser Ausdruck eingesetzt ergibt:

$$\frac{\partial x}{\partial t} = \frac{\Delta L^2}{2 \cdot \Delta t_z} \cdot \left[ \frac{x_{i+1,n} - x_{i,n}}{\Delta L} - \frac{x_{i,n} - x_{i-1,n}}{\Delta L} \right] - v \cdot \frac{\partial x}{\partial z} \quad (\text{Gl. 94})$$

$$\Rightarrow \frac{\partial x}{\partial t} = \frac{\Delta L^2}{2 \cdot \Delta t_z} \cdot \frac{\partial^2 x}{\partial z^2} - v \cdot \frac{\partial x}{\partial z} \quad (\text{Gl. 95})$$

Der oben stehende Ausdruck ist die allgemeine Form der Transportgleichung womit gezeigt wäre, dass das Zellenmodell die numerische Lösung darstellt. In dimensionsloser Form dargestellt wird letztlich:

$$t = \Theta \cdot t_v, \quad t_v = w \cdot \Delta t_z = \frac{N \cdot \Delta L}{v}, \quad z = \xi \cdot L \quad (\text{Gl. 96a-c})$$

$$\Rightarrow \frac{\partial x}{\partial \Theta} = \frac{1}{Bo} \cdot \frac{\partial^2 x}{\partial \xi^2} - \frac{\partial x}{\partial \xi} \cong \frac{(\Delta L)^2 \cdot L}{2 \cdot \Delta t_z \cdot L^2 \cdot v} \cdot \frac{\partial^2 x}{\partial \xi^2} - \frac{\partial x}{\partial \xi} \quad (\text{Gl. 97})$$

$$\Rightarrow Bo = \frac{2 \cdot \Delta t_z \cdot L^2 \cdot v}{(\Delta L)^2 \cdot L} = \frac{2 \cdot N^2 \cdot \Delta t_z \cdot v}{L} = \frac{2 \cdot N^2 \cdot \Delta t_z}{t_v} = \frac{2 \cdot N^2}{w} \quad (\text{Gl. 98})$$

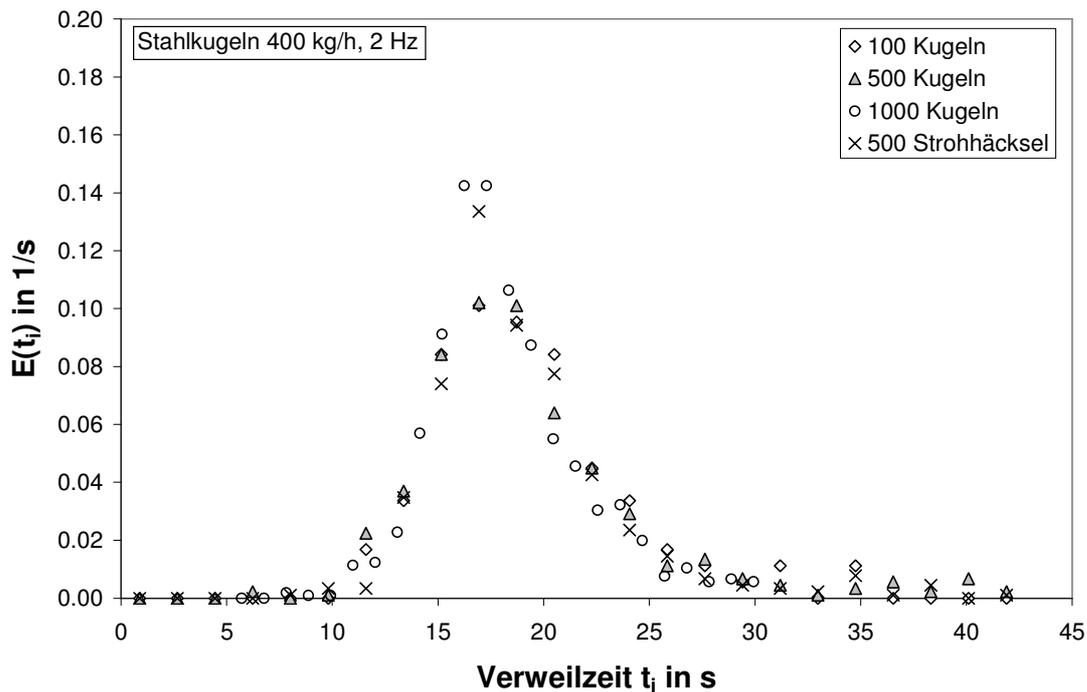
In (Gl. 98) wird gezeigt, wie die Bodensteinzahl mit der Feinheit der Rechnung ( $N$ ), d.h die Anzahl der Zellen, und der Zahl der Zeitschritte  $w$  beeinflusst wird. Mit einer hohen Zahl von Zellen wird die Rechnung genauer, jedoch steigt aber auch der Zeitaufwand enorm. Mit Wahl der Bodensteinzahl wird gleichzeitig festgelegt, wie oft die Schritte 4-7 und somit auch die Dispersion durchlaufen werden, entsprechend der Zeitschritte  $w$ . Daraus folgt, dass viele Zeitschritte eine hohe Dispersion und somit eine kleine Bodensteinzahl ergeben.

## D Messdaten zu Verweilzeitverteilungen

Der Probenahmeschlitten besteht aus 24 gleichmäßigen Bechern mit einem Leergewicht von 40.4 g pro Becher. Die Länge des Schlittens beträgt  $L_{Schlitten} = 1170$  mm. Das in den Tabellen angegebene Gewicht ist das Gesamtgewicht aus aufgefangener Wärmeträgermenge und Leergewicht.

### D 1. Vorversuche

In den Vorversuchen sollte geprüft werden, ob die Art und Menge des Tracers einen signifikanten Einfluss auf die gemessenen Verweilzeitkurven haben. Dazu wurde die Tracermenge bei sonst gleichen Einstellungen von 100 auf 1000 Stahlkugeln variiert. Anschließend wurde ein Vergleich mit 500 Kugeln und 500 Strohhäckseln durchgeführt. Die Versuchsdaten zeigen, dass bei einer höheren Anzahl von Kugeln eine schärfere Abstufung der Verweilzeitkurve im Bereich des Peaks erfolgt (siehe Diagramm unten), jedoch aber keine signifikanten Einflüsse auf die mittlere Verweilzeit oder Streuung erkennbar sind (siehe Tabelle unten). Für die Mischversuche wurde die Tracermenge auf 500 Kugeln/Häckseln festgesetzt, damit der Aufwand der Auswertung sich in Grenzen hält. Die Versuche wurden zur Kontrolle bei leicht modifizierten Einstellungen wiederholt und brachten keine neuen Erkenntnisse. Auf eine Darstellung wird hier verzichtet.



Anzahl Tracer	Mittelwert $t_m$	Streuung $s$	Anzahl Tracer	Mittelwert $t_m$	Streuung $s$
-	s	s	-	s	s
100	18.9	4.636	500 (Stroh)	18.2	4.674
100	18.5	4.732	500	18.7	5.474
300	18.2	4.836	1000	18.4	5.289
300	17.7	4.415	1000	18.2	5.013

## D 2. Stahlkugeln

### Dosierung 375 kg/h

Versuchs-Nr.:	11	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	1	Hz	t <sub>mittel</sub>	34.4	s
Verzögerung:	20	s	SStreuung	6.3	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	210.3	0	20.8	0.000	13	196.7	19	39.6	0.040
2	197.4	1	22.4	0.002	14	196.3	17	41.2	0.036
3	200.7	7	23.9	0.015	15	206.1	10	42.8	0.021
4	202.9	13	25.5	0.027	16	197.1	8	44.3	0.017
5	198.4	26	27.1	0.055	17	207.8	8	45.9	0.017
6	208.5	49	28.6	0.104	18	193.2	6	47.5	0.013
7	194.8	66	30.2	0.140	19	203.4	8	49.0	0.017
8	209.3	56	31.8	0.118	20	193.2	4	50.6	0.008
9	194.2	48	33.3	0.101	21	203.4	2	52.2	0.004
10	211.0	50	34.9	0.106	22	197.1	2	53.8	0.004
11	192.2	34	36.5	0.072	23	198.4	4	55.3	0.008
12	204.1	34	38.1	0.072	24	200.0	1	56.9	0.002

Versuchs-Nr.:	2	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	1	Hz	t <sub>mittel</sub>	33.1	s
Verzögerung:	20	s	SStreuung	6.3	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	206.3	2	20.8	0.004	13	203.3	10	39.6	0.021
2	201.1	10	22.4	0.021	14	202.6	17	41.2	0.035
3	199.5	14	23.9	0.029	15	207.1	11	42.8	0.023
4	198.8	25	25.5	0.052	16	200.9	8	44.3	0.017
5	201.0	31	27.1	0.064	17	210.1	5	45.9	0.010
6	203.3	53	28.6	0.110	18	202.2	5	47.5	0.010
7	196.1	65	30.2	0.135	19	206.2	4	49.0	0.008
8	205.8	51	31.8	0.106	20	199.6	1	50.6	0.002
9	195.6	62	33.3	0.129	21	206.1	2	52.2	0.004
10	212.6	45	34.9	0.094	22	197.9	2	53.8	0.004
11	195.5	36	36.5	0.075	23	208.2	3	55.3	0.006
12	201.3	17	38.1	0.035	24	215.3	2	56.9	0.004

Versuchs-Nr.:	3	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	19.5	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	4.1	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	205.3	0	0.8	0.000	13	206.5	73	19.6	0.150
2	208.9	0	2.4	0.000	14	202.0	61	21.2	0.125
3	200.0	0	3.9	0.000	15	207.0	34	22.8	0.070
4	202.7	1	5.5	0.002	16	208.9	24	24.3	0.049
5	205.8	0	7.1	0.000	17	206.9	13	25.9	0.027
6	208.8	1	8.6	0.002	18	209.3	11	27.5	0.023
7	209.2	2	10.2	0.004	19	204.5	7	29.0	0.014
8	204.7	4	11.8	0.008	20	202.5	4	30.6	0.008
9	203.2	13	13.3	0.027	21	211.7	1	32.2	0.002
10	206.0	43	14.9	0.088	22	201.6	2	33.8	0.004

11	205.0	80	16.5	0.164	23	202.5	1	35.3	0.002
12	203.0	110	18.1	0.225	24	201.4	3	36.9	0.006

Versuchs-Nr.:	13	-	VSchlitten	47.0	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	19.3	s
Verzögerung:	8	s	SStreuung	3.65	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	153.5	0	8.5	0.000	13	148.1	39	21.0	0.081
2	150.7	0	9.6	0.000	14	147.6	26	22.0	0.054
3	150.1	0	10.6	0.000	15	147.7	21	23.1	0.044
4	150.0	1	11.6	0.002	16	147.7	15	24.1	0.031
5	149.7	3	12.7	0.006	17	150.1	13	25.1	0.027
6	149.8	15	13.7	0.031	18	150.7	5	26.2	0.010
7	148.4	21	14.7	0.044	19	144.2	5	27.2	0.010
8	149.9	59	15.8	0.123	20	149.3	5	28.2	0.010
9	149.5	50	16.8	0.104	21	148.1	5	29.3	0.010
10	150.0	66	17.9	0.138	22	146.2	3	30.3	0.006
11	146.2	61	18.9	0.127	23	147.1	6	31.4	0.013
12	148.4	61	19.9	0.127	24	151.2	0	32.4	0.000

Versuchs-Nr.:	5	-	VSchlitten	47.0	mm/s
Frequenz :	3	Hz	t <sub>mittel</sub>	12.1	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	3.7	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	156.7	0	0.5	0.000	13	149.4	33	13.0	0.068
2	151.1	0	1.6	0.000	14	151.5	33	14.0	0.068
3	151.8	0	2.6	0.000	15	150.0	31	15.1	0.064
4	150.6	0	3.6	0.000	16	149.2	15	16.1	0.031
5	153.6	2	4.7	0.004	17	152.5	16	17.1	0.033
6	153.4	3	5.7	0.006	18	153.5	15	18.2	0.031
7	153.5	8	6.7	0.016	19	155.1	10	19.2	0.021
8	153.4	34	7.8	0.070	20	152.2	6	20.2	0.012
9	150.3	68	8.8	0.140	21	152.2	4	21.3	0.008
10	152.5	64	9.9	0.132	22	147.1	3	22.3	0.006
11	154.7	84	10.9	0.173	23	153.4	7	23.4	0.014
12	153.7	48	11.9	0.099	24	158.7	2	24.4	0.004

Versuchs-Nr.:	6	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	3	Hz	t <sub>mittel</sub>	12.3	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	4.1	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	203.6	0	0.8	0.000	13	207.6	9	19.6	0.018
2	201.9	1	2.4	0.002	14	203.8	12	21.2	0.024
3	201.4	1	3.9	0.002	15	207.9	5	22.8	0.010
4	198.6	2	5.5	0.004	16	203.0	5	24.3	0.010
5	199.2	18	7.1	0.037	17	207.8	2	25.9	0.004
6	205.5	80	8.6	0.163	18	208.3	2	27.5	0.004
7	207.9	113	10.2	0.230	19	205.5	1	29.0	0.002
8	203.0	105	11.8	0.214	20	201.5	0	30.6	0.000
9	209.1	60	13.3	0.122	21	206.7	0	32.2	0.000
10	204.2	37	14.9	0.075	22	202.2	1	33.8	0.002
11	205.7	26	16.5	0.053	23	207.3	1	35.3	0.002
12	206.3	10	18.1	0.020	24	215.1	0	36.9	0.000

Versuchs-Nr.:	7 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.0 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.5 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	132.3	0	0.4	0.000	13	133.1	25	11.1	0.053
2	139.5	0	1.3	0.000	14	131.0	19	12.0	0.041
3	131.8	2	2.2	0.004	15	130.9	16	12.9	0.034
4	135.6	0	3.1	0.000	16	132.7	10	13.8	0.021
5	137.2	8	4.0	0.017	17	130.3	9	14.6	0.019
6	131.9	28	4.9	0.060	18	133.9	6	15.5	0.013
7	135.4	50	5.8	0.107	19	129.3	10	16.4	0.021
8	137.1	76	6.7	0.162	20	133.5	9	17.3	0.019
9	135.5	70	7.5	0.150	21	136.2	7	18.2	0.015
10	134.0	56	8.4	0.120	22	133.6	2	19.1	0.004
11	135.2	35	9.3	0.075	23	129.4	3	20.0	0.006
12	132.6	25	10.2	0.053	24	139.6	2	20.9	0.004

Versuchs-Nr.:	8 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.4 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	4.98 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	202.5	2	0.8	0.004	13	200.6	4	19.6	0.008
2	204.5	1	2.4	0.002	14	197.1	7	21.2	0.014
3	205.9	23	3.9	0.046	15	202.3	1	22.8	0.002
4	205.7	93	5.5	0.188	16	206.0	2	24.3	0.004
5	204.1	114	7.1	0.230	17	206.5	2	25.9	0.004
6	202.4	96	8.6	0.194	18	204.2	4	27.5	0.008
7	201.7	49	10.2	0.099	19	207.9	1	29.0	0.002
8	197.8	23	11.8	0.046	20	204.9	1	30.6	0.002
9	192.9	27	13.3	0.055	21	203.9	3	32.2	0.006
10	200.8	21	14.9	0.042	22	203.4	1	33.8	0.002
11	195.4	12	16.5	0.024	23	201.7	0	35.3	0.000
12	196.4	8	18.1	0.016	24	211.0	0	36.9	0.000

Versuchs-Nr.:	9 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.0 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.79 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	137.5	1	0.4	0.002	13	139.5	13	11.1	0.027
2	138.3	0	1.3	0.000	14	134.3	11	12.0	0.023
3	136.2	4	2.2	0.008	15	135.8	17	12.9	0.036
4	136.7	10	3.1	0.021	16	138.1	9	13.8	0.019
5	140.3	44	4.0	0.092	17	134.2	6	14.6	0.013
6	138.5	60	4.9	0.126	18	139.8	9	15.5	0.019
7	142.1	64	5.8	0.134	19	137.5	1	16.4	0.002
8	139.5	73	6.7	0.153	20	136.5	9	17.3	0.019
9	137.9	40	7.5	0.084	21	138.5	4	18.2	0.008
10	136.6	43	8.4	0.090	22	136.4	6	19.1	0.013
11	136.5	31	9.3	0.065	23	133.5	4	20.0	0.008
12	138.4	16	10.2	0.034	24	135.3	1	20.9	0.002

Versuchs-Nr.:	10 -	VSchlitten	31.1 mm/s
---------------	------	------------	-----------

Frequenz :	5 Hz	$t_{\text{mittel}}$	8.3 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	5.37 s

i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$	i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	210.6	3	0.8	0.006	13	200.3	4	19.6	0.008
2	208.7	21	2.4	0.043	14	206.0	7	21.2	0.014
3	211.5	87	3.9	0.178	15	201.2	2	22.8	0.004
4	204.3	106	5.5	0.217	16	202.3	1	24.3	0.002
5	209.2	77	7.1	0.158	17	200.0	3	25.9	0.006
6	202.0	61	8.6	0.125	18	199.8	1	27.5	0.002
7	205.0	30	10.2	0.061	19	196.3	0	29.0	0.000
8	205.5	22	11.8	0.045	20	198.6	2	30.6	0.004
9	203.7	22	13.3	0.045	21	193.3	2	32.2	0.004
10	207.3	16	14.9	0.033	22	188.1	0	33.8	0.000
11	205.8	12	16.5	0.025	23	192.8	0	35.3	0.000
12	199.7	7	18.1	0.014	24	198.1	2	36.9	0.004

### Dosierung 550 kg/h

Versuchs-Nr.:	11 -	$V_{\text{Schlitten}}$	33.0 mm/s
Frequenz :	1 Hz	$t_{\text{mittel}}$	30.9 s
Verzögerung:	18 s	SStreuung	5.60 s

i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$	i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	278.1	0	18.7	0.000	13	261.9	15	36.4	0.031
2	257.8	1	20.2	0.002	14	264.0	14	37.9	0.029
3	271.4	6	21.7	0.012	15	261.0	16	39.4	0.033
4	248.6	18	23.2	0.037	16	272.3	4	40.9	0.008
5	281.6	35	24.6	0.071	17	252.0	4	42.3	0.008
6	255.1	58	26.1	0.118	18	275.2	5	43.8	0.010
7	274.3	62	27.6	0.127	19	248.3	3	45.3	0.006
8	255.5	57	29.1	0.116	20	272.0	2	46.8	0.004
9	267.2	55	30.5	0.112	21	256.3	3	48.2	0.006
10	266.8	52	32.0	0.106	22	266.5	4	49.7	0.008
11	265.8	45	33.5	0.092	23	257.9	3	51.2	0.006
12	265.0	27	35.0	0.055	24	265.9	1	52.7	0.002

Versuchs-Nr.:	2 -	$V_{\text{Schlitten}}$	33.0 mm/s
Frequenz :	1 Hz	$t_{\text{mittel}}$	31.4 s
Verzögerung:	10 s	SStreuung	5.07 s

i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$	i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	272.1	0	10.7	0.000	13	258.1	69	28.4	0.151
2	249.3	0	12.2	0.000	14	271.9	57	29.9	0.124
3	269.5	1	13.7	0.002	15	255.5	58	31.4	0.127
4	248.9	0	15.2	0.000	16	276.3	42	32.9	0.092
5	276.2	0	16.6	0.000	17	247.6	25	34.3	0.055
6	258.5	0	18.1	0.000	18	283.9	29	35.8	0.063
7	272.2	1	19.6	0.002	19	249.5	17	37.3	0.037
8	257.3	2	21.1	0.004	20	272.5	15	38.8	0.033
9	266.9	5	22.5	0.011	21	254.3	11	40.2	0.024
10	260.6	14	24.0	0.031	22	270.8	14	41.7	0.031
11	263.1	35	25.5	0.076	23	254.3	6	43.2	0.013
12	271.1	48	27.0	0.105	24	278.5	9	44.7	0.020

Versuchs-Nr.:	12	-	VSchlitten	54.9	mm/s
Frequenz :	2	Hz	$t_{\text{mittel}}$	17.1	s
Verzögerung:	8	s	SStreuung	3.36	s

i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$	i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	180.3	0	8.4	0.000	13	180.4	33	19.1	0.067
2	178.7	0	9.3	0.000	14	175.0	26	20.0	0.052
3	176.9	3	10.2	0.006	15	180.6	20	20.9	0.040
4	173.7	4	11.1	0.008	16	182.2	8	21.8	0.016
5	176.9	16	12.0	0.032	17	180.3	5	22.6	0.010
6	178.5	25	12.9	0.050	18	178.5	5	23.5	0.010
7	177.9	36	13.8	0.073	19	179.0	4	24.4	0.008
8	173.3	47	14.7	0.095	20	179.6	6	25.3	0.012
9	174.4	73	15.5	0.147	21	180.9	5	26.2	0.010
10	178.8	70	16.4	0.141	22	178.6	3	27.1	0.006
11	177.5	52	17.3	0.105	23	178.9	6	28.0	0.012
12	175.6	47	18.2	0.095	24	183.8	2	28.9	0.004

Versuchs-Nr.:	4	-	VSchlitten	54.9	mm/s
Frequenz :	2	Hz	$t_{\text{mittel}}$	16.8	s
Verzögerung:	8	s	SStreuung	3.11	s

i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$	i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	181.9	0	8.4	0.000	13	174.8	29	19.1	0.060
2	181.5	1	9.3	0.002	14	173.0	27	20.0	0.056
3	179.4	2	10.2	0.004	15	176.6	12	20.9	0.025
4	175.2	4	11.1	0.008	16	178.1	9	21.8	0.019
5	175.2	14	12.0	0.029	17	177.5	9	22.6	0.019
6	175.8	22	12.9	0.046	18	177.7	3	23.5	0.006
7	176.8	43	13.8	0.089	19	172.7	2	24.4	0.004
8	180.6	61	14.7	0.127	20	174.8	5	25.3	0.010
9	175.5	77	15.5	0.160	21	179.9	3	26.2	0.006
10	178.3	68	16.4	0.141	22	177.4	2	27.1	0.004
11	175.6	42	17.3	0.087	23	179.1	1	28.0	0.002
12	179.3	43	18.2	0.089	24	177.7	3	28.9	0.006

Versuchs-Nr.:	5	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	3	Hz	$t_{\text{mittel}}$	16.8	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	3.11	s

i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$	i	Gewicht	Anzahl	$t_i$	$m_i/m_{\text{ges}}$
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	284.1	0	0.8	0.000	13	272.6	4	19.6	0.008
2	284.2	0	2.4	0.000	14	275.9	9	21.2	0.019
3	282.5	1	3.9	0.002	15	278.4	2	22.8	0.004
4	277.6	2	5.5	0.004	16	328.3	2	24.3	0.004
5	287.8	12	7.1	0.025	17	288.0	0	25.9	0.000
6	279.8	67	8.6	0.140	18	342.7	2	27.5	0.004
7	274.4	129	10.2	0.269	19	360.5	0	29.0	0.000
8	280.6	121	11.8	0.253	20	276.0	2	30.6	0.004
9	270.4	63	13.3	0.132	21	283.8	1	32.2	0.002
10	276.3	32	14.9	0.067	22	274.0	1	33.8	0.002
11	272.9	18	16.5	0.038	23	279.1	0	35.3	0.000
12	272.0	11	18.1	0.023	24	285.3	0	36.9	0.000

Versuchs-Nr.:	6 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	11.3 s
Verzögerung:	5 s	SStreuung	2.63 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	175.3	1	5.4	0.002	13	179.7	15	16.1	0.031
2	175.6	6	6.3	0.012	14	180.4	3	17.0	0.006
3	179.4	8	7.2	0.016	15	181.0	6	17.9	0.012
4	175.2	25	8.1	0.051	16	179.3	1	18.8	0.002
5	171.3	63	9.0	0.129	17	182.1	1	19.6	0.002
6	174.1	98	9.9	0.201	18	179.3	2	20.5	0.004
7	178.4	76	10.8	0.156	19	180.3	0	21.4	0.000
8	177.7	60	11.7	0.123	20	176.9	1	22.3	0.002
9	175.7	45	12.5	0.092	21	179.3	0	23.2	0.000
10	179.8	37	13.4	0.076	22	180.3	3	24.1	0.006
11	181.3	27	14.3	0.055	23	179.4	0	25.0	0.000
12	178.8	10	15.2	0.020	24	183.2	0	25.9	0.000

Versuchs-Nr.:	7 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.4 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.70 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	286.1	2	0.8	0.004	13	282.4	3	19.6	0.006
2	286.8	6	2.4	0.012	14	278.8	3	21.2	0.006
3	285.6	6	3.9	0.012	15	284.3	1	22.8	0.002
4	279.0	116	5.5	0.235	16	275.1	1	24.3	0.002
5	287.6	148	7.1	0.300	17	279.2	2	25.9	0.004
6	287.9	96	8.6	0.194	18	284.2	0	27.5	0.000
7	287.2	42	10.2	0.085	19	274.5	0	29.0	0.000
8	274.9	26	11.8	0.053	20	270.3	0	30.6	0.000
9	281.5	12	13.3	0.024	21	275.3	0	32.2	0.000
10	286.1	14	14.9	0.028	22	268.3	1	33.8	0.002
11	279.8	9	16.5	0.018	23	270.7	0	35.3	0.000
12	285.5	6	18.1	0.012	24	273.6	0	36.9	0.000

Versuchs-Nr.:	8 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.5 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.72 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	175.9	0	0.4	0.000	13	177.8	26	11.1	0.054
2	173.6	0	1.3	0.000	14	180.9	28	12.0	0.058
3	170.3	0	2.2	0.000	15	182.7	11	12.9	0.023
4	174.3	2	3.1	0.004	16	178.8	9	13.8	0.019
5	174.5	2	4.0	0.004	17	177.7	6	14.6	0.012
6	174.5	18	4.9	0.037	18	180.4	5	15.5	0.010
7	179.7	60	5.8	0.124	19	179.9	3	16.4	0.006
8	177.1	83	6.7	0.171	20	180.1	1	17.3	0.002
9	178.1	89	7.5	0.184	21	182.3	4	18.2	0.008
10	180.3	65	8.4	0.134	22	178.0	2	19.1	0.004
11	180.6	41	9.3	0.085	23	180.3	0	20.0	0.000
12	177.9	30	10.2	0.062	24	188.5	0	20.9	0.000

Versuchs-Nr.:	9 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	7.1 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	4.22 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	294.7	7	0.8	0.014	13	268.4	2	19.6	0.004
2	283.8	8	2.4	0.016	14	272.9	1	21.2	0.002
3	283.8	108	3.9	0.222	15	275.8	0	22.8	0.000
4	278.9	125	5.5	0.257	16	270.3	0	24.3	0.000
5	285.5	113	7.1	0.232	17	271.0	0	25.9	0.000
6	284.5	38	8.6	0.078	18	274.6	3	27.5	0.006
7	278.6	41	10.2	0.084	19	272.9	0	29.0	0.000
8	287.0	15	11.8	0.031	20	273.8	0	30.6	0.000
9	280.8	8	13.3	0.016	21	275.6	0	32.2	0.000
10	278.9	6	14.9	0.012	22	266.5	0	33.8	0.000
11	275.8	6	16.5	0.012	23	270.3	0	35.3	0.000
12	276.8	3	18.1	0.006	24	273.0	3	36.9	0.006

Versuchs-Nr.:	10 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	7.5 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.26 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	180.4	0	0.4	0.000	13	179.1	17	11.1	0.034
2	180.2	8	1.3	0.016	14	182.5	8	12.0	0.016
3	180.7	2	2.2	0.004	15	177.8	11	12.9	0.022
4	178.3	6	3.1	0.012	16	181.3	5	13.8	0.010
5	183.5	35	4.0	0.071	17	180.2	6	14.6	0.012
6	178.2	69	4.9	0.140	18	179.2	7	15.5	0.014
7	183.1	75	5.8	0.152	19	180.6	1	16.4	0.002
8	182.6	79	6.7	0.160	20	177.6	2	17.3	0.004
9	182.4	45	7.5	0.091	21	181.5	3	18.2	0.006
10	180.3	44	8.4	0.089	22	175.0	3	19.1	0.006
11	182.6	31	9.3	0.063	23	171.5	1	20.0	0.002
12	178.3	33	10.2	0.067	24	174.5	2	20.9	0.004

## Dosierung 725 kg/h

Versuchs-Nr.:	1 -	VSchlitten	23.1 mm/s
Frequenz :	1.5 Hz	t <sub>mittel</sub>	22.2 s
Verzögerung:	8 s	SStreuung	4.88 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	453.8	0	9.1	0.000	13	459.0	2	34.4	0.004
2	464.0	0	11.2	0.000	14	457.9	2	36.5	0.004
3	450.7	3	13.3	0.006	15	467.4	2	38.6	0.004
4	441.9	10	15.4	0.020	16	457.9	3	40.7	0.006
5	458.0	79	17.5	0.162	17	458.8	1	42.8	0.002
6	448.3	112	19.6	0.230	18	451.4	2	44.9	0.004
7	455.1	125	21.7	0.256	19	445.8	1	47.0	0.002
8	457.0	66	23.8	0.135	20	457.6	0	49.2	0.000
9	454.8	42	25.9	0.086	21	447.9	0	51.3	0.000
10	458.3	15	28.1	0.031	22	443.3	0	53.4	0.000
11	458.0	16	30.2	0.033	23	452.8	1	55.5	0.002
12	451.9	6	32.3	0.012	24	468.7	0	57.6	0.000

Versuchs-Nr.:	2 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	1.5 Hz	t <sub>mittel</sub>	22.4 s
Verzögerung:	10 s	SStreuung	4.76 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	365.3	0	10.8	0.000	13	347.3	6	29.6	0.012
2	366.0	0	12.4	0.000	14	350.9	9	31.2	0.018
3	359.3	1	13.9	0.002	15	355.7	10	32.8	0.020
4	345.1	12	15.5	0.025	16	349.4	4	34.3	0.008
5	361.2	41	17.1	0.084	17	359.8	5	35.9	0.010
6	360.3	67	18.6	0.137	18	359.8	1	37.5	0.002
7	351.0	102	20.2	0.209	19	344.1	2	39.0	0.004
8	352.1	88	21.8	0.180	20	361.7	0	40.6	0.000
9	355.4	52	23.3	0.106	21	357.4	3	42.2	0.006
10	345.4	40	24.9	0.082	22	356.0	2	43.8	0.004
11	356.8	23	26.5	0.047	23	367.3	0	45.3	0.000
12	345.1	21	28.1	0.043	24	347.0	0	46.9	0.000

Versuchs-Nr.:	3 -	VSchlitten	23.1 mm/s
Frequenz :	2 Hz	t <sub>mittel</sub>	16.7 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	5.01 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	468.7	0	1.1	0.000	13	461.1	7	26.4	0.014
2	459.2	0	3.2	0.000	14	458.9	5	28.5	0.010
3	456.2	0	5.3	0.000	15	458.9	3	30.6	0.006
4	447.3	1	7.4	0.002	16	463.0	1	32.7	0.002
5	457.8	2	9.5	0.004	17	462.2	1	34.8	0.002
6	449.4	39	11.6	0.078	18	462.3	1	36.9	0.002
7	449.6	148	13.7	0.297	19	468.6	1	39.0	0.002
8	444.0	140	15.8	0.281	20	455.2	2	41.2	0.004
9	448.6	84	17.9	0.169	21	461.0	1	43.3	0.002
10	457.5	33	20.1	0.066	22	451.8	1	45.4	0.002
11	461.1	17	22.2	0.034	23	454.3	0	47.5	0.000
12	453.1	9	24.3	0.018	24	469.8	2	49.6	0.004

Versuchs-Nr.:	4 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	2 Hz	t <sub>mittel</sub>	16.8 s
Verzögerung:	5 s	SStreuung	4.46 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	364.6	0	5.8	0.000	13	351.0	2	24.6	0.004
2	365.7	0	7.4	0.000	14	351.2	7	26.2	0.014
3	358.0	3	8.9	0.006	15	358.7	7	27.8	0.014
4	360.8	7	10.5	0.014	16	351.6	1	29.3	0.002
5	352.4	24	12.1	0.049	17	358.4	1	30.9	0.002
6	355.2	100	13.6	0.203	18	361.2	4	32.5	0.008
7	355.0	123	15.2	0.250	19	347.2	2	34.0	0.004
8	349.7	96	16.8	0.195	20	357.7	0	35.6	0.000
9	349.1	67	18.3	0.136	21	360.5	0	37.2	0.000
10	357.4	21	19.9	0.043	22	360.5	0	38.8	0.000
11	356.2	17	21.5	0.035	23	361.9	2	40.3	0.004
12	350.7	5	23.1	0.010	24	393.1	3	41.9	0.006

Versuchs-Nr.:	5 -	VSchlitten	39.0 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	11.0 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.24 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	292.6	0	0.6	0.000	13	295.3	12	15.6	0.024
2	293.8	0	1.9	0.000	14	292.6	8	16.9	0.016
3	287.5	1	3.1	0.002	15	299.9	3	18.1	0.006
4	286.4	2	4.4	0.004	16	294.1	3	19.4	0.006
5	292.9	4	5.6	0.008	17	294.5	2	20.6	0.004
6	293.5	22	6.9	0.045	18	291.7	5	21.9	0.010
7	295.3	58	8.1	0.118	19	293.2	3	23.1	0.006
8	291.8	106	9.4	0.215	20	287.7	3	24.4	0.006
9	295.8	129	10.6	0.262	21	293.8	0	25.6	0.000
10	297.4	76	11.9	0.154	22	287.1	0	26.9	0.000
11	298.2	35	13.1	0.071	23	291.7	0	28.1	0.000
12	291.1	19	14.4	0.039	24	305.3	2	29.4	0.004

Versuchs-Nr.:	6 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	11.1 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.59 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	259.0	0	0.5	0.000	13	250.9	38	13.0	0.078
2	257.4	1	1.6	0.002	14	249.2	26	14.0	0.054
3	254.7	0	2.6	0.000	15	251.4	12	15.1	0.025
4	249.1	0	3.6	0.000	16	246.2	8	16.1	0.016
5	258.7	1	4.7	0.002	17	243.2	6	17.1	0.012
6	252.0	4	5.7	0.008	18	246.8	3	18.2	0.006
7	254.5	4	6.7	0.008	19	245.7	5	19.2	0.010
8	252.0	25	7.8	0.052	20	243.6	4	20.2	0.008
9	250.4	61	8.8	0.126	21	246.8	2	21.3	0.004
10	250.6	111	9.9	0.229	22	247.3	1	22.3	0.002
11	249.8	116	10.9	0.239	23	247.7	0	23.4	0.000
12	251.3	57	11.9	0.118	24	274.6	0	24.4	0.000

Versuchs-Nr.:	7 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.1 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.62 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	253.8	0	0.5	0.000	13	250.5	12	13.0	0.024
2	249.6	2	1.6	0.004	14	250.5	6	14.0	0.012
3	247.5	1	2.6	0.002	15	253.3	0	15.1	0.000
4	246.4	6	3.6	0.012	16	246.3	3	16.1	0.006
5	249.1	18	4.7	0.037	17	251.6	3	17.1	0.006
6	245.1	58	5.7	0.118	18	254.8	1	18.2	0.002
7	241.0	116	6.7	0.235	19	253.1	0	19.2	0.000
8	244.8	113	7.8	0.229	20	248.1	1	20.2	0.002
9	246.7	69	8.8	0.140	21	250.1	1	21.3	0.002
10	248.6	44	9.9	0.089	22	249.4	0	22.3	0.000
11	239.0	22	10.9	0.045	23	243.0	2	23.4	0.004
12	248.9	15	11.9	0.030	24	265.4	0	24.4	0.000

Versuchs-Nr.:	8 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.3 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.46 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	255.3	0	0.5	0.000	13	249.6	5	13.0	0.010
2	254.0	0	1.6	0.000	14	244.1	10	14.0	0.020
3	250.2	3	2.6	0.006	15	246.6	7	15.1	0.014
4	249.4	6	3.6	0.012	16	243.5	6	16.1	0.012
5	253.1	4	4.7	0.008	17	248.6	1	17.1	0.002
6	253.2	39	5.7	0.079	18	252.2	2	18.2	0.004
7	250.6	128	6.7	0.260	19	244.5	1	19.2	0.002
8	253.0	120	7.8	0.244	20	252.2	0	20.2	0.000
9	247.6	84	8.8	0.171	21	253.6	1	21.3	0.002
10	251.1	36	9.9	0.073	22	250.9	0	22.3	0.000
11	250.4	32	10.9	0.065	23	251.8	0	23.4	0.000
12	245.8	7	11.9	0.014	24	275.2	0	24.4	0.000

Versuchs-Nr.:	9 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	6.6 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.47 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	216.9	3	0.4	0.006	13	226.8	9	11.1	0.018
2	219.3	1	1.3	0.002	14	225.3	6	12.0	0.012
3	215.4	6	2.2	0.012	15	228.2	7	12.9	0.014
4	219.2	8	3.1	0.016	16	221.0	4	13.8	0.008
5	222.8	50	4.0	0.101	17	225.6	2	14.6	0.004
6	223.3	106	4.9	0.214	18	224.8	1	15.5	0.002
7	228.1	87	5.8	0.175	19	220.5	0	16.4	0.000
8	227.9	65	6.7	0.131	20	227.5	0	17.3	0.000
9	225.7	56	7.5	0.113	21	219.6	2	18.2	0.004
10	229.0	34	8.4	0.069	22	215.7	0	19.1	0.000
11	225.6	30	9.3	0.060	23	212.0	0	20.0	0.000
12	222.6	19	10.2	0.038	24	217.3	0	20.9	0.000

Versuchs-Nr.:	10	-	VSchlitten	54.9	mm/s
Frequenz :	5	Hz	t <sub>mittel</sub>	6.9	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	2.64	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	215.6	0	0.4	0.000	13	218.5	10	11.1	0.020
2	217.0	2	1.3	0.004	14	208.3	10	12.0	0.020
3	212.1	3	2.2	0.006	15	216.5	12	12.9	0.024
4	210.2	10	3.1	0.020	16	220.7	7	13.8	0.014
5	219.7	35	4.0	0.071	17	219.0	1	14.6	0.002
6	219.3	94	4.9	0.191	18	213.9	2	15.5	0.004
7	217.5	103	5.8	0.210	19	215.0	4	16.4	0.008
8	224.3	66	6.7	0.134	20	210.6	0	17.3	0.000
9	221.0	66	7.5	0.134	21	208.5	2	18.2	0.004
10	221.2	39	8.4	0.079	22	208.2	0	19.1	0.000
11	216.0	16	9.3	0.033	23	202.1	0	20.0	0.000
12	213.6	9	10.2	0.018	24	219.6	0	20.9	0.000

### Dosierung 900 kg/h

Versuchs-Nr.:	1	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	1.5	Hz	t <sub>mittel</sub>	19.9	s
Verzögerung:	10.5	s	SStreuung	4.07	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	423.9	0	11.3	0.000	13	432.6	5	30.1	0.010
2	427.6	5	12.9	0.010	14	418.7	2	31.7	0.004
3	414.3	20	14.4	0.040	15	442.0	2	33.3	0.004
4	406.5	54	16.0	0.108	16	430.4	1	34.8	0.002
5	425.1	114	17.6	0.228	17	426.3	1	36.4	0.002
6	421.6	108	19.1	0.216	18	438.9	1	38.0	0.002
7	410.9	83	20.7	0.166	19	417.8	1	39.5	0.002
8	435.1	48	22.3	0.096	20	421.4	1	41.1	0.002
9	431.4	24	23.8	0.048	21	423.9	1	42.7	0.002
10	425.8	16	25.4	0.032	22	421.4	0	44.3	0.000
11	422.1	7	27.0	0.014	23	414.8	1	45.8	0.002
12	429.9	5	28.6	0.010	24	474.1	0	47.4	0.000

Versuchs-Nr.:	2	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	17.0	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	4.08	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	424.6	0	0.8	0.000	13	426.3	34	19.6	0.069
2	431.3	0	2.4	0.000	14	414.2	23	21.2	0.047
3	425.3	0	3.9	0.000	15	431.0	12	22.8	0.024
4	416.4	0	5.5	0.000	16	426.8	7	24.3	0.014
5	432.0	0	7.1	0.000	17	427.0	6	25.9	0.012
6	431.8	2	8.6	0.004	18	425.9	7	27.5	0.014
7	425.9	3	10.2	0.006	19	409.6	0	29.0	0.000
8	428.3	15	11.8	0.030	20	418.0	5	30.6	0.010
9	424.9	71	13.3	0.144	21	421.1	1	32.2	0.002
10	425.6	134	14.9	0.272	22	417.2	3	33.8	0.006
11	428.7	97	16.5	0.197	23	423.3	0	35.3	0.000
12	425.4	69	18.1	0.140	24	461.3	3	36.9	0.006

Versuchs-Nr.:	3 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	10.4 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.44 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	306.6	0	0.5	0.000	13	301.7	25	13.0	0.052
2	303.3	0	1.6	0.000	14	300.6	8	14.0	0.016
3	298.9	0	2.6	0.000	15	302.6	5	15.1	0.010
4	293.9	1	3.6	0.002	16	303.2	7	16.1	0.014
5	300.4	1	4.7	0.002	17	303.6	1	17.1	0.002
6	296.2	7	5.7	0.014	18	306.3	2	18.2	0.004
7	300.2	8	6.7	0.016	19	306.3	4	19.2	0.008
8	297.5	47	7.8	0.097	20	304.5	3	20.2	0.006
9	291.9	96	8.8	0.198	21	303.9	2	21.3	0.004
10	304.4	128	9.9	0.264	22	306.8	0	22.3	0.000
11	301.1	78	10.9	0.161	23	302.8	1	23.4	0.002
12	300.5	61	11.9	0.126	24	339.1	0	24.4	0.000

Versuchs-Nr.:	4 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.1 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.43 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	267.9	0	0.4	0.000	13	257.9	20	11.1	0.040
2	270.9	0	1.3	0.000	14	257.3	11	12.0	0.022
3	265.7	0	2.2	0.000	15	262.8	7	12.9	0.014
4	262.4	1	3.1	0.002	16	253.8	3	13.8	0.006
5	261.6	3	4.0	0.006	17	264.9	4	14.6	0.008
6	262.6	11	4.9	0.022	18	262.0	3	15.5	0.006
7	266.4	55	5.8	0.111	19	160.7	2	16.4	0.004
8	261.3	109	6.7	0.221	20	261.9	2	17.3	0.004
9	265.8	118	7.5	0.239	21	263.2	1	18.2	0.002
10	258.5	77	8.4	0.156	22	262.4	2	19.1	0.004
11	259.8	43	9.3	0.087	23	261.5	3	20.0	0.006
12	260.7	19	10.2	0.038	24	287.5	0	20.9	0.000

Versuchs-Nr.:	5 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	6.4 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.43 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	272.3	2	0.4	0.004	13	266.5	9	11.1	0.018
2	272.2	3	1.3	0.006	14	261.1	2	12.0	0.004
3	263.9	6	2.2	0.012	15	262.7	4	12.9	0.008
4	265.1	8	3.1	0.016	16	263.0	3	13.8	0.006
5	267.9	35	4.0	0.071	17	261.4	1	14.6	0.002
6	269.0	102	4.9	0.206	18	260.2	2	15.5	0.004
7	270.2	118	5.8	0.239	19	254.1	1	16.4	0.002
8	269.1	100	6.7	0.202	20	255.4	1	17.3	0.002
9	268.6	46	7.5	0.093	21	253.8	1	18.2	0.002
10	263.9	24	8.4	0.049	22	258.0	2	19.1	0.004
11	268.0	16	9.3	0.032	23	251.8	1	20.0	0.002
12	259.7	7	10.2	0.014	24	272.7	0	20.9	0.000

### D 3. Stahlschrot

#### Dosierung 300 kg/h

Versuchs-Nr.:	1 -	VSchlitten	23.1 mm/s
Frequenz :	1 Hz	t <sub>mittel</sub>	38.9 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	4.60 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
7	211.2	0	13.7	0.000	16	212.1	42	32.7	0.091
8	213.5	0	15.8	0.000	17	206.4	69	34.8	0.150
9	208.7	0	17.9	0.000	18	214.4	83	36.9	0.180
10	213.7	0	20.1	0.000	19	211.1	90	39.0	0.195
11	210.2	0	22.2	0.000	20	212.9	56	41.2	0.121
12	208.7	0	24.3	0.000	21	214.2	50	43.3	0.108
13	214.1	1	26.4	0.002	22	214.5	17	45.4	0.037
14	205.6	1	28.5	0.002	23	213.0	23	47.5	0.050
15	205.6	13	30.6	0.028	24	235.5	16	49.6	0.035

Versuchs-Nr.:	2 -	VSchlitten	23.1 mm/s
Frequenz :	1 Hz	t <sub>mittel</sub>	40.6 s
Verzögerung:	20 s	SStreuung	7.26 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	215.2	0	21.1	0.000	13	213.5	25	46.4	0.052
2	211.5	1	23.2	0.002	14	211.7	10	48.5	0.021
3	210.5	0	25.3	0.000	15	212.3	12	50.6	0.025
4	209.3	0	27.4	0.000	16	215.0	9	52.7	0.019
5	216.8	8	29.5	0.017	17	211.6	5	54.8	0.010
6	212.1	21	31.6	0.044	18	214.9	6	56.9	0.013
7	212.4	44	33.7	0.092	19	214.8	3	59.0	0.006
8	211.4	85	35.8	0.177	20	213.0	5	61.2	0.010
9	211.8	84	37.9	0.175	21	212.7	2	63.3	0.004
10	214.4	71	40.1	0.148	22	217.2	5	65.4	0.010
11	215.6	47	42.2	0.098	23	219.5	1	67.5	0.002
12	214.0	33	44.3	0.069	24	217.0	3	69.6	0.006

Versuchs-Nr.:	3 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	2 Hz	t <sub>mittel</sub>	20.8 s
Verzögerung:	10 s	SStreuung	5.12 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	171.0	2	10.8	0.004	13	178.6	13	29.6	0.027
2	171.4	2	12.4	0.004	14	167.7	10	31.2	0.021
3	170.9	16	13.9	0.034	15	174.6	4	32.8	0.008
4	166.3	38	15.5	0.080	16	169.8	2	34.3	0.004
5	167.8	89	17.1	0.187	17	167.0	2	35.9	0.004
6	167.5	84	18.6	0.177	18	174.9	5	37.5	0.011
7	169.0	63	20.2	0.133	19	166.5	0	39.0	0.000
8	169.2	43	21.8	0.091	20	167.5	1	40.6	0.002
9	163.5	44	23.3	0.093	21	174.6	0	42.2	0.000
10	169.9	30	24.9	0.063	22	165.8	0	43.8	0.000
11	167.8	10	26.5	0.021	23	172.1	0	45.3	0.000
12	173.4	15	28.1	0.032	24	174.6	2	46.9	0.004

Versuchs-Nr.:	4 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	2 Hz	t <sub>mittel</sub>	21.5 s
Verzögerung:	10 s	SStreuung	5.29 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	167.1	2	10.8	0.004	13	173.8	5	29.6	0.011
2	174.3	0	12.4	0.000	14	171.7	7	31.2	0.015
3	171.9	7	13.9	0.015	15	164.6	6	32.8	0.013
4	174.5	31	15.5	0.065	16	164.3	5	34.3	0.011
5	168.3	60	17.1	0.126	17	170.4	2	35.9	0.004
6	173.4	97	18.6	0.204	18	171.1	3	37.5	0.006
7	171.5	73	20.2	0.153	19	169.2	2	39.0	0.004
8	165.4	60	21.8	0.126	20	168.0	4	40.6	0.008
9	170.6	36	23.3	0.076	21	166.0	0	42.2	0.000
10	172.4	37	24.9	0.078	22	167.9	0	43.8	0.000
11	169.3	20	26.5	0.042	23	170.0	1	45.3	0.002
12	170.5	16	28.1	0.034	24	184.6	2	46.9	0.004

Versuchs-Nr.:	5 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	13.1 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	4.99 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	168.6	0	0.8	0.000	13	169.2	14	19.6	0.029
2	164.6	2	2.4	0.004	14	167.9	11	21.2	0.023
3	170.9	1	3.9	0.002	15	164.7	11	22.8	0.023
4	166.1	3	5.5	0.006	16	166.9	5	24.3	0.010
5	172.2	12	7.1	0.025	17	173.3	2	25.9	0.004
6	173.6	83	8.6	0.171	18	170.8	1	27.5	0.002
7	173.8	94	10.2	0.194	19	171.1	4	29.0	0.008
8	174.2	87	11.8	0.179	20	167.3	2	30.6	0.004
9	169.8	49	13.3	0.101	21	172.4	1	32.2	0.002
10	169.5	40	14.9	0.082	22	166.5	2	33.8	0.004
11	170.2	37	16.5	0.076	23	168.8	1	35.3	0.002
12	166.0	22	18.1	0.045	24	173.1	1	36.9	0.002

Versuchs-Nr.:	6 -	VSchlitten	31.1 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	13.3 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	5.03 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	173.0	0.8	0.000	0.000	13	171.4	19.6	0.037	0.024
2	174.0	2.4	0.002	0.001	14	170.2	21.2	0.029	0.018
3	175.3	3.9	0.000	0.000	15	170.2	22.8	0.016	0.010
4	171.3	5.5	0.002	0.001	16	170.9	24.3	0.014	0.009
5	173.6	7.1	0.035	0.022	17	172.1	25.9	0.008	0.005
6	180.6	8.6	0.162	0.103	18	167.2	27.5	0.014	0.009
7	170.5	10.2	0.187	0.119	19	174.4	29.0	0.004	0.003
8	175.1	11.8	0.183	0.116	20	169.3	30.6	0.004	0.003
9	170.4	13.3	0.113	0.072	21	165.7	32.2	0.000	0.000
10	168.5	14.9	0.082	0.052	22	170.3	33.8	0.002	0.001
11	165.9	16.5	0.064	0.041	23	168.7	35.3	0.000	0.000
12	172.6	18.1	0.037	0.024	24	182.2	36.9	0.004	0.003

Versuchs-Nr.:	7 -	VSchlitten	39.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	10.5 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	4.18 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	142.4	0	0.6	0.000	13	146.9	17	15.6	0.035
2	147.2	1	1.9	0.002	14	143.6	14	16.9	0.029
3	142.1	0	3.1	0.000	15	148.6	7	18.1	0.015
4	149.7	4	4.4	0.008	16	144.1	6	19.4	0.012
5	148.4	28	5.6	0.058	17	144.7	6	20.6	0.012
6	146.1	85	6.9	0.176	18	141.3	4	21.9	0.008
7	145.3	72	8.1	0.149	19	145.4	1	23.1	0.002
8	142.3	83	9.4	0.172	20	142.4	2	24.4	0.004
9	142.3	55	10.6	0.114	21	140.6	3	25.6	0.006
10	144.2	36	11.9	0.075	22	149.2	0	26.9	0.000
11	149.1	30	13.1	0.062	23	152.0	2	28.1	0.004
12	143.7	25	14.4	0.052	24	145.5	1	29.4	0.002

Versuchs-Nr.:	8 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	10.2 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.99 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	125.3	0	0.5	0.000	13	122.2	18	13.0	0.039
2	128.3	0	1.6	0.000	14	123.6	21	14.0	0.045
3	127.7	1	2.6	0.002	15	128.8	13	15.1	0.028
4	126.9	1	3.6	0.002	16	123.9	12	16.1	0.026
5	128.7	6	4.7	0.013	17	124.1	4	17.1	0.009
6	130.1	29	5.7	0.062	18	128.4	7	18.2	0.015
7	126.8	66	6.7	0.142	19	125.9	8	19.2	0.017
8	126.8	65	7.8	0.139	20	128.6	3	20.2	0.006
9	130.2	77	8.8	0.165	21	124.1	7	21.3	0.015
10	128.0	59	9.9	0.127	22	127.7	4	22.3	0.009
11	126.9	40	10.9	0.086	23	125.7	3	23.4	0.006
12	124.7	20	11.9	0.043	24	130.5	2	24.4	0.004

Versuchs-Nr.:	9 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.7 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.67 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	111.4	0	0.4	0.000	13	109.1	12	11.1	0.028
2	110.8	1	1.3	0.002	14	110.4	18	12.0	0.041
3	117.5	1	2.2	0.002	15	111.4	14	12.9	0.032
4	120.0	2	3.1	0.005	16	113.1	9	13.8	0.021
5	116.1	10	4.0	0.023	17	112.9	4	14.6	0.009
6	118.7	41	4.9	0.094	18	114.2	6	15.5	0.014
7	112.1	67	5.8	0.154	19	108.5	6	16.4	0.014
8	117.4	57	6.7	0.131	20	111.1	6	17.3	0.014
9	107.4	48	7.5	0.110	21	112.3	5	18.2	0.011
10	114.9	45	8.4	0.103	22	116.9	5	19.1	0.011
11	113.0	37	9.3	0.085	23	116.0	5	20.0	0.011
12	114.8	34	10.2	0.078	24	114.4	2	20.9	0.005

Versuchs-Nr.:	10	-	VSchlitten	47.0	mm/s
Frequenz :	5	Hz	t <sub>mittel</sub>	8.9	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	3.59	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	126.8	1	0.5	0.002	13	123.6	17	13.0	0.035
2	126.3	1	1.6	0.002	14	125.7	14	14.0	0.029
3	128.6	0	2.6	0.000	15	129.5	9	15.1	0.018
4	126.3	5	3.6	0.010	16	122.5	9	16.1	0.018
5	130.0	35	4.7	0.071	17	126.1	4	17.1	0.008
6	130.2	73	5.7	0.149	18	121.0	8	18.2	0.016
7	127.7	75	6.7	0.153	19	124.3	2	19.2	0.004
8	125.1	74	7.8	0.151	20	125.4	7	20.2	0.014
9	124.4	61	8.8	0.124	21	126.0	2	21.3	0.004
10	126.8	42	9.9	0.086	22	130.2	0	22.3	0.000
11	124.2	23	10.9	0.047	23	127.7	0	23.4	0.000
12	125.3	28	11.9	0.057	24	132.4	0	24.4	0.000

### Dosierung 500 kg/h

Versuchs-Nr.:	1	-	VSchlitten	23.1	mm/s
Frequenz :	1	Hz	t <sub>mittel</sub>	35.3	s
Verzögerung:	10	s	SStreuung	5.69	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	359.6	0	11.1	0.000	13	326.8	65	36.4	0.129
2	392.3	1	13.2	0.002	14	331.7	46	38.5	0.092
3	346.6	0	15.3	0.000	15	330.8	32	40.6	0.064
4	357.2	1	17.4	0.002	16	328.2	13	42.7	0.026
5	359.1	1	19.5	0.002	17	330.8	7	44.8	0.014
6	347.8	0	21.6	0.000	18	335.4	10	46.9	0.020
7	351.1	1	23.7	0.002	19	323.9	4	49.0	0.008
8	346.7	1	25.8	0.002	20	327.3	4	51.2	0.008
9	339.2	16	27.9	0.032	21	326.6	3	53.3	0.006
10	334.4	64	30.1	0.127	22	328.5	5	55.4	0.010
11	338.8	125	32.2	0.249	23	324.9	3	57.5	0.006
12	337.3	99	34.3	0.197	24	346.0	1	59.6	0.002

Versuchs-Nr.:	2	-	VSchlitten	23.1	mm/s
Frequenz :	1	Hz	t <sub>mittel</sub>	37.0	s
Verzögerung:	10	s	SStreuung	7.13	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	376.9	2	11.1	0.004	13	333.5	79	36.4	0.158
2	379.7	1	13.2	0.002	14	329.0	32	38.5	0.064
3	375.1	2	15.3	0.004	15	338.6	36	40.6	0.072
4	358.9	0	17.4	0.000	16	331.1	20	42.7	0.040
5	363.4	3	19.5	0.006	17	323.8	23	44.8	0.046
6	356.1	0	21.6	0.000	18	322.1	11	46.9	0.022
7	352.4	0	23.7	0.000	19	323.2	12	49.0	0.024
8	340.0	2	25.8	0.004	20	316.6	10	51.2	0.020
9	349.6	8	27.9	0.016	21	332.8	10	53.3	0.020
10	342.3	40	30.1	0.080	22	324.3	2	55.4	0.004
11	336.3	91	32.2	0.182	23	330.1	6	57.5	0.012
12	336.1	105	34.3	0.210	24	334.1	5	59.6	0.010

Versuchs-Nr.:	3	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	19.7	s
Verzögerung:	10	s	SStreuung	3.66	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	258.3	0	0.8	0.000	13	259.2	94	19.6	0.182
2	260.5	0	2.4	0.000	14	255.6	69	21.2	0.133
3	262.9	0	3.9	0.000	15	254.4	49	22.8	0.095
4	248.9	0	5.5	0.000	16	260.5	18	24.3	0.035
5	264.7	1	7.1	0.002	17	250.1	16	25.9	0.031
6	259.3	1	8.6	0.002	18	256.9	13	27.5	0.025
7	264.6	2	10.2	0.004	19	257.2	6	29.0	0.012
8	257.7	2	11.8	0.004	20	259.3	2	30.6	0.004
9	262.3	6	13.3	0.012	21	247.6	3	32.2	0.006
10	257.4	23	14.9	0.044	22	257.8	1	33.8	0.002
11	254.7	83	16.5	0.161	23	256.2	1	35.3	0.002
12	267.1	126	18.1	0.244	24	252.8	1	36.9	0.002

Versuchs-Nr.:	4	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	20.3	s
Verzögerung:	10	s	SStreuung	4.35	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	285.7	0	5.8	0.000	13	255.0	12	24.6	0.024
2	285.3	1	7.4	0.002	14	257.9	11	26.2	0.022
3	278.5	0	8.9	0.000	15	253.8	5	27.8	0.010
4	270.9	1	10.5	0.002	16	258.4	6	29.3	0.012
5	277.0	0	12.1	0.000	17	264.9	6	30.9	0.012
6	275.7	5	13.6	0.010	18	262.9	3	32.5	0.006
7	273.7	20	15.2	0.039	19	254.9	1	34.0	0.002
8	263.3	88	16.8	0.173	20	253.9	4	35.6	0.008
9	262.5	112	18.3	0.220	21	254.2	2	37.2	0.004
10	263.2	119	19.9	0.234	22	255.2	2	38.8	0.004
11	261.8	60	21.5	0.118	23	260.7	2	40.3	0.004
12	261.0	46	23.1	0.091	24	257.7	2	41.9	0.004

Versuchs-Nr.:	5	-	VSchlitten	31.1	mm/s
Frequenz :	3	Hz	t <sub>mittel</sub>	13.5	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	3.90	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	259.1	0	0.8	0.000	13	245.5	16	19.6	0.032
2	255.9	0	2.4	0.000	14	253.6	7	21.2	0.014
3	257.5	1	3.9	0.002	15	258.5	9	22.8	0.018
4	253.7	1	5.5	0.002	16	260.3	3	24.3	0.006
5	251.7	2	7.1	0.004	17	254.8	2	25.9	0.004
6	258.0	18	8.6	0.036	18	253.8	0	27.5	0.000
7	253.6	91	10.2	0.181	19	248.1	1	29.0	0.002
8	253.9	126	11.8	0.251	20	255.1	1	30.6	0.002
9	260.0	113	13.3	0.225	21	248.5	1	32.2	0.002
10	254.7	58	14.9	0.116	22	262.3	1	33.8	0.002
11	251.2	26	16.5	0.052	23	258.8	1	35.3	0.002
12	253.5	23	18.1	0.046	24	255.1	1	36.9	0.002

Versuchs-Nr.:	6 -	VSchlitten	35.0 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	13.0 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.42 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	232.9	0	0.7	0.000	13	229.7	13	17.4	0.026
2	237.8	1	2.1	0.002	14	236.2	13	18.8	0.026
3	233.0	0	3.5	0.000	15	230.2	3	20.2	0.006
4	231.6	2	4.9	0.004	16	231.0	2	21.6	0.004
5	239.2	0	6.3	0.000	17	228.4	0	23.0	0.000
6	227.8	1	7.7	0.002	18	235.7	4	24.4	0.008
7	233.6	18	9.0	0.036	19	224.9	2	25.7	0.004
8	241.6	109	10.4	0.218	20	226.6	2	27.1	0.004
9	230.3	140	11.8	0.280	21	229.8	2	28.5	0.004
10	236.4	102	13.2	0.204	22	231.1	2	29.9	0.004
11	228.1	51	14.6	0.102	23	227.8	2	31.3	0.004
12	236.3	31	16.0	0.062	24	231.3	0	32.7	0.000

Versuchs-Nr.:	7 -	VSchlitten	43.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.9 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.54 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	217.4	1	0.6	0.002	13	196.8	14	14.2	0.028
2	216.4	0	1.7	0.000	14	194.9	6	15.3	0.012
3	212.8	0	2.8	0.000	15	190.1	5	16.4	0.010
4	201.1	3	4.0	0.006	16	200.2	8	17.6	0.016
5	200.5	4	5.1	0.008	17	196.6	5	18.7	0.010
6	208.9	38	6.2	0.076	18	204.3	3	19.8	0.006
7	204.1	101	7.4	0.202	19	198.7	4	21.0	0.008
8	201.2	109	8.5	0.218	20	206.5	1	22.1	0.002
9	199.3	91	9.6	0.182	21	196.7	5	23.3	0.010
10	204.7	52	10.8	0.104	22	193.6	2	24.4	0.004
11	197.0	22	11.9	0.044	23	200.6	2	25.5	0.004
12	203.0	23	13.0	0.046	24	194.3	0	26.7	0.000

Versuchs-Nr.:	8 -	VSchlitten	43.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.9 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.34 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	196.7	0	0.6	0.000	13	200.1	9	14.2	0.018
2	203.8	0	1.7	0.000	14	192.2	12	15.3	0.024
3	201.5	1	2.8	0.002	15	194.6	2	16.4	0.004
4	207.0	1	4.0	0.002	16	197.3	11	17.6	0.022
5	200.7	4	5.1	0.008	17	202.0	2	18.7	0.004
6	206.1	40	6.2	0.081	18	200.3	3	19.8	0.006
7	197.2	90	7.4	0.183	19	200.3	3	21.0	0.006
8	205.7	120	8.5	0.244	20	194.8	2	22.1	0.004
9	197.5	65	9.6	0.132	21	202.8	1	23.3	0.002
10	200.9	54	10.8	0.110	22	192.1	3	24.4	0.006
11	201.8	40	11.9	0.081	23	199.4	0	25.5	0.000
12	202.1	28	13.0	0.057	24	192.7	1	26.7	0.002

Versuchs-Nr.:	9 -	VSchlitten	50.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	8.0 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.70 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	179.9	0	0.5	0.000	13	174.8	7	12.0	0.014
2	178.2	2	1.4	0.004	14	176.0	10	12.9	0.020
3	175.7	2	2.4	0.004	15	182.6	9	13.9	0.018
4	176.1	2	3.3	0.004	16	176.4	8	14.8	0.016
5	181.5	8	4.3	0.016	17	171.3	5	15.8	0.010
6	181.9	59	5.3	0.119	18	176.6	5	16.7	0.010
7	177.3	102	6.2	0.206	19	171.7	1	17.7	0.002
8	175.7	97	7.2	0.196	20	171.6	0	18.7	0.000
9	176.4	77	8.1	0.156	21	170.9	1	19.6	0.002
10	177.6	54	9.1	0.109	22	172.5	1	20.6	0.002
11	175.3	25	10.0	0.051	23	181.5	0	21.5	0.000
12	176.3	19	11.0	0.038	24	164.7	0	22.5	0.000

Versuchs-Nr.:	10 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	7.8 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.63 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	160.5	0	0.4	0.000	13	163.0	12	11.1	0.024
2	166.5	0	1.3	0.000	14	161.1	15	12.0	0.030
3	164.5	2	2.2	0.004	15	168.0	3	12.9	0.006
4	164.8	5	3.1	0.010	16	165.4	5	13.8	0.010
5	166.8	11	4.0	0.022	17	163.3	6	14.6	0.012
6	171.6	31	4.9	0.062	18	163.0	3	15.5	0.006
7	167.5	85	5.8	0.171	19	166.2	5	16.4	0.010
8	168.2	102	6.7	0.205	20	169.0	2	17.3	0.004
9	166.8	90	7.5	0.181	21	163.0	0	18.2	0.000
10	171.2	57	8.4	0.114	22	165.3	1	19.1	0.002
11	160.9	33	9.3	0.066	23	174.9	2	20.0	0.004
12	169.4	28	10.2	0.056	24	161.4	0	20.9	0.000

### Dosierung 700 kg/h

Versuchs-Nr.:	1 -	VSchlitten	27.1 mm/s
Frequenz :	1.5 Hz	t <sub>mittel</sub>	24.4 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	3.89 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	385.4	0	0.9	0.000	13	364.1	136	22.5	0.271
2	374.3	0	2.7	0.000	14	384.3	120	24.3	0.240
3	387.5	0	4.5	0.000	15	379.6	76	26.1	0.152
4	379.4	0	6.3	0.000	16	369.5	23	27.9	0.046
5	390.3	0	8.1	0.000	17	382.8	14	29.7	0.028
6	381.2	0	9.9	0.000	18	381.1	8	31.5	0.016
7	388.0	0	11.7	0.000	19	373.1	10	33.3	0.020
8	379.8	0	13.5	0.000	20	387.5	4	35.1	0.008
9	382.8	0	15.3	0.000	21	361.3	5	36.9	0.010
10	383.7	0	17.1	0.000	22	383.0	2	38.7	0.004
11	376.0	15	18.9	0.030	23	388.7	3	40.5	0.006
12	389.5	82	20.7	0.164	24	385.9	3	42.3	0.006

Versuchs-Nr.:	2 -	VSchlitten	33.0 mm/s
Frequenz :	<b>1.5</b> Hz	t <sub>mittel</sub>	24.3 s
Verzögerung:	10 s	SStreuung	3.49 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	320.9	0	10.7	0.000	13	312.4	15	28.4	0.030
2	318.8	0	12.2	0.000	14	316.1	9	29.9	0.018
3	330.3	0	13.7	0.000	15	320.0	7	31.4	0.014
4	313.3	0	15.2	0.000	16	326.2	6	32.9	0.012
5	332.9	0	16.6	0.000	17	328.9	2	34.3	0.004
6	334.3	7	18.1	0.014	18	328.1	2	35.8	0.004
7	323.7	25	19.6	0.050	19	311.6	2	37.3	0.004
8	315.7	60	21.1	0.120	20	315.1	1	38.8	0.002
9	314.2	120	22.5	0.240	21	311.5	3	40.2	0.006
10	326.9	121	24.0	0.242	22	326.3	0	41.7	0.000
11	321.7	80	25.5	0.160	23	329.3	1	43.2	0.002
12	329.7	39	27.0	0.078	24	318.8	1	44.7	0.002

Versuchs-Nr.:	3 -	VSchlitten	37.0 mm/s
Frequenz :	<b>2</b> Hz	t <sub>mittel</sub>	20.2 s
Verzögerung:	8 s	SStreuung	3.98 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	292.4	0	8.7	0.000	13	294.7	15	24.5	0.030
2	285.6	1	10.0	0.002	14	287.5	12	25.8	0.024
3	297.4	4	11.3	0.008	15	292.9	8	27.1	0.016
4	282.9	0	12.6	0.000	16	304.5	6	28.4	0.012
5	292.8	1	13.9	0.002	17	284.3	7	29.7	0.014
6	299.7	14	15.2	0.028	18	299.8	1	31.0	0.002
7	290.4	65	16.6	0.132	19	283.6	2	32.4	0.004
8	298.7	104	17.9	0.211	20	291.3	6	33.7	0.012
9	288.0	103	19.2	0.209	21	289.9	4	35.0	0.008
10	299.3	56	20.5	0.114	22	281.7	1	36.3	0.002
11	294.5	43	21.8	0.087	23	304.2	1	37.6	0.002
12	290.7	38	23.1	0.077	24	289.6	0	38.9	0.000

Versuchs-Nr.:	4 -	VSchlitten	37.0 mm/s
Frequenz :	<b>2</b> Hz	t <sub>mittel</sub>	20.4 s
Verzögerung:	8 s	SStreuung	4.08 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	293.5	0	8.7	0.000	13	294.6	15	24.5	0.030
2	288.8	0	10.0	0.000	14	277.1	11	25.8	0.022
3	295.4	0	11.3	0.000	15	297.1	10	27.1	0.020
4	284.7	2	12.6	0.004	16	287.9	8	28.4	0.016
5	302.7	3	13.9	0.006	17	291.3	8	29.7	0.016
6	288.2	16	15.2	0.032	18	291.0	4	31.0	0.008
7	287.6	54	16.6	0.108	19	293.4	4	32.4	0.008
8	292.8	105	17.9	0.210	20	283.2	2	33.7	0.004
9	281.0	104	19.2	0.208	21	295.3	3	35.0	0.006
10	293.1	79	20.5	0.158	22	295.7	1	36.3	0.002
11	279.5	43	21.8	0.086	23	291.5	3	37.6	0.006
12	298.0	24	23.1	0.048	24	296.3	1	38.9	0.002

Versuchs-Nr.:	5	-	VSchlitten	35.0	mm/s
Frequenz :	3	Hz	t <sub>mittel</sub>	12.9	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	2.93	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	302.9	0	0.7	0.000	13	306.7	14	17.4	0.028
2	313.3	0	2.1	0.000	14	299.0	10	18.8	0.020
3	324.8	1	3.5	0.002	15	309.6	3	20.2	0.006
4	378.4	0	4.9	0.000	16	306.7	2	21.6	0.004
5	319.6	1	6.3	0.002	17	302.8	2	23.0	0.004
6	311.6	2	7.7	0.004	18	313.7	4	24.4	0.008
7	317.4	18	9.0	0.036	19	295.8	1	25.7	0.002
8	312.2	104	10.4	0.208	20	308.8	1	27.1	0.002
9	314.2	150	11.8	0.300	21	301.8	1	28.5	0.002
10	308.4	105	13.2	0.210	22	302.1	1	29.9	0.002
11	312.1	50	14.6	0.100	23	302.3	0	31.3	0.000
12	314.0	30	16.0	0.060	24	310.0	0	32.7	0.000

Versuchs-Nr.:	6	-	VSchlitten	35.0	mm/s
Frequenz :	3	Hz	t <sub>mittel</sub>	12.6	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	3.20	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	320.6	2	0.7	0.004	13	294.2	14	17.4	0.029
2	315.3	2	2.1	0.004	14	310.8	6	18.8	0.012
3	306.4	1	3.5	0.002	15	310.0	7	20.2	0.014
4	313.3	1	4.9	0.002	16	297.8	3	21.6	0.006
5	306.1	2	6.3	0.004	17	308.9	2	23.0	0.004
6	308.0	2	7.7	0.004	18	304.2	2	24.4	0.004
7	306.8	28	9.0	0.057	19	302.5	1	25.7	0.002
8	304.5	97	10.4	0.199	20	292.4	0	27.1	0.000
9	304.7	156	11.8	0.320	21	295.7	1	28.5	0.002
10	307.6	91	13.2	0.186	22	295.9	1	29.9	0.002
11	301.7	43	14.6	0.088	23	304.7	0	31.3	0.000
12	307.0	25	16.0	0.051	24	296.0	1	32.7	0.002

Versuchs-Nr.:	7	-	VSchlitten	47.0	mm/s
Frequenz :	4	Hz	t <sub>mittel</sub>	9.9	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	2.54	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	242.8	0	0.5	0.000	13	240.0	22	13.0	0.044
2	253.5	1	1.6	0.002	14	233.3	14	14.0	0.028
3	248.2	0	2.6	0.000	15	243.6	11	15.1	0.022
4	243.0	3	3.6	0.006	16	240.1	7	16.1	0.014
5	246.1	3	4.7	0.006	17	244.9	5	17.1	0.010
6	244.3	4	5.7	0.008	18	234.1	0	18.2	0.000
7	244.5	15	6.7	0.030	19	231.1	1	19.2	0.002
8	238.5	88	7.8	0.175	20	237.2	1	20.2	0.002
9	237.5	135	8.8	0.268	21	236.6	1	21.3	0.002
10	247.2	89	9.9	0.177	22	232.5	0	22.3	0.000
11	243.1	65	10.9	0.129	23	240.5	1	23.4	0.002
12	239.3	36	11.9	0.072	24	236.1	1	24.4	0.002

Versuchs-Nr.:	8	-	VSchlitten	47.0	mm/s
Frequenz :	4	Hz	t <sub>mittel</sub>	10.1	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	2.77	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	235.3	0	0.5	0.000	13	235.1	15	13.0	0.030
2	244.3	0	1.6	0.000	14	239.2	17	14.0	0.034
3	247.9	0	2.6	0.000	15	250.7	17	15.1	0.034
4	236.0	2	3.6	0.004	16	236.2	4	16.1	0.008
5	235.1	3	4.7	0.006	17	244.1	7	17.1	0.014
6	236.5	3	5.7	0.006	18	239.7	2	18.2	0.004
7	243.3	26	6.7	0.051	19	235.0	1	19.2	0.002
8	242.7	95	7.8	0.188	20	243.8	0	20.2	0.000
9	240.1	104	8.8	0.206	21	235.4	0	21.3	0.000
10	245.7	85	9.9	0.168	22	235.3	0	0.5	0.000
11	252.9	76	10.9	0.150	23	244.3	0	1.6	0.000
12	242.4	44	11.9	0.087	24	247.9	0	2.6	0.000

Versuchs-Nr.:	9	-	VSchlitten	54.9	mm/s
Frequenz :	5	Hz	t <sub>mittel</sub>	8.2	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	2.56	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	213.7	1	0.4	0.002	13	211.8	24	11.1	0.048
2	213.4	0	1.3	0.000	14	207.1	6	12.0	0.012
3	214.0	1	2.2	0.002	15	215.2	10	12.9	0.020
4	211.3	1	3.1	0.002	16	212.6	7	13.8	0.014
5	217.1	1	4.0	0.002	17	207.9	4	14.6	0.008
6	221.2	16	4.9	0.032	18	208.1	2	15.5	0.004
7	213.7	61	5.8	0.122	19	211.9	1	16.4	0.002
8	208.0	105	6.7	0.211	20	207.7	2	17.3	0.004
9	208.1	108	7.5	0.217	21	202.7	0	18.2	0.000
10	209.6	58	8.4	0.116	22	214.5	2	19.1	0.004
11	220.7	48	9.3	0.096	23	218.6	2	20.0	0.004
12	218.3	36	10.2	0.072	24	207.5	2	20.9	0.004

Versuchs-Nr.:	10	-	VSchlitten	53.3	mm/s
Frequenz :	5	Hz	t <sub>mittel</sub>	8.1	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	2.47	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	240.0	0	0.5	0.000	13	204.9	15	11.4	0.030
2	188.7	2	1.4	0.004	14	208.5	6	12.3	0.012
3	217.2	2	2.3	0.004	15	213.5	4	13.3	0.008
4	212.0	2	3.2	0.004	16	214.0	3	14.2	0.006
5	216.3	2	4.1	0.004	17	209.8	8	15.1	0.016
6	218.2	16	5.0	0.032	18	210.9	6	16.0	0.012
7	217.7	78	5.9	0.154	19	210.1	2	16.9	0.004
8	213.4	119	6.9	0.236	20	211.9	1	17.8	0.002
9	215.8	94	7.8	0.186	21	211.5	2	18.7	0.004
10	218.8	74	8.7	0.147	22	216.5	1	19.7	0.002
11	214.4	45	9.6	0.089	23	213.8	0	20.6	0.000
12	207.6	23	10.5	0.046	24	205.8	0	21.5	0.000

**Dosierung 900 kg/h**

Versuchs-Nr.:	1	-	VSchlitten	33.0	mm/s
Frequenz :	1.5	Hz	t <sub>mittel</sub>	22.4	s
Verzögerung:	10	s	SStreuung	3.1	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	373.3	0	10.7	0.000	13	377.0	6	28.4	0.012
2	391.2	0	12.2	0.000	14	382.2	2	29.9	0.004
3	393.9	0	13.7	0.000	15	393.9	2	31.4	0.004
4	397.5	0	15.2	0.000	16	402.1	4	32.9	0.008
5	399.4	1	16.6	0.002	17	401.7	1	34.3	0.002
6	399.3	16	18.1	0.033	18	391.6	2	35.8	0.004
7	385.4	76	19.6	0.158	19	395.7	3	37.3	0.006
8	384.5	146	21.1	0.304	20	391.6	1	38.8	0.002
9	406.5	118	22.5	0.245	21	387.2	0	40.2	0.000
10	402.3	61	24.0	0.127	22	394.6	1	41.7	0.002
11	403.7	26	25.5	0.054	23	413.3	0	43.2	0.000
12	402.1	15	27.0	0.031	24	395.5	0	44.7	0.000

Versuchs-Nr.:	2	-	VSchlitten	33.0	mm/s
Frequenz :	1.5	Hz	t <sub>mittel</sub>	23.5	s
Verzögerung:	10	s	SStreuung	4.35	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	406.7	1	10.7	0.002	13	394.7	13	28.4	0.026
2	398.5	1	12.2	0.002	14	386.5	10	29.9	0.020
3	402.2	0	13.7	0.000	15	397.4	7	31.4	0.014
4	391.2	0	15.2	0.000	16	388.0	4	32.9	0.008
5	407.6	0	16.6	0.000	17	390.4	4	34.3	0.008
6	393.6	10	18.1	0.020	18	395.1	6	35.8	0.012
7	410.7	59	19.6	0.118	19	385.2	3	37.3	0.006
8	408.0	129	21.1	0.257	20	400.0	2	38.8	0.004
9	397.6	115	22.5	0.230	21	384.4	3	40.2	0.006
10	395.9	71	24.0	0.142	22	396.9	3	41.7	0.006
11	393.0	29	25.5	0.058	23	399.0	1	43.2	0.002
12	395.1	29	27.0	0.058	24	391.3	1	44.7	0.002

Versuchs-Nr.:	3	-	VSchlitten	37.0	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	19.3	s
Verzögerung:	8	s	SStreuung	3.51	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	345.8	0	8.7	0.000	13	372.5	14	24.5	0.028
2	373.2	0	10.0	0.000	14	359.1	8	25.8	0.016
3	349.8	1	11.3	0.002	15	369.8	4	27.1	0.008
4	374.1	0	12.6	0.000	16	370.3	2	28.4	0.004
5	372.1	3	13.9	0.006	17	371.6	3	29.7	0.006
6	374.5	20	15.2	0.040	18	380.5	4	31.0	0.008
7	372.5	89	16.6	0.180	19	364.8	0	32.4	0.000
8	366.0	135	17.9	0.273	20	378.1	4	33.7	0.008
9	372.4	105	19.2	0.213	21	368.1	3	35.0	0.006
10	365.8	59	20.5	0.119	22	365.2	1	36.3	0.002
11	389.9	27	21.8	0.055	23	375.3	0	37.6	0.000
12	375.0	11	23.1	0.022	24	358.0	1	38.9	0.002

Versuchs-Nr.:	4 -	VSchlitten	37.0 mm/s
Frequenz :	2 Hz	t <sub>mittel</sub>	19.5 s
Verzögerung:	8 s	SStreuung	3.93 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	370.7	0	8.7	0.000	13	378.2	11	24.5	0.023
2	361.0	0	10.0	0.000	14	357.7	10	25.8	0.021
3	381.0	0	11.3	0.000	15	389.8	9	27.1	0.019
4	348.4	0	12.6	0.000	16	363.0	2	28.4	0.004
5	379.2	2	13.9	0.004	17	371.8	4	29.7	0.008
6	380.3	28	15.2	0.058	18	377.5	4	31.0	0.008
7	369.7	94	16.6	0.195	19	366.5	2	32.4	0.004
8	369.9	140	17.9	0.290	20	388.3	6	33.7	0.012
9	361.3	73	19.2	0.151	21	362.9	1	35.0	0.002
10	377.5	51	20.5	0.106	22	380.4	3	36.3	0.006
11	366.6	29	21.8	0.060	23	382.6	0	37.6	0.000
12	372.6	12	23.1	0.025	24	364.0	1	38.9	0.002

Versuchs-Nr.:	5 -	VSchlitten	39.0 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	13.0 s
Verzögerung:	5 s	SStreuung	2.83 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	355.4	0	5.6	0.000	13	353.2	4	20.6	0.008
2	350.3	3	6.9	0.006	14	350.0	2	21.9	0.004
3	366.9	0	8.1	0.000	15	358.0	2	23.1	0.004
4	343.8	12	9.4	0.024	16	356.5	0	24.4	0.000
5	351.1	96	10.6	0.192	17	375.5	0	25.6	0.000
6	348.4	141	11.9	0.282	18	355.7	1	26.9	0.002
7	353.3	124	13.1	0.248	19	352.9	1	28.1	0.002
8	353.2	60	14.4	0.120	20	360.8	2	29.4	0.004
9	352.2	27	15.6	0.054	21	351.2	2	30.6	0.004
10	357.4	14	16.9	0.028	22	359.5	0	31.9	0.000
11	354.3	3	18.1	0.006	23	354.9	0	33.1	0.000
12	357.1	6	19.4	0.012	24	348.2	0	34.4	0.000

Versuchs-Nr.:	6 -	VSchlitten	43.0 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	12.7 s
Verzögerung:	5 s	SStreuung	2.80 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	337.2	0	5.6	0.000	13	314.5	4	19.2	0.008
2	330.0	2	6.7	0.004	14	327.0	5	20.3	0.010
3	333.8	2	7.8	0.004	15	320.2	2	21.4	0.004
4	330.6	8	9.0	0.016	16	327.9	0	22.6	0.000
5	327.3	63	10.1	0.126	17	349.0	0	23.7	0.000
6	335.4	132	11.2	0.264	18	324.0	0	24.8	0.000
7	321.1	126	12.4	0.252	19	318.6	3	26.0	0.006
8	322.4	68	13.5	0.136	20	324.8	1	27.1	0.002
9	328.3	49	14.6	0.098	21	313.7	1	28.3	0.002
10	323.6	19	15.8	0.038	22	328.3	0	29.4	0.000
11	321.0	8	16.9	0.016	23	324.3	1	30.5	0.002
12	324.4	5	18.0	0.010	24	324.4	1	31.7	0.002

Versuchs-Nr.:	7 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.7 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.46 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	314.6	1	0.5	0.002	13	310.3	23	13.0	0.046
2	318.0	0	1.6	0.000	14	299.7	7	14.0	0.014
3	319.4	1	2.6	0.002	15	319.0	4	15.1	0.008
4	304.6	0	3.6	0.000	16	303.9	2	16.1	0.004
5	308.0	1	4.7	0.002	17	307.6	4	17.1	0.008
6	323.8	2	5.7	0.004	18	309.0	1	18.2	0.002
7	304.0	22	6.7	0.044	19	305.6	2	19.2	0.004
8	314.3	112	7.8	0.226	20	305.3	1	20.2	0.002
9	321.2	122	8.8	0.246	21	295.2	3	21.3	0.006
10	311.3	105	9.9	0.212	22	304.2	1	22.3	0.002
11	304.8	57	10.9	0.115	23	309.5	1	23.4	0.002
12	306.3	23	11.9	0.046	24	298.9	0	24.4	0.000

Versuchs-Nr.:	8 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.8 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.61 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	317.3	0	0.5	0.000	13	310.7	15	13.0	0.030
2	315.8	0	1.6	0.000	14	308.4	11	14.0	0.022
3	315.0	0	2.6	0.000	15	322.3	10	15.1	0.020
4	307.9	2	3.6	0.004	16	309.8	6	16.1	0.012
5	306.1	2	4.7	0.004	17	305.8	1	17.1	0.002
6	310.2	3	5.7	0.006	18	295.2	2	18.2	0.004
7	315.1	21	6.7	0.041	19	304.5	3	19.2	0.006
8	305.6	101	7.8	0.199	20	314.2	2	20.2	0.004
9	308.2	140	8.8	0.276	21	323.1	2	21.3	0.004
10	308.7	103	9.9	0.203	22	303.7	0	22.3	0.000
11	310.7	54	10.9	0.107	23	321.4	3	23.4	0.006
12	308.1	26	11.9	0.051	24	303.5	0	24.4	0.000

Versuchs-Nr.:	9 -	VSchlitten	54.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	7.9 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	2.30 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	277.9	0	0.4	0.000	13	271.1	14	11.1	0.028
2	281.3	2	1.3	0.004	14	277.6	7	12.0	0.014
3	281.6	1	2.2	0.002	15	287.0	9	12.9	0.018
4	274.1	3	3.1	0.006	16	271.0	4	13.8	0.008
5	275.5	4	4.0	0.008	17	264.2	5	14.6	0.010
6	286.8	16	4.9	0.032	18	268.5	4	15.5	0.008
7	267.3	59	5.8	0.117	19	275.1	2	16.4	0.004
8	262.9	108	6.7	0.214	20	276.6	1	17.3	0.002
9	271.7	122	7.5	0.242	21	270.0	1	18.2	0.002
10	270.5	78	8.4	0.154	22	265.5	0	19.1	0.000
11	272.7	41	9.3	0.081	23	273.3	0	20.0	0.000
12	278.4	23	10.2	0.046	24	260.7	1	20.9	0.002

Versuchs-Nr.:	10	-	VSchlitten	54.9	mm/s
Frequenz :	5	Hz	t <sub>mittel</sub>	8.0	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	2.2	s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	272.8	1	0.4	0.002	13	266.8	20	11.1	0.040
2	270.5	1	1.3	0.002	14	266.2	10	12.0	0.020
3	272.0	1	2.2	0.002	15	271.8	6	12.9	0.012
4	266.8	3	3.1	0.006	16	268.0	4	13.8	0.008
5	273.0	2	4.0	0.004	17	266.3	3	14.6	0.006
6	273.7	8	4.9	0.016	18	273.9	5	15.5	0.010
7	270.4	44	5.8	0.087	19	277.2	0	16.4	0.000
8	260.2	116	6.7	0.229	20	274.9	3	17.3	0.006
9	272.9	121	7.5	0.239	21	270.1	2	18.2	0.004
10	276.6	89	8.4	0.176	22	278.2	0	19.1	0.000
11	263.3	52	9.3	0.103	23	276.3	0	20.0	0.000
12	280.3	15	10.2	0.030	24	262.7	0	20.9	0.000

## D 4. Stroh

### Dosierung 15 kg/h

Versuchs-Nr.:	1	-	VSchlitten	39.0	mm/s
Frequenz :	1	Hz	t <sub>mittel</sub>	19.1	s
Verzögerung:	0.5	s	SStreuung	2.30	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	Nr.	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	1.1	0.000	9	0	11.1	0.000	17	111	21.1	0.125
2	0	2.4	0.000	10	0	12.4	0.000	18	71	22.4	0.080
3	0	3.6	0.000	11	5	13.6	0.006	19	16	23.6	0.018
4	0	4.9	0.000	12	46	14.9	0.052	20	10	24.9	0.011
5	0	6.1	0.000	13	76	16.1	0.086	21	8	26.1	0.009
6	0	7.4	0.000	14	147	17.4	0.166	22	1	27.4	0.001
7	0	8.6	0.000	15	204	18.6	0.230	23	1	28.6	0.001
8	0	9.9	0.000	16	192	19.9	0.216	24	0	29.9	0.000

Versuchs-Nr.:	2	-	VSchlitten	39.0	mm/s
Frequenz :	1	Hz	t <sub>mittel</sub>	17.4	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	1.93	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	0.6	0.000	9	0	10.6	0.000	17	55	20.6	0.060
2	0	1.9	0.000	10	0	11.9	0.000	18	21	21.9	0.023
3	0	3.1	0.000	11	5	13.1	0.005	19	5	23.1	0.005
4	0	4.4	0.000	12	93	14.4	0.102	20	3	24.4	0.003
5	0	5.6	0.000	13	159	15.6	0.175	21	0	25.6	0.000
6	0	6.9	0.000	14	230	16.9	0.252	22	0	26.9	0.000
7	0	8.1	0.000	15	219	18.1	0.240	23	0	28.1	0.000
8	0	9.4	0.000	16	121	19.4	0.133	24	0	29.4	0.000

Versuchs-Nr.:	3	-	VSchlitten	58.9	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	12.1	s
Verzögerung:	5	s	SStreuung	1.60	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	5.4	0.000	9	160	12.0	0.162	17	0	18.7	0.000
2	0	6.2	0.000	10	174	12.9	0.176	18	0	19.5	0.000
3	0	7.1	0.000	11	96	13.7	0.097	19	1	20.3	0.001
4	0	7.9	0.000	12	56	14.5	0.057	20	0	21.1	0.000
5	3.0	8.7	0.003	13	27	15.3	0.027	21	0	22.0	0.000
6	48	9.6	0.049	14	17	16.2	0.017	22	0	22.8	0.000
7	166	10.4	0.168	15	5	17.0	0.005	23	0	23.6	0.000
8	232	11.2	0.235	16	2	17.8	0.002	24	0	24.5	0.000

Versuchs-Nr.:	4	-	VSchlitten	74.8	mm/s
Frequenz :	2	Hz	t <sub>mittel</sub>	12.3	s
Verzögerung:	5	s	SStreuung	1.24	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	5.3	0.000	9	80	10.5	0.079	17	20	15.8	0.020
2	0	6.0	0.000	10	186	11.2	0.185	18	7	16.4	0.007
3	0	6.6	0.000	11	195	11.8	0.194	19	10	17.1	0.010
4	0	7.3	0.000	12	147	12.5	0.146	20	4	17.7	0.004
5	0	7.9	0.000	13	106	13.1	0.105	21	3	18.4	0.003
6	0	8.6	0.000	14	96	13.8	0.095	22	0	19.0	0.000
7	10	9.2	0.010	15	40	14.5	0.040	23	0	19.7	0.000
8	59	9.9	0.059	16	44	15.1	0.044	24	0	20.3	0.000

Versuchs-Nr.:	5	-	VSchlitten	35.0	mm/s
Frequenz :	3	Hz	t <sub>mittel</sub>	9.6	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	1.14	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	0.7	0.000	9	26	11.8	0.076	17	0	23.0	0.000
2	0	2.1	0.000	10	3	13.2	0.009	18	0	24.4	0.000
3	0	3.5	0.000	11	0	14.6	0.000	19	0	25.7	0.000
4	0	4.9	0.000	12	1	16.0	0.003	20	0	27.1	0.000
5	1	6.3	0.003	13	0	17.4	0.000	21	0	28.5	0.000
6	26	7.7	0.076	14	0	18.8	0.000	22	0	29.9	0.000
7	195	9.0	0.570	15	0	20.2	0.000	23	0	31.3	0.000
8	90	10.4	0.263	16	0	21.6	0.000	24	0	32.7	0.000

Versuchs-Nr.:	6	-	VSchlitten	39.0	mm/s
Frequenz :	3	Hz	t <sub>mittel</sub>	10.8	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	1.77	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	0.6	0.000	9	108	10.6	0.310	17	0	20.6	0.000
2	0	1.9	0.000	10	69	11.9	0.198	18	2	21.9	0.006
3	0	3.1	0.000	11	18	13.1	0.052	19	0	23.1	0.000
4	0	4.4	0.000	12	13	14.4	0.037	20	0	24.4	0.000
5	0	5.6	0.000	13	3	15.6	0.009	21	0	25.6	0.000
6	0	6.9	0.000	14	3	16.9	0.009	22	0	26.9	0.000
7	9	8.1	0.026	15	0	18.1	0.000	23	0	28.1	0.000
8	123	9.4	0.353	16	0	19.4	0.000	24	0	29.4	0.000

Versuchs-Nr.:	7	-	VSchlitten	43.0	mm/s
Frequenz :	4	Hz	t <sub>mittel</sub>	8.9	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	1.60	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	0.6	0.000	9	80	9.6	0.224	17	0	18.7	0.000
2	0	1.7	0.000	10	22	10.8	0.062	18	0	19.8	0.000
3	0	2.8	0.000	11	10	11.9	0.028	19	1	21.0	0.003
4	1	4.0	0.003	12	9	13.0	0.025	20	0	22.1	0.000
5	0	5.1	0.000	13	1	14.2	0.003	21	0	23.3	0.000
6	6	6.2	0.017	14	1	15.3	0.003	22	0	24.4	0.000
7	78	7.4	0.218	15	1	16.4	0.003	23	0	25.5	0.000
8	147	8.5	0.412	16	0	17.6	0.000	24	0	26.7	0.000

Versuchs-Nr.:	8	-	VSchlitten	47.0	mm/s
Frequenz :	4	Hz	t <sub>mittel</sub>	8.8	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	1.58	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	0.5	0.000	9	136	8.8	0.379	17	0	17.1	0.000
2	0	1.6	0.000	10	52	9.9	0.145	18	0	18.2	0.000
3	0	2.6	0.000	11	16	10.9	0.045	19	0	19.2	0.000
4	0	3.6	0.000	12	5	11.9	0.014	20	0	20.2	0.000
5	0	4.7	0.000	13	7	13.0	0.019	21	0	21.3	0.000
6	1	5.7	0.003	14	4	14.0	0.011	22	0	22.3	0.000
7	21	6.7	0.058	15	0	15.1	0.000	23	1	23.4	0.003
8	115	7.8	0.320	16	1	16.1	0.003	24	0	24.4	0.000

Versuchs-Nr.:	9	-	VSchlitten	50.9	mm/s
Frequenz :	5	Hz	t <sub>mittel</sub>	7.3	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	1.87	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	0.5	0.000	9	45	8.1	0.132	17	0	15.8	0.000
2	0	1.4	0.000	10	17	9.1	0.050	18	1	16.7	0.003
3	0	2.4	0.000	11	4	10.0	0.012	19	1	17.7	0.003
4	0	3.3	0.000	12	3	11.0	0.009	20	2	18.7	0.006
5	1	4.3	0.003	13	1	12.0	0.003	21	1	19.6	0.003
6	27	5.3	0.079	14	3	12.9	0.009	22	0	20.6	0.000
7	107	6.2	0.314	15	0	13.9	0.000	23	0	21.5	0.000
8	127	7.2	0.372	16	1	14.8	0.003	24	0	22.5	0.000

Versuchs-Nr.:	10	-	VSchlitten	54.9	mm/s
Frequenz :	5	Hz	t <sub>mittel</sub>	7.5	s
Verzögerung:	0	s	SStreuung	1.79	s

i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz.	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Anz	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	-	s	-	-	-	s	-	-	-	s	-
1	0	0.4	0.000	9	84	7.5	0.238	17	1	14.6	0.003
2	0	1.3	0.000	10	55	8.4	0.156	18	0	15.5	0.000
3	0	2.2	0.000	11	17	9.3	0.048	19	1	16.4	0.003
4	0	3.1	0.000	12	11	10.2	0.031	20	0	17.3	0.000
5	1	4.0	0.003	13	2	11.1	0.006	21	1	18.2	0.003
6	7	4.9	0.020	14	1	12.0	0.003	22	1	19.1	0.003
7	51	5.8	0.144	15	5	12.9	0.014	23	0	20.0	0.000
8	113	6.7	0.320	16	2	13.8	0.006	24	0	20.9	0.000

## D 5. Reale Mischung Stahlschrot und Stroh

### Dosierung 600 kg/h (50:1)

Versuchs-Nr.:	1 -	VSchlitten	39.0 mm/s
Frequenz :	1 Hz	t <sub>mittel</sub>	20.4 s
Verzögerung:	15 s	SStreuung	2.10 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	250.4	3	15.6	0.006	7	254.8	49	23.1	0.098
2	240.5	26	16.9	0.052	8	254.1	27	24.4	0.054
3	262.3	83	18.1	0.166	9	247.0	9	25.6	0.018
4	254.7	133	19.4	0.266	10	236.9	1	26.9	0.002
5	256.1	101	20.6	0.202	11	248.8	0	28.1	0.000
6	251.5	68	21.9	0.136	12	264.2	0	29.4	0.000

Versuchs-Nr.:	11 -	VSchlitten	39.0 mm/s
Frequenz :	1 Hz	t <sub>mittel</sub>	19.1 s
Verzögerung:	10 s	SStreuung	1.72 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	262.6	0	10.6	0.000	13	261.0	1	25.6	0.002
2	251.2	0	11.9	0.000	14	251.8	0	26.9	0.000
3	242.3	0	13.1	0.000	15	247.3	0	28.1	0.000
4	248.6	0	14.4	0.000	16	256.6	1	29.4	0.002
5	267.7	9	15.6	0.018	17	261.1	0	30.6	0.000
6	248.2	76	16.9	0.153	18	256.6	0	31.9	0.000
7	235.7	129	18.1	0.259	19	244.0	1	33.1	0.002
8	249.2	163	19.4	0.327	20	250.7	0	34.4	0.000
9	258.1	82	20.6	0.165	21	261.1	0	35.6	0.000
10	247.6	32	21.9	0.064	22	263.7	0	36.9	0.000
11	235.7	4	23.1	0.008	23	244.8	0	38.1	0.000
12	259.3	0	24.4	0.000	24	247.2	0	39.4	0.000

Versuchs-Nr.:	3 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	2 Hz	t <sub>mittel</sub>	12.3 s
Verzögerung:	5 s	SStreuung	1.40 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	215.3	0	5.5	0.000	13	212.9	0	18.0	0.000
2	226.9	0	6.6	0.000	14	211.5	0	19.0	0.000
3	225.8	0	7.6	0.000	15	218.8	0	20.1	0.000
4	214.2	1	8.6	0.002	16	219.2	0	21.1	0.000
5	222.4	23	9.7	0.047	17	221.8	0	22.1	0.000
6	222.3	90	10.7	0.182	18	217.4	0	23.2	0.000
7	223.1	150	11.7	0.304	19	216.0	0	24.2	0.000
8	222.5	131	12.8	0.265	20	214.7	0	25.2	0.000
9	225.0	59	13.8	0.119	21	214.7	0	26.3	0.000
10	217.5	29	14.9	0.059	22	209.7	0	27.3	0.000
11	218.8	9	15.9	0.018	23	215.3	0	28.4	0.000
12	217.4	2	16.9	0.004	24	212.2	0	29.4	0.000

Versuchs-Nr.:	4 -	VSchlitten	47.0 mm/s
Frequenz :	2 Hz	t <sub>mittel</sub>	12.4 s
Verzögerung:	5 s	SStreuung	1.47 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	210.6	0	5.5	0.000	13	222.4	1	18.0	0.002
2	217.5	0	6.6	0.000	14	224.1	1	19.0	0.002
3	217.7	0	7.6	0.000	15	229.0	0	20.1	0.000
4	212.6	2	8.6	0.004	16	228.7	0	21.1	0.000
5	213.6	14	9.7	0.028	17	229.4	0	22.1	0.000
6	214.1	74	10.7	0.149	18	221.1	0	23.2	0.000
7	218.3	154	11.7	0.309	19	216.9	0	24.2	0.000
8	212.7	142	12.8	0.285	20	213.7	0	25.2	0.000
9	220.8	69	13.8	0.139	21	211.9	0	26.3	0.000
10	217.3	20	14.9	0.040	22	210.0	0	27.3	0.000
11	210.6	15	15.9	0.030	23	213.5	0	28.4	0.000
12	222.1	6	16.9	0.012	24	207.3	0	29.4	0.000

Versuchs-Nr.:	5 -	VSchlitten	62.9 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.5 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	1.56 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	171.1	0	0.4	0.000	13	175.4	89	9.7	0.179
2	179.6	0	1.2	0.000	14	172.8	60	10.5	0.120
3	170.1	0	1.9	0.000	15	175.1	30	11.2	0.060
4	169.8	0	2.7	0.000	16	170.2	14	12.0	0.028
5	177.5	0	3.5	0.000	17	170.0	9	12.8	0.018
6	169.3	0	4.3	0.000	18	164.2	11	13.6	0.022
7	168.6	0	5.0	0.000	19	171.2	5	14.3	0.010
8	174.6	2	5.8	0.004	20	172.8	0	15.1	0.000
9	171.4	5	6.6	0.010	21	165.1	3	15.9	0.006
10	170.4	22	7.4	0.044	22	166.9	1	16.7	0.002
11	176.6	97	8.1	0.195	23	176.5	0	17.4	0.000
12	175.5	150	8.9	0.301	24	160.9	0	18.2	0.000

Versuchs-Nr.:	6 -	VSchlitten	62.9 mm/s
Frequenz :	3 Hz	t <sub>mittel</sub>	9.1 s
Verzögerung:	0 s	SStreuung	1.42 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
1	172.7	0	0.4	0.000	13	169.9	96	9.7	0.193
2	176.7	0	1.2	0.000	14	173.8	65	10.5	0.131
3	178.6	0	1.9	0.000	15	174.7	22	11.2	0.044
4	166.8	0	2.7	0.000	16	173.0	12	12.0	0.024
5	172.5	0	3.5	0.000	17	178.6	5	12.8	0.010
6	169.9	3	4.3	0.006	18	171.2	5	13.6	0.010
7	172.1	1	5.0	0.002	19	170.7	0	14.3	0.000
8	174.4	4	5.8	0.008	20	169.2	1	15.1	0.002
9	182.3	8	6.6	0.016	21	166.0	0	15.9	0.000
10	169.9	50	7.4	0.101	22	168.8	0	16.7	0.000
11	179.5	108	8.1	0.217	23	178.6	0	17.4	0.000
12	175.6	117	8.9	0.235	24	161.7	0	18.2	0.000

Versuchs-Nr.:	7 -	V <sub>Schlitten</sub>	62.9 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	7.7 s
Verzögerung:	0 s	S <sub>Streuung</sub>	1.5 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
6	175.5	2	4.3	0.004	13	170.0	17	9.7	0.034
7	172.3	5	5.0	0.010	14	167.8	15	10.5	0.030
8	169.2	37	5.8	0.074	15	170.2	6	11.2	0.012
9	176.2	122	6.6	0.244	16	168.2	8	12.0	0.016
10	172.5	130	7.4	0.261	17	171.4	5	12.8	0.010
11	167.8	102	8.1	0.204	18	175.9	1	13.6	0.002
12	175.7	48	8.9	0.096	19	172.9	1	14.3	0.000

Versuchs-Nr.:	8 -	V <sub>Schlitten</sub>	62.9 mm/s
Frequenz :	4 Hz	t <sub>mittel</sub>	7.7 s
Verzögerung:	0 s	S <sub>Streuung</sub>	1.60 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
6	182.2	3	4.3	0.006	14	175.1	13	10.5	0.026
7	181.3	4	5.0	0.008	15	177.3	6	11.2	0.012
8	177.5	56	5.8	0.112	16	182.4	5	12.0	0.010
9	179.8	121	6.6	0.242	17	173.3	4	12.8	0.008
10	177.5	112	7.4	0.224	18	173.3	4	13.6	0.008
11	179.1	99	8.1	0.198	19	176.7	1	14.3	0.002
12	183.9	46	8.9	0.092	20	178.8	1	15.1	0.002
13	178.9	24	9.7	0.048	21	175.8	1	15.9	0.002

Versuchs-Nr.:	9 -	V <sub>Schlitten</sub>	62.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	6.2 s
Verzögerung:	0 s	S <sub>Streuung</sub>	1.72 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
2	178.2	1	1.2	0.002	11	177.6	25	8.1	0.050
3	183.3	8	1.9	0.016	12	177.4	24	8.9	0.048
4	179.5	6	2.7	0.012	13	176.0	11	9.7	0.022
5	182.3	8	3.5	0.016	14	173.2	5	10.5	0.010
6	181.5	33	4.3	0.066	15	179.1	2	11.2	0.004
7	183.8	100	5.0	0.201	16	178.2	1	12.0	0.002
8	173.8	120	5.8	0.241	17	175.8	2	12.8	0.004
9	181.2	82	6.6	0.165	18	175.1	1	13.6	0.002
10	177.8	67	7.4	0.135	19	175.1	1	14.3	0.002

Versuchs-Nr.:	10 -	V <sub>Schlitten</sub>	62.9 mm/s
Frequenz :	5 Hz	t <sub>mittel</sub>	6.3 s
Verzögerung:	0 s	S <sub>Streuung</sub>	1.91 s

i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>	i	Gewicht	Anzahl	t <sub>i</sub>	m <sub>i</sub> /m <sub>ges</sub>
-	g	-	s	-	-	g	-	s	-
3	179.3	4	1.9	0.008	11	175.7	28	8.1	0.056
4	177.7	8	2.7	0.016	12	178.6	23	8.9	0.046
5	178.5	3	3.5	0.006	13	172.7	14	9.7	0.028
6	188.9	52	4.3	0.104	14	179.0	3	10.5	0.006
7	173.4	121	5.0	0.242	15	178.3	10	11.2	0.020
8	178.2	88	5.8	0.176	16	181.0	1	12.0	0.002
9	180.5	82	6.6	0.164	17	181.3	3	12.8	0.006
10	180.9	55	7.4	0.110	18	175.4	1	13.6	0.002

## E Ergänzungen zum Wärmeübergang

### E 1. Wärmeübergang zwischen zwei sich berührenden Kugeloberflächen

In diesem Abschnitt wird ein Beispiel für den Wärmeübergang zwischen sich zwei berührenden Kugelprofilen durchgerechnet. Anschließend wird mit einem Oberflächenbedeckungsgrad von  $\varphi = 80\%$  der Wärmeübergang des Kontaktes zwischen einer Schüttung aus kleineren Kugelpartikeln  $d_2$  und einer darin eingebetteten Kugel mit dem Durchmesser  $d_1$  bestimmt. Dieser Fall tritt zum Beispiel auf, wenn Biomassepartikeln (als Kugel angenähert) in einer Schüttung von heißem Wärmeträger aufgeheizt werden. Des Weiteren kann dadurch der Kontaktwiderstand bestimmt werden, der auftritt, wenn ein primärer Wärmeträger  $d_1$  durch einen sekundären mit dem Durchmesser  $d_2$  aufgeheizt wird.

Als primärer Wärmeträger sei für  $d_1 = 3$  mm gewählt. Für den sekundären Wärmeträger wird der Durchmesser von  $d_2 = 0.5$  mm bis 3 mm variiert. Für die Oberflächenrauigkeit der Kugeln werden pauschal  $\delta = 1 \cdot 10^{-6}$  m angesetzt. Aus (Gl. 34) bestimmt sich der Wärmeübergang „Partikel-Partikel“ wie folgt:

$$\alpha_{pp} \approx \frac{4 \cdot \lambda_g}{d_1 \cdot (d_1/d_2 + 1)} \cdot \ln \left[ 1 + \frac{d_1 \cdot d_2 + d_1^2}{2 \cdot (l + \delta) \cdot d_2} \right], \quad d_1 \leq d_2$$

Bei Temperaturen um 500 bis 600°C und dem in Abschnitt 4.4 angenommenen Pyrolysegas-Eigenschaften gilt für das Gas eine Wärmeleitfähigkeit von  $\lambda \approx 0.055$  W/(m·K). Für die modifizierte freie Weglänge  $l$  wird aus (Gl. 24) und (Gl. 25) ungefähr  $l = 1 \cdot 10^{-6}$  m bestimmt.

Mit Änderung von  $d_2 = 0.5$  auf 1 und 3 mm verringert sich der Wärmeübergang  $\alpha_{PP} \approx 1250$  auf 680 und 210 W/(m<sup>2</sup>·K). Je kleiner die Partikeln sind, desto mehr Kontaktstellen und kleinere Spaltweiten ergeben sich. Deshalb nimmt auch der Kontaktwiderstand  $1/\alpha_{WS}$  sehr stark ab. Nach (Gl. 27) mit (Gl. 34) ergibt sich aus  $d_2 = 0.5$  auf 1 und 3 mm für  $\alpha_{WS} \approx 1030$ , 560 und 170 W/(m<sup>2</sup>·K).

$$\alpha_{WS} = \underbrace{\varphi \cdot \alpha_{PP}}_{1. \text{Lage}} + (1 - \varphi) \cdot \underbrace{\frac{\lambda_g}{\sqrt{1/2 \cdot d_2 + (l + \delta)}}}_{2. \text{Lage}} + \alpha_{rad}$$

Der Strahlungsanteil wurde hierbei vernachlässigt. Er trägt tendenziell zur Verbesserung des Wärmeübergangs bei. Auch die Oberflächenrauigkeit wurde großzügig bemessen, so dass man von einer konservativen Abschätzung für den Wärmeübergang ausgehen kann.

## E 2. Konversionszeit von Partikeln bei der Schnellpyrolyse

### E 2.3 Übersicht der Auswertung

Auswertung: Tangenten- und 90%-Methode

d mm	t <sub>90%</sub> s	t <sub>tangente</sub> s	d mm	t <sub>90%</sub> s	t <sub>tangente</sub> s
0.3	7.2	2.5	4	24.1	22.5
0.3	6	3.5	4	24.5	23
1.1	11.0	5.5	4	25.0	24.5
2.15	12.5	11.5	4.9	28.5	29
2.15	13.5	12	4.9	30.5	31
3	18.4	18.5	5.9	37.2	39
3	20.4	18.5	5.9	40.3	43

Konversionszeit: Mittelwerte und Schwankungsbreite

d mm	t <sub>90%,mittel</sub> s	t <sub>tangente,mittel</sub> s
0.3	6.6 ± 0.6	3 ± 0.5
1.1	11.0 ± k.A.	5.5 ± k.A.
2.2	13.0 ± 0.5	11.8 ± 0.3
3.0	19.4 ± 1.0	18.5 ± 0.0
4.0	24.5 ± 0.5	23.3 ± 1.2
4.9	29.5 ± 1.0	30 ± 1.0
5.9	38.8 ± 1.6	41 ± 2.0

### E 2.2 Messdaten

Strohhäcksel (d ≈ 0.3 mm)

t s	p bar	p/p <sub>max</sub> -	t s	p bar	p/p <sub>max</sub> -
0.0	0.05	0.00	0.0	0.05	0.00
0.5	0.10	0.04	0.2	0.08	0.03
0.7	0.15	0.07	0.3	0.12	0.07
0.8	0.20	0.11	0.4	0.16	0.11
0.9	0.25	0.15	0.5	0.20	0.15
1.0	0.33	0.20	0.6	0.25	0.20
1.1	0.38	0.24	0.7	0.30	0.25
1.2	0.45	0.30	0.8	0.35	0.30
1.3	0.51	0.34	0.9	0.40	0.35
1.4	0.55	0.37	1.0	0.45	0.40
1.5	0.60	0.41	1.1	0.49	0.44
1.6	0.64	0.44	1.2	0.53	0.48
1.7	0.68	0.47	1.3	0.58	0.53
1.8	0.72	0.50	1.4	0.60	0.55
1.9	0.75	0.52	1.5	0.64	0.59
2.1	0.80	0.56	1.6	0.66	0.61
2.3	0.85	0.59	1.7	0.69	0.64
2.5	0.90	0.63	2.1	0.75	0.70
2.8	0.95	0.67	2.6	0.80	0.75
3.1	1.00	0.70	3.3	0.85	0.80
3.4	1.05	0.74	4.3	0.90	0.85
3.8	1.10	0.78	6.0	0.95	0.90
4.2	1.15	0.81	10.0	1.00	0.95
4.9	1.20	0.85	31.7	1.03	0.98
6.8	1.25	0.89	56.9	1.05	1.00
9.9	1.30	0.93	120	1.05	1.00
14.9	1.35	0.96	-	-	-
35.5	1.38	0.98	-	-	-
55.1	1.40	1.00	-	-	-
120	1.40	1.00	-	-	-

Buchenholzzylinder d = 1.1 mm

t s	p bar	p/p <sub>max</sub> -	t s	p bar	p/p <sub>max</sub> -
0.0	0.05	0.00	-	-	-
1.4	0.08	0.09	-	-	-
1.9	0.10	0.18	-	-	-
2.3	0.13	0.27	-	-	-
2.7	0.15	0.36	-	-	-
3.1	0.18	0.45	-	-	-
3.6	0.20	0.54	-	-	-
4.1	0.23	0.63	-	-	-
4.7	0.25	0.71	-	-	-
5.8	0.28	0.80	-	-	-
9.6	0.30	0.89	-	-	-
36.8	0.33	0.98	-	-	-
44.3	0.33	1.00	-	-	-
120	0.33	1.00	-	-	-

Buchenholzzylinder d = 2.15 mm

t s	p bar	p/p <sub>max</sub> -	t s	p bar	p/p <sub>max</sub> -
0.0	0.05	0.00	0.0	0.05	0.00
3.4	0.10	0.11	3.2	0.10	0.12
5.0	0.15	0.23	4.7	0.15	0.24
6.2	0.20	0.34	5.9	0.20	0.35
7.1	0.25	0.45	6.8	0.25	0.47
8.1	0.30	0.57	7.8	0.30	0.59
9.2	0.35	0.68	8.9	0.35	0.71
10.6	0.40	0.80	10.3	0.40	0.82
14.3	0.45	0.91	15.5	0.45	0.94
33.0	0.48	0.97	50.7	0.48	1.00
48.6	0.49	1.00	120	0.48	1.00
120	0.49	1.00	-	-	-

**Buchenholzzyylinder d = 4.0 mm**

t	p	p/p <sub>max</sub>	t	p	p/p <sub>max</sub>
s	bar	-	s	bar	-
0.0	0.10	0.00	0.0	0.09	0.00
3.2	0.15	0.08	1.2	0.10	0.02
6.5	0.20	0.15	4.7	0.15	0.12
8.7	0.25	0.23	8.4	0.20	0.21
10.5	0.30	0.31	10.8	0.25	0.31
12.1	0.35	0.38	13.0	0.30	0.40
13.5	0.40	0.46	14.8	0.35	0.50
14.8	0.45	0.54	16.4	0.40	0.60
16.3	0.50	0.62	18.2	0.45	0.69
17.8	0.55	0.69	20.3	0.50	0.79
19.6	0.60	0.77	23.2	0.55	0.88
22.1	0.65	0.85	34.2	0.60	0.98
26.3	0.70	0.92	54.4	0.61	1.00
32.0	0.73	0.96	120	0.61	1.00
58.5	0.75	1.00	-	-	-
120	0.75	1.00	-	-	-

**Buchenholzzyylinder d = 5.85 mm**

t	p	p/p <sub>max</sub>	t	p	p/p <sub>max</sub>
s	bar	-	s	bar	-
0.0	0.10	0.00	0.0	0.05	0.00
2.1	0.15	0.04	1.8	0.10	0.03
5.4	0.20	0.08	3.6	0.15	0.07
8.4	0.25	0.12	6.3	0.20	0.10
10.7	0.30	0.16	8.7	0.25	0.13
12.9	0.35	0.20	10.7	0.30	0.17
14.9	0.40	0.24	12.3	0.35	0.20
16.7	0.45	0.29	13.8	0.40	0.23
18.4	0.50	0.33	15.4	0.45	0.27
19.7	0.55	0.37	17.0	0.50	0.30
21.0	0.60	0.41	18.5	0.55	0.33
22.4	0.65	0.45	20.0	0.60	0.37
23.6	0.70	0.49	21.3	0.65	0.40
25.1	0.75	0.53	22.4	0.70	0.43
26.3	0.80	0.57	23.8	0.75	0.47
27.5	0.85	0.61	25.0	0.80	0.50
28.6	0.90	0.65	26.4	0.85	0.53
29.7	0.95	0.69	27.8	0.90	0.57
31.1	1.00	0.73	29.1	0.95	0.60
32.3	1.05	0.78	30.5	1.00	0.63
33.7	1.10	0.82	31.9	1.05	0.67
35.2	1.15	0.86	33.1	1.10	0.70
37.2	1.20	0.90	34.4	1.15	0.73
39.9	1.25	0.94	35.6	1.20	0.77
46.8	1.30	0.98	36.8	1.25	0.80
99.6	1.33	1.00	38.1	1.30	0.83
-	-	-	39.2	1.35	0.87
-	-	-	40.3	1.40	0.90
-	-	-	41.6	1.45	0.93
-	-	-	42.9	1.50	0.97
-	-	-	44.6	1.55	1.00
-	-	-	46.9	1.60	1.03
-	-	-	51.9	1.65	1.07
-	-	-	70.4	1.60	1.03
-	-	-	101.9	1.55	1.00
-	-	-	120.0	1.55	1.00

**Buchenholzzyylinder d = 4.9 mm**

t	p	p/p <sub>max</sub>	t	p	p/p <sub>max</sub>
s	bar	-	s	bar	-
0.0	0.05	0.00	0.0	0.05	0.00
1.9	0.10	0.06	2.5	0.10	0.06
4.4	0.15	0.11	5.3	0.15	0.12
8.0	0.20	0.17	8.1	0.20	0.18
11.2	0.25	0.23	10.3	0.25	0.24
13.3	0.30	0.28	12.3	0.30	0.29
15.5	0.35	0.34	14.1	0.35	0.35
17.2	0.40	0.40	15.7	0.40	0.41
18.8	0.45	0.45	17.2	0.45	0.47
20.3	0.50	0.51	18.7	0.50	0.53
21.7	0.55	0.57	20.0	0.55	0.59
23.1	0.60	0.63	21.3	0.60	0.65
24.4	0.65	0.68	22.7	0.65	0.71
25.5	0.70	0.74	23.9	0.70	0.76
27.0	0.75	0.80	25.6	0.75	0.82
28.4	0.80	0.85	27.5	0.80	0.88
30.9	0.85	0.91	30.7	0.85	0.94
36.8	0.90	0.97	52.4	0.90	1.00
65.5	0.93	0.99	70.3	0.90	1.00
70.1	0.93	1.00	120	0.90	1.00
120	0.93	1.00	-	-	-

**Buchenholzzyylinder d = 3.0 mm**

t	p	p/p <sub>max</sub>	t	p	p/p <sub>max</sub>
s	bar	-	s	bar	-
0.0	0.05	0.00	0.0	0.05	0.00
1.9	0.10	0.06	1.3	0.10	0.05
3.6	0.15	0.13	2.9	0.15	0.11
6.1	0.20	0.19	5.5	0.20	0.16
7.9	0.25	0.25	7.0	0.25	0.21
9.0	0.30	0.31	8.1	0.30	0.26
10.0	0.35	0.38	8.9	0.35	0.32
10.8	0.40	0.44	9.7	0.40	0.37
11.6	0.45	0.50	10.4	0.45	0.42
12.4	0.50	0.56	11.1	0.50	0.47
13.2	0.55	0.63	11.8	0.55	0.53
14.1	0.60	0.69	12.5	0.60	0.58
15.1	0.65	0.75	13.3	0.65	0.63
16.2	0.70	0.81	14.0	0.70	0.68
17.9	0.75	0.88	15.0	0.75	0.74
20.4	0.80	0.94	16.1	0.80	0.79
24.1	0.83	0.97	17.5	0.85	0.84
58.9	0.85	1.00	19.9	0.90	0.89
120	0.85	1.00	26.9	0.95	0.95
-	-	-	47.9	0.98	0.97
-	-	-	69.6	1.00	1.00
-	-	-	120	1.00	1.00

### E 3. Instationäre Aufheizung von zylindrischen Partikeln $L/d \geq 3$

Diese asymptotische Näherung zur praktischen Berechnung der instationären Aufheizung wurde aus dem VDI-Wärmeatlas entnommen [VDI94]. Sie gilt z. B. für Platten und Zylinder, deren Stirnseitenflächen für die Entwicklung des Temperaturfeldes im Körper vernachlässigbar sind und sich entsprechend einem unendlich langen Zylinder bzw. einer unendlich ausgedehnten Platte verhalten.

Eingangsgrößen:

Wärmeleitfähigkeit:  $\lambda = 0.17 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$   
 Mittlere spezifische Wärmekapazität:  $c_p = 2 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$   
 Rohdichte:  $\rho_{roh} = 700 \text{ kg/m}^3$   
 Äußerer Wärmeübergang:  $\alpha_a = 400$  bzw.  $800 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$   
 Reaktortemperatur:  $T_\infty = 480^\circ\text{C}$   
 Anfangstemperatur des Zylinders:  $T_A = 20^\circ\text{C}$   
 Radius oder halbe Plattendicke  $r$  (variabel)

Berechnung der Langzeitasymptote des Wärmeübergangs, Kennzahl  $a^* = 1, 2, 3$  für den Fall Platte, Zylinder, Kugel.

$$Nu_\infty = \frac{a^* + 2 + Bi}{1 + a^* \cdot Bi / m_1^2}$$

Kurzzeitasymptote des Wärmeübergangs mit der dimensionslosen Zeit  $\tau$  (Fourier-Zahl):

$$\tau = Fo = \frac{a \cdot t}{r^2}$$

$$Nu_0 \cdot \sqrt{\tau} = \frac{\sqrt{\pi} + 10 \cdot Bi \cdot \sqrt{\tau}}{1 + 5 \cdot Bi \cdot \sqrt{\pi\tau}}$$

Überlagerung der Asymptoten, Korrekturfaktor  $b = 0.2$ :

$$Nu = \sqrt{Nu_\infty^2 - b^2 + (Nu_0 + b)^2}$$

Die entdimensionierte Temperatur  $\Theta$  wird durch die Anfangstemperatur und Reaktortemperatur wie folgt definiert:

$$\Theta(\tau, \xi) = \frac{T(\tau, \xi) - T_\infty}{T_A - T_\infty}$$

Die kalorische Mitteltemperatur zu jedem Zeitpunkt  $\tau > 0$  kann nun entsprechend berechnet werden:

$$\bar{\Theta}(\tau) = \exp\left(-\frac{a^* \cdot \tau}{1/Bi + 1/Nu(\tau)}\right)$$

Die Temperatur in der Körpermitte hinkt in ihrem zeitlichen Verlauf der kalorischen Mitteltemperatur hinterher. Durch Einführung einer neuen variablen Totzeit  $\Delta\tau$  kann diesem Umstand mittels einer neuen Zeitskala  $\tau_m = (\tau - \Delta\tau)$  Rechnung getragen werden.

Dabei gilt ( $0 < \Delta\tau < \Delta\tau_\infty$  für  $0 < \tau < \infty$ ):

$$\Delta\tau = \left\{ \frac{1}{\Delta\tau_\infty^m} + \frac{1}{\tau^m} \right\}^{-1/m} \quad \text{mit} \quad m = \frac{30 + Bi}{10.8 + Bi/4} + \frac{0.16}{\sqrt{\tau}} \quad \text{und}$$

$$\frac{1}{\Delta\tau_\infty} = 4 + \frac{6 + a^* + 2 \cdot Bi}{6 + a^* + (2.71 + 0.03 \cdot a^*) \cdot Bi} \cdot 2a^*$$

Durch die neue Zeitskala und der Überlagerung der Asymptoten kann die Temperatur in der Körpermitte zu jedem Zeitpunkt wie folgt berechnet werden:

$$\Theta_m(\tau) = \Theta_m(\tau, \xi = 0) = \exp\left(-\frac{a^* \cdot \tau_m}{1/Bi + 1/Nu(\tau_m)}\right)$$

Um nun die Zeit  $t$  zu bestimmen, bei der eine Temperatur in der Körpermitte von  $T = 430^\circ\text{C}$  erreicht wird, ist zunächst die dimensionslose Endtemperatur  $\Theta$  zu bestimmen ( $\Theta_{m,end} = 0.109$ ). Mit den Eingangsstoffdaten und einer iterativen Erhöhung der Erhitzungszeit  $\tau$  verringert sich  $\Theta$  vom Startwert 1 auf maximal 0 nach unendlich langer Erwärmung. Wird die Endtemperatur unterschritten, erfolgt ein Abbruch der Iteration und die bis dato benötigte Zeit  $t$  wird ausgegeben.

In einer zweiten, äußeren Iterationsschleife wird der Durchmesser von nahe Null bis ca. 6 mm Durchmesser  $d$  variiert, so dass die Erhitzungsdauer auf  $430^\circ\text{C}$  in der Körpermitte als Funktion dargestellt und mit der Konversionszeit der Einzelpartikel verglichen werden kann.

#### Berechnete Zeiten für die Erwärmung eines Zylinders von $r = 0.1$ bis 3 mm.

$\alpha_a = 400 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$				$\alpha_a = 800 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$			
Zeit t	r	Zeit t	r	Zeit t	r	Zeit t	r
s	mm	s	mm	s	mm	s	s
0.45	0.1	15.30	1.6	0.30	0.1	12.45	1.6
1.05	0.2	16.95	1.7	0.60	0.2	13.80	1.7
1.50	0.3	18.60	1.8	0.90	0.3	15.30	1.8
2.10	0.4	20.25	1.9	1.35	0.4	16.80	1.9
2.85	0.5	22.05	2.0	1.95	0.5	18.45	2.0
3.60	0.6	24.00	2.1	2.55	0.6	20.10	2.1
4.50	0.7	25.95	2.2	3.15	0.7	21.90	2.2
5.40	0.8	27.90	2.3	3.90	0.8	23.70	2.3
6.45	0.9	30.00	2.4	4.65	0.9	25.65	2.4
7.50	1.0	32.10	2.5	5.55	1.0	27.60	2.5
8.55	1.1	34.35	2.6	6.60	1.1	29.70	2.6
9.75	1.2	36.75	2.7	7.50	1.2	31.80	2.7
11.10	1.3	39.00	2.8	8.70	1.3	33.90	2.8
12.45	1.4	41.55	2.9	9.75	1.4	36.30	2.9
13.80	1.5	44.10	3.0	11.10	1.5	38.55	3.0

## E 4. Wärmeübertragerdesign für einen geschlossenen Kreislauf

### E 4.1 Berechnung der Eingangsströme für Wärmeübertrager

Benötigter Wärmeträgerstrom (Stahlkugeln) für eine Anlage mit  $\dot{H}_{Bio} = 100 \text{ MW}_{th}$  und Einsatzstoff Stroh:

Stoffdaten:

$$\begin{aligned} H_{S,Stroh} &\approx 17.5 \text{ MJ/kg}, \\ \bar{c}_{Stahl} &= 0.76 \text{ J/(g}\cdot\text{K)}, \\ \Delta h_{pyro} &= 1.5 \text{ MJ/kg} \end{aligned}$$

Biomassestrom:

$$\dot{H}_{Bio} = \dot{m}_B \cdot H_{S,Stroh} \rightarrow \dot{m}_B = \frac{\dot{H}_B}{H_{S,Stroh}} = \frac{100 \text{ MW}_{th}}{17.5 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 6 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Wärmeträgermassenstrom:

$$\dot{m}_B \cdot \Delta h_{pyro} = \dot{m}_W \cdot \bar{c} \cdot \Delta T \rightarrow \dot{m}_W = \frac{\dot{m}_B \cdot \Delta h_{pyro}}{\bar{c} \cdot \Delta T} = \frac{6 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 1.5 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{0.76 \frac{\text{J}}{\text{g}\cdot\text{K}} \cdot 100 \text{ K}} \approx 120 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Der Wärmeübertrager für die Erwärmung des Wärmeträgerstroms wird in  $N = 20$  gleiche Kanäle unterteilt, die dann jeweils einen Wärmeträgerstrom von  $6 \text{ kg/s}$  erwärmen müssen.

### E 4.2 Berechnungen Wärmeübergang

Zur Berechnung des Wärmedurchgangs vom Rauchgas an das Schüttgut wird auf (Gl. 56) von Kap. 6.2.1 sowie auf die asymptotischen Näherungsgleichungen für den instationären Wärmeübergang zurückgegriffen. Für den Wärmeübergang im Rauchgas (Wirbelschicht) wird  $\alpha_{RG} = 250 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$  sowie der Kontakt-Wärmeübergang der ersten zwei Schüttungslagen mit  $\alpha_{WS} = 500 \text{ W/(m}^2\cdot\text{K)}$  angenommen. Für die Wärmeübertrager-Wand gilt eine Wärmeleitfähigkeit von  $\lambda_W = 24 \text{ W/(m}\cdot\text{K)}$  und eine Stärke von  $s = 0.005 \text{ m}$ .

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_{RG}} + \frac{s}{\lambda_W} + \frac{1}{\alpha_{WS}} + \frac{1}{\alpha_S(t)}$$

Für den zeitlich abhängigen Teil des Wärmeübergangs kann nur der Anteil für lange Zeiten angegeben werden, der Kurzzeitanteil ist von der Kontaktzeit  $t$  abhängig.

$$\left. \begin{aligned} \text{Lang: } \alpha_{t,\infty} &= \frac{1}{2} \cdot \pi^2 \cdot \frac{\lambda_{S,eff}}{d_s} = \frac{1}{2} \cdot \pi^2 \frac{0.8}{0.05} = 79 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \\ \text{Kurz: } \alpha_{t,0} &= \frac{2}{\sqrt{\pi}} \frac{\sqrt{\rho_S \cdot c_S \cdot \lambda_{S,eff}}}{\sqrt{t}} \end{aligned} \right\} \alpha_S(t) \approx \sqrt{\alpha_{t,0}^2 + \alpha_{t,\infty}^2}$$

Für die weitere Berechnung gelten die folgenden Stoffwerte für die Schüttung im angegebenen Temperaturbereich:  $\lambda_{S,eff} = 0.8 \text{ W/(m}\cdot\text{K)}$ ,  $\rho_S = 4700 \text{ kg/m}^3$ ,  $c_S = 0.76 \text{ J/(g}\cdot\text{K)}$ .

### E 4.3 Differenzielle Bilanzierung einer Stufe:

Für den stationären Vorgang gilt in einer Stufe die differenzielle Bilanz (siehe Abb. 44):

$$\frac{dH}{dt} = \dot{m} \cdot c \cdot (T_z - T_{z+dz}) + \dot{q} \cdot dA = 0$$

Durch Linearisierung + Kinetik der Wärmeübertragung  $\dot{q} = k \cdot (T_{RG} - T_z)$  folgt:

$$\dot{m} \cdot c \cdot \left( T_z - T_z - \frac{\partial T_z}{\partial z} dz \right) + k \cdot (T_{RG} - T_z) \cdot dA = 0 \rightarrow \int \frac{dT_z}{(T_{RG} - T_z)} = \int \frac{k}{\dot{m} \cdot c_s} \cdot dA$$

Mit Integration in den Grenzen von  $z = 0 \dots H$  und  $T = T_{\text{ein}} \dots T_{\text{aus}}$  folgt:

$$T_{\text{aus}} = T_{RG} - (T_{RG} - T_{\text{ein}}) \cdot \exp(-NTU)$$

$$NTU = \frac{2 \cdot N \cdot k(t_{\text{Kontakt}}) \cdot B}{\dot{m} \cdot c_s} \cdot \Delta z = \frac{2 \cdot N \cdot k(t_{\text{Kontakt}}) \cdot B}{\dot{m} \cdot c_s} \cdot H$$

Die Ein- und Austrittstemperaturen des Wärmeträgers sind mit  $T_{\text{ein}} = 500^\circ$  bzw.  $T_{\text{aus}} = 600^\circ\text{C}$  festgelegt. Breite  $B = 2$  m des Wärmeübertragers und die Anzahl der parallelen Wärmeübertragerkanäle  $N = 20$  sind ebenfalls feste Größen. Die Wärmeübertragungsfläche einer gesamten Stufe ist  $A = 2 \cdot N \cdot B \cdot H$  bzw. die Fläche bis zur Laufkoordinate  $z$  ist  $A(z) = 2 \cdot N \cdot B \cdot z$ .

### E 4.4 Iterative Berechnung der Stufenhöhe bei variabler Stufenanzahl

Da von einem konstanten Massenstrom bzw. von einer konstanten Durchflussgeschwindigkeit durch den Wärmeübertrager ausgegangen wird, ist die Verweilzeit  $t$  durch den Apparat mit der Laufkoordinate wie folgt verknüpft:

$$z(t) = \frac{t}{N \cdot B \cdot d} \cdot \frac{\dot{m}}{\rho_s}$$

In einem einstufigen Wärmeübertrager entspricht die Kontaktzeit der 1. und 2. Partikellage an der Wand der Verweilzeit im Wärmeübertrager ( $t = t_{\text{Kontakt}}$ ). Durch iterative Erhöhung der Verweilzeit  $t$  kann mit anhand einer Tabellenkalkulation leicht auf die benötigte Verweilzeit im Apparat und die Stufenhöhe geschlossen werden. Dabei wird immer parallel die Bestimmung des mittleren Wärmedurchgangs  $k$  als Funktion der benötigten Verweilzeit durchgeführt.

Der Unterschied zwischen dem einstufigen und  $n$ -stufigen Wärmeübertrager ist nun, dass die Kontaktzeit nicht mehr der Verweilzeit im Apparat entspricht. Bei einer Anzahl von  $n$  Stufen und konstantem Massenstrom gilt:

$$t_{\text{Kontakt}} = \frac{t}{n}$$

Für den mehrstufigen Apparat muss nun die aktuelle Stufe in der Rechnung mit den Austrittstemperaturen der vorherigen verknüpft werden. Allgemein lässt sich die Austrittstemperatur wie folgt berechnen:

$$1. \text{ Stufe: } T_{aus(1)} = T_{RG} - (T_{RG} - T_{ein(1)}) \cdot \exp(-NTU)$$

$$2. \text{ Stufe: } T_{aus(2)} = T_{RG} - (T_{RG} - T_{ein(2)}) \cdot \exp(-NTU)$$

$$T_{aus(1)} \stackrel{!}{=} T_{ein(2)} \rightarrow T_{aus(2)} = T_{RG} - (T_{RG} - T_{ein(1)}) \cdot \exp(-2 \cdot NTU)$$

Allgemein gilt somit für einen n-stufigen Apparat:

$$T_{aus(n)} = T_{RG} - (T_{RG} - T_{ein(1)}) \cdot \exp(-n \cdot NTU)$$

Die Verweilzeit im Apparat wird wie im einstufigen Fall iterativ erhöht, bis bei gegebener Stufenzahl die vorgesehene Austrittstemperatur erreicht ist. Parallel muss die für den Wärmedurchgang maßgebliche Kontaktzeit  $t_{Kontakt} = t/n$  berücksichtigt werden.

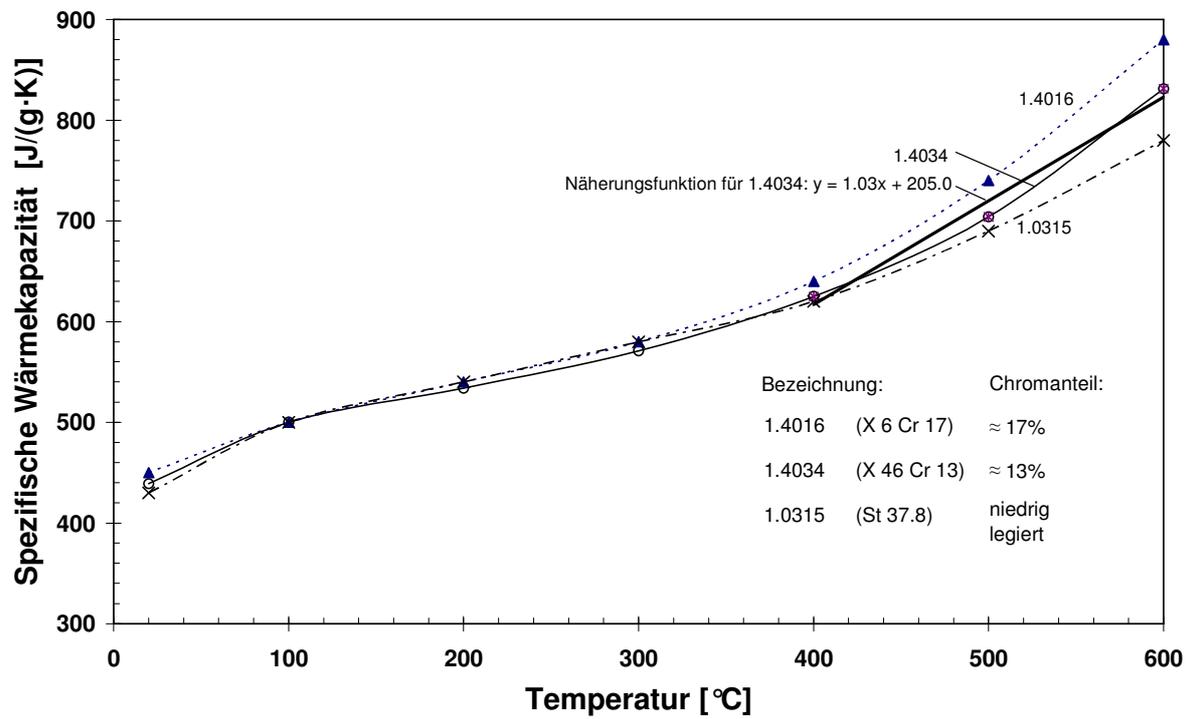
## E 4.5 Allgemeine Apparatedimensionen und Daten

Durch die Berechnungen ergibt sich schließlich, dass ausgehend vom 1-stufigen Apparat bis zum 12-stufigen Apparat die Wärmeübertragungsfläche um ca. 40% reduziert wird. Die Höhe der Stufe im 1-stufigen Fall von fast 13 m wird in der 12-stufigen Ausführung auf fast 0.7 m reduziert. Das entspricht auch einer vernünftigen Höhe der Wirbelschichtelemente, wie sie in einen Wärmeübertrager eingebaut werden könnten. Bei dieser Bauhöhe des Wirbelschichtelements kann auch davon ausgegangen werden, dass sich die Wirbelschicht über die gesamte Höhe ausbreiten kann und der Wandeinfluss nicht zum Problem wird.

**Berechnete Austrittstemperaturen nach jeder Stufe mit Angabe einer zusätzlichen Zwischentemperatur.**

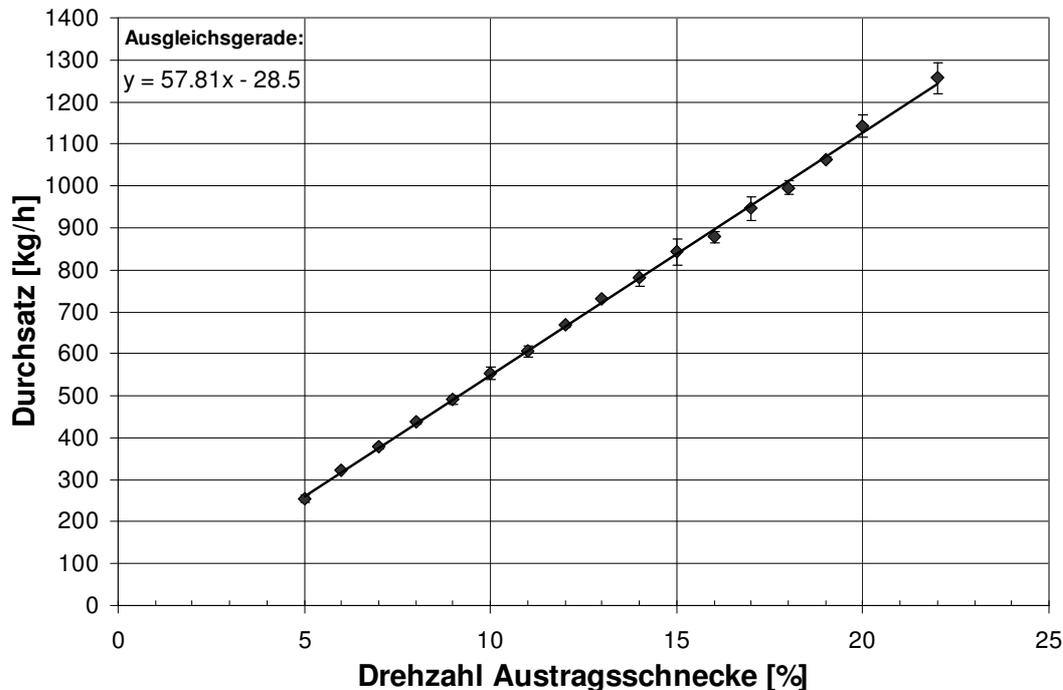
A m <sup>2</sup>	z m	t <sub>v</sub> s	t <sub>Kontakt</sub> s	α <sub>t</sub> W/(m <sup>2</sup> K)	α W/(m <sup>2</sup> K)	k W/(m <sup>2</sup> K)	NTU -	T <sub>aus</sub> °C	Stufe -
7.3	0.1	7.2	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	502.1	1
50.9	0.6	50.5	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	511.2	
58.1	0.7	57.7	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	513.2	2
101.7	1.3	100.9	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	521.8	
109.0	1.4	108.2	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	523.7	3
152.6	1.9	151.4	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	531.8	
159.9	2.0	158.6	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	533.6	4
203.5	2.5	201.9	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	541.3	
210.7	2.6	209.1	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	542.9	5
254.3	3.2	252.4	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	550.2	
261.6	3.3	259.6	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	551.8	6
305.2	3.8	302.8	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	558.6	
312.5	3.9	310.0	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	560.1	7
356.1	4.5	353.3	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	566.5	
363.3	4.5	360.5	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	567.9	8
406.9	5.1	403.8	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	574.0	
414.2	5.2	411.0	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	575.4	9
457.8	5.7	454.2	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	581.1	
465.1	5.8	461.4	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	582.4	10
508.7	6.4	504.7	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	587.8	
515.9	6.4	511.9	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	589.0	11
559.5	7.0	555.2	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	594.1	
566.8	7.1	562.4	7.2	710.4	714.8	131.5	0.01	595.2	12
610.4	7.6	605.6	50.5	268.5	279.9	102.2	0.06	600.0	

## E 5. Wärmekapazitätsfunktion von Stahl



## F Schnellpyrolyse von Lignocellulosen im Technikumsmaßstab

### F 1. Dosierkurve für den Wärmeträgereintrag in den Reaktor



Mittelwerte und Standardabweichung aus zwei verschiedenen Dosierversuchen.

Drehzahl 1/min	Austragsschnecke %	Mittel	Standardabw.	Standardabw.
		Durchsatz kg/h	Durchsatz kg/h	Durchsatz %
27.3	5	255.0	8.5	3.3
33.2	6	322.3	1.1	0.3
39.1	7	378.8	5.8	1.5
44.9	8	437.9	5.2	1.2
50.8	9	490.5	11.1	2.3
56.7	10	553.1	14.4	2.6
62.6	11	606.3	13.2	2.2
68.5	12	667.9	4.0	0.6
74.4	13	731.9	1.0	0.1
80.3	14	780.0	17.9	2.3
86.1	15	842.3	31.4	3.7
92.0	16	878.1	12.8	1.5
97.9	17	946.2	28.5	3.0
103.8	18	995.9	15.3	1.5
109.7	19	1063.5	4.6	0.4
115.6	20	1142.7	27.9	2.4
127.3	22	1256.5	36.1	2.9

## F 2. Übersicht Material- und Stoffbilanzen absolut (kg)

<b>Datum</b>		27.03.2007	28.03.2007	29.03.2007	30.03.2007	02.04.2007	03.04.2007	04.04.2007
Biomassetyp	-	Hartholz						
Einsatzfeuchte	%	9.00	9.40	9.40	9.70	9.70	9.70	9.90
Aschegehalt	%	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10
<b>Edukt</b>								
Biomasse (roh)	kg	60.00	45.00	60.00	74.50	75.00	45.00	45.00
Einsatzfeuchte	kg	5.40	4.23	5.64	7.23	7.28	4.37	4.46
Biomasse (wf)	kg	54.60	40.77	54.36	67.27	67.73	40.64	40.55
Asche	kg	0.60	0.45	0.60	0.74	0.74	0.45	0.45
Biomasse (waf)	kg	54.00	40.32	53.76	66.53	66.98	40.19	40.10
<b>Produkte (roh)</b>								
Koks, Asche	kg	9.96	7.94	10.81	13.51	13.97	8.62	9.75
Koks	kg	9.36	7.49	10.21	12.77	13.23	8.17	9.30
Kondensate gesamt	kg	39.41	29.87	40.26	50.77	50.81	29.03	29.74
Teerkondensat	kg	34.35	20.66	22.92	26.21	29.67	16.08	10.19
H <sub>2</sub> O-Anteil	kg	9.48	4.73	4.21	4.21	6.22	3.54	1.35
wässriges Kondensat	kg	5.06	9.21	17.34	24.57	21.14	12.95	19.56
H <sub>2</sub> O-Anteil	kg	2.51	4.55	8.77	11.59	10.07	6.53	8.97
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	10.63	7.19	8.93	10.21	10.22	7.35	5.51
gemessen	kg	7.81	6.57	11.03	13.51	13.05	6.19	6.25
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	2.81	0.62	-2.10	-3.30	-2.83	1.16	-0.74
<b>Produkte (wf)</b>								
Koks, Asche	kg	9.96	7.94	10.81	13.51	13.97	8.62	9.75
Koks	kg	9.36	7.49	10.21	12.77	13.23	8.17	9.30
Kondensate gesamt	kg	34.01	25.64	34.62	43.55	43.53	24.67	25.29
Reaktionswasser	kg	6.59	5.05	7.34	8.57	9.02	5.71	5.87
Teekondensat o. H <sub>2</sub> O	kg	24.87	15.93	18.71	22.00	23.45	12.54	8.84
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	10.63	7.19	8.93	10.21	10.22	7.35	5.51
gemessen	kg	7.81	6.57	11.03	13.51	13.05	6.19	6.25
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	2.81	0.62	-2.10	-3.30	-2.83	1.16	-0.74
<b>Produkte (waf)</b>								
Koks	kg	9.36	7.49	10.21	12.77	13.23	8.17	9.30
Kondensate gesamt	kg	34.01	25.64	34.62	43.55	43.53	24.67	25.29
Reaktionswasser	kg	6.59	5.05	7.34	8.57	9.02	5.71	5.87
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	10.63	7.19	8.93	10.21	10.22	7.35	5.51
gemessen	kg	7.81	6.57	11.03	13.51	13.05	6.19	6.25
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	2.81	0.62	-2.10	-3.30	-2.83	1.16	-0.74
<b>Gaszusammensetzung:</b>								
H <sub>2</sub>	kg	0.02	0.01	0.02	0.01	0.02	0.01	0.01
CO	kg	2.70	1.95	3.17	3.74	4.30	1.68	1.75
CH <sub>4</sub>	kg	0.27	0.18	0.30	0.33	0.43	0.15	0.15
CO <sub>2</sub>	kg	4.68	4.32	7.35	9.24	8.02	4.24	4.23
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	kg	0.06	0.04	0.07	0.07	0.12	0.05	0.05
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	kg	0.04	0.03	0.05	0.05	0.07	0.02	0.03
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	kg	0.04	0.03	0.05	0.05	0.07	0.02	0.02
iso-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	kg	0.01	0.01	0.02	0.02	0.02	0.01	0.01

<b>Datum</b>		18.06.2007	19.06.2007	28.06.2007	29.06.2007	18.06.2007
Biomassetyp	-	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz
Einsatzfeuchte	%	12.48	14.07	12.90	14.00	12.48
Aschegehalt	%	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
<b>Edukt</b>						
Biomasse (roh)	kg	58.00	34.00	66.00	40.00	80.00
Einsatzfeuchte	kg	7.24	4.78	8.51	5.60	11.02
Biomasse (wf)	kg	50.76	29.22	57.49	34.40	68.98
Asche	kg	0.25	0.15	0.29	0.17	0.34
Biomasse (waf)	kg	50.51	29.07	57.20	34.23	68.63
<b>Produkte (roh)</b>						
Koks, Asche	kg	8.17	5.21	9.48	6.28	12.15
Koks	kg	7.92	5.06	9.19	6.11	11.81
Kondensate gesamt	kg	38.95	23.75	44.88	28.00	56.42
Teerkondensat	kg	24.53	11.66	32.00	17.79	37.09
H <sub>2</sub> O-Anteil	kg	5.39	1.76	8.17	3.73	8.13
wässriges Kondensat	kg	14.42	12.09	12.88	10.21	19.34
H <sub>2</sub> O-Anteil	kg	9.45	7.09	7.02	5.63	11.06
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	10.88	5.04	11.64	5.72	11.42
gemessen	kg	7.23	4.03	7.89	4.15	8.55
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	3.64	1.00	3.75	1.57	2.88
<b>Produkte (wf)</b>						
Koks, Asche	kg	8.17	5.21	9.48	6.28	12.15
Koks	kg	7.92	5.06	9.19	6.11	11.81
Kondensate gesamt	kg	31.71	18.97	36.37	22.40	45.40
Reaktionswasser	kg	7.60	4.07	6.68	3.76	8.16
Teekondensat o. H <sub>2</sub> O	kg	19.14	9.90	23.83	14.06	28.96
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	10.88	5.04	11.64	5.72	11.42
gemessen	kg	7.23	4.03	7.89	4.15	8.55
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	3.64	1.00	3.75	1.57	2.88
<b>Produkte (waf)</b>						
Koks	kg	7.92	5.06	9.19	6.11	11.81
Kondensate gesamt	kg	31.71	18.97	36.37	22.40	45.40
Reaktionswasser	kg	7.60	4.07	6.68	3.76	8.16
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	10.88	5.04	11.64	5.72	11.42
gemessen	kg	7.23	4.03	7.89	4.15	8.55
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	3.64	1.00	3.75	1.57	2.88
<b>Gaszusammensetzung:</b>						
H <sub>2</sub>	kg	0.02	0.01	0.02	0.01	0.03
CO	kg	2.71	1.34	2.77	1.28	3.09
CH <sub>4</sub>	kg	0.33	0.15	0.32	0.14	0.32
CO <sub>2</sub>	kg	3.97	2.45	4.59	2.64	4.91
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	kg	0.08	0.03	0.07	0.03	0.07
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	kg	0.05	0.02	0.05	0.02	0.05
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	kg	0.06	0.03	0.06	0.02	0.06
iso-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	kg	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01

<b>Datum</b>		16.10.2007	17.10.2007	16.11.2007	19.11.2007	07.08.2007	08.08.2007	09.08.2007
Biomassetyp	-	Stroh	Stroh	Stroh	Stroh	Kleie	Kleie	Kleie
Einsatzfeuchte	%	9.57	9.95	9.65	9.70	12.03	12.50	11.5
Aschegehalt	%	6.0	6.0	6.0	6.0	5.5	5.5	5.5
<b>Edukt</b>								
Biomasse (roh)	kg	25.40	19.70	27.90	29.55	60.00	50.00	50.00
Einsatzfeuchte	kg	2.43	1.96	2.69	2.87	7.22	6.25	5.75
Biomasse (wf)	kg	22.97	17.74	25.21	26.68	52.78	43.75	44.25
Asche	kg	1.39	1.07	1.51	1.60	2.90	2.41	2.43
Biomasse (waf)	kg	21.58	16.67	23.70	25.08	49.88	41.34	41.82
<b>Produkte (roh)</b>								
Koks, Asche	kg	6.04	4.66	7.52	6.96	10.63	8.85	9.62
Koks	kg	4.65	3.59	6.00	5.35	7.73	6.44	7.18
Kondensate gesamt	kg	13.53	9.69	15.57	13.95	34.28	29.45	31.98
Teerkondensat	kg	11.27	8.30	14.21	12.44	25.22	25.09	25.22
H <sub>2</sub> O-Anteil	kg	3.39	4.01	6.86	6.10	9.00	9.64	7.50
wässriges Kondensat	kg	2.26	1.39	1.36	1.51	9.06	4.36	6.77
H <sub>2</sub> O-Anteil	kg	1.65	1.03	0.96	1.07	5.68	2.72	4.29
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	5.84	5.35	4.82	8.64	15.09	11.70	8.40
gemessen	kg	6.68	3.60	6.10	5.79	8.28	6.61	6.39
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	-0.85	1.74	-1.28	2.85	6.81	5.09	2.01
<b>Produkte (wf)</b>								
Koks, Asche	kg	6.04	4.66	7.52	6.96	10.63	8.85	9.62
Koks	kg	4.65	3.59	6.00	5.35	7.73	6.44	7.18
Kondensate gesamt	kg	11.10	7.73	12.87	11.08	27.06	23.20	26.23
Reaktionswasser	kg	2.61	3.08	5.12	4.30	7.46	6.11	6.04
Teekondensat o. H <sub>2</sub> O	kg	7.88	4.29	7.35	6.34	16.22	15.45	17.72
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	5.84	5.35	4.82	8.64	15.09	11.70	8.40
gemessen	kg	6.68	3.60	6.10	5.79	8.28	6.61	6.39
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	-0.85	1.74	-1.28	2.85	6.81	5.09	2.01
<b>Produkte (waf)</b>								
Koks	kg	4.65	3.59	6.00	5.35	7.73	6.44	7.18
Kondensate gesamt	kg	11.10	7.73	12.87	11.08	27.06	23.20	26.23
Reaktionswasser	kg	2.61	3.08	5.12	4.30	7.46	6.11	6.04
Pyrolysegas (als Diff.)	kg	5.84	5.35	4.82	8.64	15.09	11.70	8.40
gemessen	kg	6.68	3.60	6.10	5.79	8.28	6.61	6.39
Bilanzdefizit/-übersch.	kg	-0.85	1.74	-1.28	2.85	6.81	5.09	2.01
<b>Gaszusammensetzung:</b>								
H <sub>2</sub>	kg	0.01	0.00	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
CO	kg	1.89	0.98	1.69	1.61	2.07	1.69	1.66
CH <sub>4</sub>	kg	0.20	0.10	0.17	0.17	0.15	0.13	0.14
CO <sub>2</sub>	kg	4.40	2.43	3.90	3.75	5.84	4.56	4.41
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	kg	0.05	0.02	0.02	0.02	0.06	0.05	0.05
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	kg	0.07	0.03	0.05	0.05	0.07	0.06	0.06
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	kg	0.06	0.03	0.05	0.05	0.07	0.05	0.05
iso-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	kg	0.00	0.00	0.06	0.04	0.00	0.00	0.00
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	kg	0.01	0.01	0.16	0.10	0.02	0.06	0.01

### F 3. Übersicht Material- und Stoffbilanzen relativ (g/kg)

<b>Datum</b>		27.03.2007	28.03.2007	29.03.2007	30.03.2007	02.04.2007	03.04.2007	04.04.2007
Biomassetyp	-	Hartholz						
Einsatzfeuchte	%	9.00	9.40	9.40	9.70	9.70	9.70	9.90
Aschegehalt	%	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10
<b>Edukt</b>								
Biomasse (roh)	g/kg	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0
Einsatzfeuchte	g/kg	90.0	94.0	94.0	97.0	97.0	97.0	99.0
Biomasse (wf)	g/kg	910.0	906.0	906.0	903.0	903.0	903.0	901.0
Asche (bez. auf roh)	g/kg	10.0	10.0	10.0	9.9	9.9	9.9	9.9
Biomasse (waf)	g/kg	900.0	896.0	896.0	893.1	893.1	893.1	891.1
<b>Produkte (roh)</b>								
Koks, Asche	g/kg	166.1	176.4	180.2	181.4	186.3	191.5	216.6
Koks	g/kg	156.1	166.5	170.2	171.5	176.3	181.6	206.6
Kondensate gesamt	g/kg	656.8	663.8	671.0	681.5	677.4	645.2	660.9
Teerkondensat	g/kg	572.4	459.1	382.1	351.8	395.6	357.4	226.4
H <sub>2</sub> O-Anteil	g/kg	158.0	105.1	70.2	56.5	83.0	78.7	30.0
wässriges Kondensat	g/kg	84.4	204.7	288.9	329.8	281.8	287.7	434.6
H <sub>2</sub> O-Anteil	g/kg	41.9	101.1	146.2	155.6	134.3	145.1	199.4
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	177.1	159.8	148.8	137.1	136.3	163.3	122.5
gemessen	g/kg	130.2	145.9	183.8	181.3	174.0	137.6	138.9
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	46.9	13.8	-35.0	-44.3	-37.8	25.7	-16.4
<b>Produkte (wf)</b>								
Koks, Asche	g/kg	182.5	194.7	198.9	200.9	206.3	212.1	240.4
Koks	g/kg	171.5	183.7	187.9	189.9	195.3	201.1	229.4
Kondensate gesamt	g/kg	622.9	628.9	636.9	647.3	642.8	607.0	623.7
Reaktionswasser	g/kg	120.8	123.9	135.0	127.4	133.2	140.4	144.7
Teekondensat o. H <sub>2</sub> O	g/kg	455.4	390.7	344.2	327.0	346.2	308.6	217.9
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	194.7	176.4	164.2	151.8	150.9	180.8	136.0
gemessen	g/kg	143.1	161.1	202.9	200.8	192.7	152.4	154.1
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	51.6	15.3	-38.7	-49.0	-41.8	28.5	-18.2
<b>Produkte (waf)</b>								
Koks	g/kg	173.4	185.8	190.0	192.0	197.5	203.4	231.9
Kondensate gesamt	g/kg	629.8	635.9	644.0	654.5	649.9	613.8	630.6
Reaktionswasser	g/kg	122.1	125.3	136.5	128.8	134.7	142.0	146.3
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	196.8	178.3	166.0	153.5	152.6	182.9	137.5
gemessen	g/kg	144.7	162.9	205.2	203.1	194.9	154.0	155.8
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	52.1	15.4	-39.1	-49.6	-42.3	28.8	-18.4
<b>Gaszusammensetzung (bez. auf wf)</b>								
H <sub>2</sub>	g/kg	0.3	0.2	0.4	0.2	0.4	0.2	0.2
CO	g/kg	49.4	47.8	58.4	55.5	63.4	41.4	43.3
CH <sub>4</sub>	g/kg	4.9	4.5	5.5	4.8	6.4	3.7	3.7
CO <sub>2</sub>	g/kg	85.7	106.0	135.2	137.3	118.4	104.5	104.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	g/kg	1.0	0.9	1.3	1.1	1.7	1.3	1.2
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	g/kg	0.7	0.7	0.9	0.8	1.0	0.6	0.7
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	g/kg	0.8	0.7	0.9	0.8	1.1	0.5	0.5
iso-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g/kg	0.3	0.2	0.3	0.3	0.3	0.2	0.2

<b>Datum</b>		18.06.2007	19.06.2007	28.06.2007	29.06.2007	02.07.2007
Biomassetyp	-	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz
Einsatzfeuchte	%	12.48	14.07	12.90	14.00	13.78
Aschegehalt	%	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
<b>Edukt</b>						
Biomasse (roh)	g/kg	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0
Einsatzfeuchte	g/kg	124.8	140.7	129.0	140.0	137.8
Biomasse (wf)	g/kg	875.2	859.3	871.0	860.0	862.2
Asche	g/kg	4.4	4.3	4.4	4.3	4.3
Biomasse (waf)	g/kg	870.8	855.0	866.6	855.7	857.9
<b>Produkte (roh)</b>						
Koks, Asche	g/kg	140.9	153.2	143.6	157.1	151.9
Koks	g/kg	136.5	148.9	139.3	152.8	147.6
Kondensate gesamt	g/kg	671.6	698.6	680.0	700.0	705.3
Teerkondensat	g/kg	422.9	342.9	484.9	444.8	463.6
H <sub>2</sub> O-Anteil	g/kg	92.9	51.8	123.9	93.2	101.6
wässriges Kondensat	g/kg	248.7	355.7	195.2	255.2	241.7
H <sub>2</sub> O-Anteil	g/kg	162.9	208.7	106.3	140.9	138.2
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	187.5	148.2	176.3	143.0	142.8
gemessen	g/kg	124.7	118.7	119.6	103.8	106.8
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	62.8	29.5	56.8	39.2	36.0
<b>Produkte (wf)</b>						
Koks, Asche	g/kg	161.0	178.3	164.9	182.6	176.2
Koks	g/kg	156.0	173.3	159.9	177.6	171.2
Kondensate gesamt	g/kg	624.8	649.2	632.7	651.2	658.2
Reaktionswasser	g/kg	149.7	139.3	116.2	109.4	118.3
Teekondensat o. H <sub>2</sub> O	g/kg	377.1	338.8	414.5	408.9	419.8
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	214.2	172.5	202.5	166.2	165.6
gemessen	g/kg	142.5	138.1	137.3	120.7	123.9
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	71.8	34.4	65.2	45.6	41.7
<b>Produkte (waf)</b>						
Koks	g/kg	156.8	174.2	160.7	178.5	172.1
Kondensate gesamt	g/kg	627.9	652.5	635.8	654.4	661.5
Reaktionswasser	g/kg	150.4	140.0	116.8	109.9	118.9
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	215.3	173.3	203.5	167.1	166.5
gemessen	g/kg	143.2	138.8	138.0	121.3	124.5
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	72.1	34.5	65.5	45.8	41.9
<b>Gaszusammensetzung (bez. auf wf)</b>						
H <sub>2</sub>	g/kg	0.4	0.4	0.4	0.3	0.4
CO	g/kg	53.4	46.0	48.2	37.3	44.8
CH <sub>4</sub>	g/kg	6.4	5.0	5.5	4.0	4.7
CO <sub>2</sub>	g/kg	78.3	83.7	79.8	76.7	71.2
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	g/kg	1.5	1.2	1.3	0.9	1.0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	g/kg	1.0	0.8	0.9	0.6	0.7
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	g/kg	1.2	0.9	1.0	0.7	0.9
iso-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g/kg	0.2	0.2	0.2	0.1	0.2

<b>Datum</b>		16.10.2007	17.10.2007	16.11.2007	19.11.2007	07.08.2007	08.08.2007	09.08.2007
Biomassetyp	-	Stroh	Stroh	Stroh	Stroh	Kleie	Kleie	Kleie
Einsatzfeuchte	%	9.57	9.95	9.65	9.70	12.03	12.50	11.5
Aschegehalt	%	6.0	6.0	6.0	6.0	5.5	5.5	5.5
<b>Edukt</b>								
Biomasse (roh)	g/kg	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0	1000.0
Einsatzfeuchte	g/kg	95.7	99.5	96.5	97.0	120.3	125.0	115.0
Biomasse (wf)	g/kg	904.3	900.5	903.5	903.0	879.7	875.0	885.0
Asche (bez. auf roh)	g/kg	54.5	54.3	54.5	54.5	48.4	48.1	48.7
Biomasse (waf)	g/kg	849.8	846.2	849.0	848.5	831.3	826.9	836.3
<b>Produkte (roh)</b>								
Koks, Asche	g/kg	237.6	236.8	269.4	235.7	177.2	176.9	192.4
Koks	g/kg	183.1	182.5	214.9	181.2	128.8	128.8	143.7
Kondensate gesamt	g/kg	532.6	491.8	557.9	472.0	571.4	589.1	639.7
Teerkondensat	g/kg	443.8	421.4	509.2	420.8	420.4	501.8	504.3
H <sub>2</sub> O-Anteil	g/kg	133.5	203.6	245.9	206.4	150.0	192.8	149.9
wässriges Kondensat	g/kg	88.9	70.4	48.7	51.2	151.0	87.3	135.3
H <sub>2</sub> O-Anteil	g/kg	65.0	52.3	34.3	36.1	94.6	54.3	85.8
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	229.8	271.4	172.7	292.3	251.5	234.0	168.0
gemessen	g/kg	263.1	182.9	218.7	196.0	138.0	132.1	127.7
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	-33.3	88.5	-46.0	96.3	113.5	101.9	40.2
		2.2	2.1	2.1	2.0	3.2	3.3	3.3
<b>Produkte (wf)</b>								
Koks, Asche	g/kg	262.8	262.9	298.2	261.0	201.4	202.2	217.4
Koks	g/kg	202.5	202.6	237.9	200.7	146.4	147.2	162.4
Kondensate gesamt	g/kg	483.2	435.6	510.7	415.3	512.7	530.4	592.9
Reaktionswasser	g/kg	113.6	173.7	203.3	161.1	141.4	139.6	136.5
Teekondensat o. H <sub>2</sub> O	g/kg	343.1	241.8	291.4	237.5	325.2	373.7	423.8
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	254.1	301.4	191.1	323.7	285.9	267.4	189.8
gemessen	g/kg	290.9	203.1	242.0	217.1	156.9	151.0	144.3
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	-36.8	98.3	-50.9	106.6	129.0	116.4	45.5
		1.8	1.7	1.7	1.6	2.5	2.6	2.7
<b>Produkte (waf)</b>								
Koks	g/kg	215.5	215.7	253.1	213.6	154.9	155.8	171.8
Kondensate gesamt	g/kg	514.2	463.6	543.5	441.9	542.6	561.2	627.4
Reaktionswasser	g/kg	120.9	184.9	216.3	171.4	149.6	147.7	144.4
Pyrolysegas (als Diff.)	g/kg	270.4	320.7	203.4	344.5	302.5	283.0	200.8
gemessen	g/kg	309.6	216.2	257.6	231.0	166.0	159.8	152.7
Bilanzdefizit/-übersch.	g/kg	-39.2	104.6	-54.2	113.5	136.5	123.2	48.1
<b>Gaszusammensetzung (bez. auf wf)</b>								
H <sub>2</sub>	g/kg	0.41	0.24	0.29	0.28	0.2	0.2	0.2
CO	g/kg	82.28	55.38	67.11	60.35	39.2	38.7	37.6
CH <sub>4</sub>	g/kg	8.61	5.49	6.62	6.19	2.8	2.9	3.1
CO <sub>2</sub>	g/kg	191.65	136.92	154.80	140.38	110.6	104.1	99.7
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	g/kg	2.12	1.29	0.63	0.87	1.2	1.1	1.0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	g/kg	2.84	1.88	2.02	1.97	1.2	1.3	1.3
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	g/kg	2.41	1.51	2.04	1.84	1.3	1.2	1.2
iso-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g/kg	0.06	0.04	2.22	1.54	0.1	0.1	0.1
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g/kg	0.55	0.38	6.32	3.69	0.3	1.3	0.2

## F 4. Übersicht Elementarbilanzen absolut (kg)

<b>Datum</b>		27.03.2007	28.03.2007	29.03.2007	30.03.2007	02.04.2007	03.04.2007	04.04.2007
Biomassetyp	-	Hartholz						
Einsatzfeuchte	%	9.00	9.40	9.40	9.70	9.70	9.70	9.90
Aschegehalt	%	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10
<b>Edukte (wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	26.35	19.67	26.23	32.46	32.68	19.61	19.57
(H) Wasserstoff	kg	3.33	2.49	3.32	4.11	4.13	2.48	2.47
(O) Sauerstoff	kg	24.32	18.16	24.21	29.96	30.16	18.10	18.06
Asche	kg	0.60	0.45	0.60	0.74	0.74	0.45	0.45
H <sub>S</sub>	MJ/kg	19.41	19.41	19.41	19.41	19.41	19.41	19.41
<b>Kondensatkoks mit H<sub>2</sub>O:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	21.14	14.56	18.27	22.39	22.69	12.94	11.95
(H) Wasserstoff	kg	2.88	1.83	2.17	2.42	2.79	1.55	1.05
(O) Sauerstoff	kg	19.70	11.75	12.70	14.17	17.41	9.77	6.49
Asche	kg	0.60	0.45	0.60	0.74	0.74	0.45	0.45
<b>Koks mit Asche:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	6.77	5.38	7.72	9.30	9.19	5.38	6.37
(H) Wasserstoff	kg	0.37	0.33	0.39	0.51	0.53	0.37	0.38
(O) Sauerstoff	kg	2.23	1.79	2.11	2.97	3.51	2.42	2.56
Asche	kg	0.60	0.45	0.60	0.74	0.74	0.45	0.45
H <sub>S</sub>	MJ/kg	24.86	24.86	25.85	24.99	23.75	22.90	23.67
<b>Teerkondensat mit H<sub>2</sub>O:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	14.37	9.19	10.56	13.09	13.51	7.56	5.59
(H) Wasserstoff	kg	2.51	1.51	1.78	1.91	2.26	1.18	0.67
(O) Sauerstoff	kg	17.47	9.96	10.59	11.20	13.90	7.34	3.93
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Teerkondensat ohne H<sub>2</sub>O:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	14.37	9.19	10.56	13.09	13.51	7.56	5.59
(H) Wasserstoff	kg	1.46	0.98	1.31	1.44	1.57	0.79	0.52
(O) Sauerstoff	kg	9.04	5.76	6.84	7.46	8.37	4.19	2.73
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Wässriges Kondensat ohne H<sub>2</sub>O (Differenz):</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	1.46	2.66	4.93	6.65	6.40	4.20	5.75
(H) Wasserstoff	kg	0.63	0.54	0.70	1.10	0.89	0.61	0.87
(O) Sauerstoff	kg	0.46	1.46	2.94	5.22	3.78	1.60	3.96
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Gesamtes Kondensat ohne H<sub>2</sub>O:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	15.82	11.85	15.48	19.74	19.90	11.76	11.34
(H) Wasserstoff	kg	2.08	1.52	2.01	2.55	2.46	1.40	1.39
(O) Sauerstoff	kg	9.51	7.22	9.78	12.69	12.15	5.80	6.69
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H <sub>S,wf</sub>	MJ/kg	24.77	25.62	25.25	24.95	25.30	27.66	25.71
<b>Pyrolysegas:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	3.76	2.45	3.03	3.42	3.59	2.47	1.86
(H) Wasserstoff	kg	0.15	0.08	0.10	0.10	0.14	0.07	0.06
(O) Sauerstoff	kg	6.72	4.66	5.79	6.69	6.49	4.81	3.60

<b>Datum</b>		18.06.2007	19.06.2007	28.06.2007	29.06.2007	02.07.2007
Biomassetyp	-	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz
Einsatzfeuchte	%	12.48	14.07	12.90	14.00	13.78
Aschegehalt	%	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
<b>Edukte (wf):</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	25.14	14.47	28.47	17.04	34.16
(H) Wasserstoff	kg	3.14	1.81	3.55	2.13	4.26
(O) Sauerstoff	kg	22.23	12.79	25.17	15.06	30.20
Asche	kg	0.25	0.15	0.29	0.17	0.34
H <sub>S</sub>	MJ/kg	20.04	20.04	20.04	20.04	20.04
<b>Kondensatkoks mit H<sub>2</sub>O:</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	16.86	9.01	19.91	11.96	24.75
(H) Wasserstoff	kg	1.83	0.95	2.53	1.32	2.87
(O) Sauerstoff	kg	13.75	6.76	18.76	10.62	21.28
Asche	kg	0.25	0.15	0.29	0.17	0.34
<b>Koks mit Asche:</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	5.69	3.53	6.73	4.41	8.38
(H) Wasserstoff	kg	0.32	0.21	0.37	0.27	0.52
(O) Sauerstoff	kg	1.91	1.33	2.09	1.43	2.91
Asche	kg	0.25	0.15	0.29	0.17	0.34
<b>Teerkondensat mit H<sub>2</sub>O:</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	11.17	5.48	13.18	7.55	16.37
(H) Wasserstoff	kg	1.51	0.74	2.16	1.05	2.35
(O) Sauerstoff	kg	11.85	5.43	16.66	9.19	18.37
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Teerkondensat ohne H<sub>2</sub>O:</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	11.17	5.48	13.18	7.55	16.37
(H) Wasserstoff	kg	0.91	0.55	1.25	0.64	1.45
(O) Sauerstoff	kg	7.06	3.87	9.40	5.88	11.14
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Wässriges Kondensat ohne H<sub>2</sub>O (Differenz):</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	4.28	3.68	4.38	3.10	5.31
(H) Wasserstoff	kg	0.86	0.52	0.99	0.72	1.20
(O) Sauerstoff	kg	-0.16	0.80	0.49	0.76	1.76
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Gesamtes Kondensat ohne H<sub>2</sub>O:</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	15.45	9.16	17.56	10.64	21.68
(H) Wasserstoff	kg	1.77	1.07	2.24	1.36	2.65
(O) Sauerstoff	kg	6.89	4.67	9.89	6.64	12.90
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Pyrolysegas:</b>						
(C) Kohlenstoff	kg	3.99	1.78	4.18	1.98	4.10
(H) Wasserstoff	kg	0.20	0.08	0.20	0.08	0.19
(O) Sauerstoff	kg	6.68	3.18	7.26	3.65	7.14

<b>Datum</b>		16.10.2007	17.10.2007	16.11.2007	19.11.2007	07.08.2007	08.08.2007	09.08.2007
Biomassetyp	-	Stroh	Stroh	Stroh	Stroh	Kleie	Kleie	Kleie
Einsatzfeuchte	%	9.57	9.95	9.65	9.70	12.03	12.50	11.5
Aschegehalt	%	6.0	6.0	6.0	6.0	5.5	5.5	5.5
<b>Edukte (wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	10.06	7.77	11.04	11.68	24.28	20.12	20.35
(H) Wasserstoff	kg	1.36	1.05	1.49	1.58	3.33	2.76	2.79
(O) Sauerstoff	kg	10.17	7.86	11.16	11.82	20.63	17.10	17.29
(N) Stickstoff	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	1.53	1.27	1.29
(S) Schwefel	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.11	0.09	0.09
Asche	kg	1.39	1.07	1.52	1.61	2.90	2.41	2.43
<b>Koks und Asche (wf)</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	3.74	2.97	4.96	4.36	5.32	4.54	5.03
(H) Wasserstoff	kg	0.25	0.14	0.22	0.19	0.28	0.24	0.24
(O) Sauerstoff	kg	0.66	0.49	0.81	0.80	1.76	1.35	1.58
(N) Stickstoff	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.37	0.31	0.34
(S) Schwefel	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Asche	kg	1.39	1.07	1.52	1.61	2.90	2.41	2.43
<b>Gesamtes Kondensat ohne H<sub>2</sub>O:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	4.30	2.97	4.34	4.26	13.91	11.60	12.49
(H) Wasserstoff	kg	0.74	0.50	0.61	0.77	2.07	1.71	1.78
(O) Sauerstoff	kg	3.45	1.17	2.79	1.76	2.35	2.74	4.88
(N) Stickstoff	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	1.16	0.96	0.95
(S) Schwefel	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.11	0.09	0.09
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Pyrolysegas:</b>								
(C) Kohlenstoff	kg	2.02	1.83	1.73	3.06	5.04	3.98	2.84
(H) Wasserstoff	kg	0.08	0.07	0.09	0.14	0.15	0.14	0.10
(O) Sauerstoff	kg	3.74	3.45	3.00	5.43	9.89	7.58	5.47
(N) Stickstoff	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
(S) Schwefel	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Asche	kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

## F 5. Übersicht Elementarbilanzen relativ (g/kg)

<b>Datum</b>		27.03.2007	28.03.2007	29.03.2007	30.03.2007	02.04.2007	03.04.2007	04.04.2007
Biomassetyp	-	Hartholz						
Einsatzfeuchte	%	9.00	9.40	9.40	9.70	9.70	9.70	9.90
Aschegehalt	%	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10
<b>Edukte (wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	482.6	482.6	482.6	482.6	482.6	482.6	482.6
(H) Wasserstoff	g/kg	61.0	61.0	61.0	61.0	61.0	61.0	61.0
(O) Sauerstoff	g/kg	445.4	445.4	445.4	445.4	445.4	445.4	445.4
Asche	g/kg	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0
H <sub>S,wf</sub>	MJ/kg	19.41	19.41	19.41	19.41	19.41	19.41	19.41
<b>Kondensatkoks mit H<sub>2</sub>O (bez. auf roh):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	352.3	323.6	304.6	300.6	302.6	287.5	265.6
(H) Wasserstoff	g/kg	48.0	40.7	36.1	32.5	37.2	34.5	23.3
(O) Sauerstoff	g/kg	328.3	261.2	211.6	190.2	232.1	217.0	144.1
Asche	g/kg	10.0	10.0	10.0	9.9	9.9	9.9	9.9
<b>Koks mit Asche (bez. auf wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	124.0	131.8	142.0	138.3	135.6	132.4	157.0
(H) Wasserstoff	g/kg	6.8	8.0	7.1	7.6	7.9	9.1	9.3
(O) Sauerstoff	g/kg	40.8	43.9	38.8	44.1	51.8	59.6	63.1
Asche	g/kg	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0
<b>Teerkondensat mit H<sub>2</sub>O (bez. auf roh):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	239.5	204.2	175.9	175.7	180.1	167.9	124.1
(H) Wasserstoff	g/kg	41.8	33.5	29.7	25.7	30.1	26.3	14.9
(O) Sauerstoff	g/kg	291.2	221.4	176.4	150.4	185.4	163.2	87.3
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Teerkondensat ohne H<sub>2</sub>O (bez. auf wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	263.1	225.4	194.2	194.6	199.4	185.9	137.8
(H) Wasserstoff	g/kg	26.7	24.1	24.2	21.5	23.2	19.5	12.8
(O) Sauerstoff	g/kg	165.6	141.2	125.9	110.9	123.6	103.2	67.3
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Wässriges Kondensat ohne H<sub>2</sub>O (Differenz) (bez. auf wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	26.7	65.2	90.7	98.9	94.4	103.5	141.9
(H) Wasserstoff	g/kg	11.5	13.3	12.8	16.4	13.1	15.0	21.5
(O) Sauerstoff	g/kg	8.5	35.9	54.1	77.6	55.8	39.5	97.6
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Gesamtes Kondensat ohne H<sub>2</sub>O (bez. auf wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	289.8	290.6	284.9	293.4	293.9	289.4	279.7
(H) Wasserstoff	g/kg	38.1	37.3	37.0	37.9	36.3	34.5	34.3
(O) Sauerstoff	g/kg	174.1	177.1	180.0	188.6	179.4	142.7	164.9
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Pyrolysegas (bez. auf wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	68.8	60.1	55.7	50.9	53.0	60.7	45.9
(H) Wasserstoff	g/kg	2.7	1.9	1.9	1.5	2.1	1.8	1.4
(O) Sauerstoff	g/kg	123.2	114.3	106.6	99.5	95.8	118.3	88.8

<b>Datum</b>		18.06.2007	19.06.2007	28.06.2007	29.06.2007	02.07.2007
Biomassetyp	-	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz	Weichholz
Einsatzfeuchte	%	12.48	14.07	12.90	14.00	13.78
Aschegehalt	%	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
<b>Edukte (wf):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	495.3	495.3	495.3	495.3	495.3
(H) Wasserstoff	g/kg	61.8	61.8	61.8	61.8	61.8
(O) Sauerstoff	g/kg	437.9	437.9	437.9	437.9	437.9
Asche	g/kg	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
<b>Kondensatkoks mit H<sub>2</sub>O (bez. auf roh):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	290.7	265.1	301.6	298.9	309.4
(H) Wasserstoff	g/kg	31.6	28.0	38.3	33.1	35.9
(O) Sauerstoff	g/kg	237.2	198.7	284.2	265.5	265.9
Asche	g/kg	4.4	4.3	4.4	4.3	4.3
<b>Koks mit Asche: (bez. auf wf):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	112.2	120.8	117.1	128.2	121.5
(H) Wasserstoff	g/kg	6.3	7.1	6.4	7.8	7.6
(O) Sauerstoff	g/kg	37.5	45.4	36.4	41.5	42.2
Asche	g/kg	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
<b>Teerkondensat mit H<sub>2</sub>O (bez. auf roh):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	192.6	161.3	199.6	188.7	204.6
(H) Wasserstoff	g/kg	26.1	21.9	32.8	26.3	29.4
(O) Sauerstoff	g/kg	204.3	159.7	252.5	229.8	229.6
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Teerkondensat ohne H<sub>2</sub>O (bez. auf wf):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	220.0	187.7	229.2	219.4	237.3
(H) Wasserstoff	g/kg	18.0	18.8	21.8	18.6	21.0
(O) Sauerstoff	g/kg	139.1	132.3	163.5	170.9	161.5
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Wässriges Kondensat ohne H<sub>2</sub>O (Differenz) (bez. auf wf):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	84.4	125.9	76.3	90.0	77.0
(H) Wasserstoff	g/kg	16.9	17.7	17.2	20.9	17.4
(O) Sauerstoff	g/kg	-3.2	27.5	8.5	22.0	25.5
Asche	g/kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Gesamtes Kondensat ohne H<sub>2</sub>O (bez. auf wf):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	304.4	313.6	305.5	309.4	314.4
(H) Wasserstoff	g/kg	34.9	36.5	39.0	39.5	38.4
(O) Sauerstoff	g/kg	135.8	159.8	172.0	192.9	187.0
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Pyrolysegas (bez. auf wf):</b>						
(C) Kohlenstoff	g/kg	78.7	60.9	72.8	57.7	59.4
(H) Wasserstoff	g/kg	4.0	2.7	3.5	2.3	2.7
(O) Sauerstoff	g/kg	131.5	108.9	126.2	106.2	103.5

<b>Datum</b>		16.10.2007	17.10.2007	16.11.2007	19.11.2007	07.08.2007	08.08.2007	09.08.2007
Biomassetyp	-	Stroh	Stroh	Stroh	Stroh	Kleie	Kleie	Kleie
Einsatzfeuchte	%	9.57	9.95	9.65	9.70	12.03	12.50	11.5
Aschegehalt	%	6.0	6.0	6.0	6.0	5.5	5.5	5.5
<b>Edukte (wf):</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	437.8	437.8	437.8	437.8	460.0	460.0	460.0
(H) Wasserstoff	g/kg	59.1	59.1	59.1	59.1	63.1	63.1	63.1
(O) Sauerstoff	g/kg	442.8	442.8	442.8	442.8	390.8	390.8	390.8
(N) Stickstoff	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	29.1	29.1	29.1
(S) Schwefel	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	2.0	2.0	2.0
Asche	g/kg	60.3	60.3	60.3	60.3	55.0	55.0	55.0
<b>Koks und Asche (bez. auf wf)</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	162.9	167.2	196.9	163.4	100.8	103.8	113.6
(H) Wasserstoff	g/kg	10.9	7.9	8.9	7.2	5.3	5.4	5.5
(O) Sauerstoff	g/kg	28.7	27.5	32.1	30.1	33.3	30.9	35.6
(N) Stickstoff	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	7.0	7.1	7.6
(S) Schwefel	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Asche	g/kg	60.3	60.3	60.3	60.3	55.0	55.0	55.0
<b>Gesamtes Kondensat ohne H<sub>2</sub>O:</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	187.1	167.6	172.3	159.6	263.6	265.2	282.3
(H) Wasserstoff	g/kg	32.1	28.1	24.3	28.7	39.2	39.1	40.3
(O) Sauerstoff	g/kg	150.3	66.2	110.8	65.9	44.5	62.6	110.3
(N) Stickstoff	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	22.1	21.9	21.5
(S) Schwefel	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	2.0	2.0	2.0
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Pyrolysegas:</b>								
(C) Kohlenstoff	g/kg	87.8	102.9	68.6	114.7	95.6	90.9	64.1
(H) Wasserstoff	g/kg	3.5	3.7	3.4	5.3	2.9	3.2	2.2
(O) Sauerstoff	g/kg	162.8	194.7	119.2	203.7	187.4	173.3	123.5
(N) Stickstoff	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
(S) Schwefel	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Asche	g/kg	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

# G Messdaten und Detailauswertung zur Pyrolyse

## G 1. Hartholz

### 27.03.07 Kondensate und Kokse

Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	9620.4	78.4	7542.4	2078.0	5.2	107.1	21.2	5502.9	2039.5
K 1.2	9787.0	77.6	7594.7	2192.3	3.5	77.2	21.8	5461.1	2133.6
K 1.3	9008.0	76.5	6891.1	2116.9	3.2	67.7	21.7	4936.4	1954.7
K 1.4	9107.6	78.0	7103.9	2003.7	3.3	66.2	21.9	5109.4	1994.6
K 1.5	6686.3	80.2	5362.4	1323.9	3.1	40.9	20.3	4005.1	1357.3
Filter	100.0	91.9	91.9	8.1	3.7	0.3	n.B.	91.9	-
Σ	44309.3	-	34586.5	9722.8	-	359.4	-	25106.8	9479.7
<b>Korrekt.</b>	<b>44309.3</b>	<b>-</b>	<b>34345.3</b>	<b>9964.0</b>		<b>600.6</b>		<b>24865.6</b>	<b>9479.7</b>

Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	47.7	6.7	46.5	-	-	1.4	102.3	67.7	3.9	25.9	-	4.9	102.4	4.9
K 1.2	46.9	6.7	48.1	-	-	1.4	103.1	69.4	4.3	26.2	-	3.4	103.3	3.4
K 1.3	57.6	6.8	46.2	-	-	1.4	112.0	68.7	4.3	26.4	-	3.1	102.5	3.1
K 1.4	49.1	6.8	47.8	-	-	1.4	105.1	68.6	4.1	25.0	-	3.2	100.9	3.2
K 1.5	48.0	6.9	42.0	-	-	1.4	98.3	69.9	4.2	25.8	-	3.0	102.9	3.0
Korrektur auf 100%								Korrektur auf 100%						
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	46.6	6.6	45.5	-	-	1.4	100.0	66.0	3.8	25.3	-	4.9	100.0	4.9
K 1.2	45.5	6.5	46.7	-	-	1.4	100.0	67.1	4.2	25.3	-	3.4	100.0	3.4
K 1.3	51.4	6.1	41.2	-	-	1.4	100.0	67.0	4.2	25.7	-	3.1	100.0	3.1
K 1.4	46.7	6.5	45.5	-	-	1.4	100.0	68.0	4.1	24.8	-	3.2	100.0	3.2
K 1.5	48.9	7.0	42.8	-	-	1.4	100.0	67.9	4.1	25.1	-	3.0	100.0	3.0
<b>Mittel</b>	<b>47.7</b>	<b>6.5</b>	<b>44.5</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>1.4</b>	<b>100.0</b>	<b>67.2</b>	<b>4.1</b>	<b>25.2</b>	<b>-</b>	<b>3.5</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

\*Analysenfeuchte bei der Elementaranalyse und Veraschung

Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	4486.4	630.2	4373.5	-	-	130.4	1442.9	71.2	456.8	-	-	107.1
K 1.2	4452.2	636.0	4566.1	-	-	132.7	1523.0	85.8	506.4	-	-	77.2
K 1.3	4627.7	546.3	3711.8	-	-	122.1	1463.1	84.1	502.0	-	-	67.7
K 1.4	4253.8	589.1	4141.2	-	-	123.5	1406.9	76.7	453.8	-	-	66.2
K 1.5	3267.2	469.7	2858.8	-	-	90.6	926.3	51.1	305.5	-	-	40.9
Filter	47.8	6.5	44.3	-	-	1.4	5.6	0.3	1.9	-	-	0.3
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Σ</b>	<b>21135.1</b>	<b>2877.8</b>	<b>19695.7</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>600.6</b>	<b>6767.8</b>	<b>369.2</b>	<b>2226.4</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>600.6</b>

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	4626.6	51.9	2225.4	2401.2
K 3	72.0	61.8	27.5	44.5
Nach K3	211.4	19.5	170.2	41.2
KF 1	107.2	20.0	85.8	21.4
KF 2	45.5	12.4	39.9	5.6
<b>Σ</b>	<b>5062.7</b>	<b>-</b>	<b>2548.7</b>	<b>2514.0</b>

**27.03.07 Produktgase****Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysedauer = 390 min.**

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.90	2.18	0.60	25.00	26.60	4.45	26.60	0.55	0.39	0.28	0.00	0.07
2.	0.88	1.92	0.91	27.50	25.60	4.47	30.20	0.57	0.39	0.28	0.00	0.07
3.	0.83	1.93	1.85	30.00	24.30	4.31	28.80	0.55	0.37	0.27	0.00	0.07
4.	0.91	2.35	0.60	25.90	26.30	4.72	30.40	0.57	0.38	0.27	0.00	0.07
5.	0.87	1.87	0.60	27.40	26.20	4.63	26.20	0.40	0.26	0.19	0.00	0.05
<b>Mittel</b>	<b>0.88</b>	<b>2.05</b>	<b>0.91</b>	<b>27.16</b>	<b>25.80</b>	<b>4.52</b>	<b>28.44</b>	<b>0.53</b>	<b>0.36</b>	<b>0.26</b>	<b>0.00</b>	<b>0.06</b>
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	27.37	7.53	313.89	333.98	55.87	333.98	6.89	4.90	3.48	0.05	0.88
2.	11.30	24.65	11.69	353.13	328.73	57.40	387.80	7.32	5.06	3.60	0.06	0.90
3.	11.30	26.28	25.19	408.43	330.83	58.68	392.10	7.54	5.09	3.67	0.05	0.90
4.	11.30	29.18	7.45	321.62	326.58	58.61	377.49	7.04	4.74	3.36	0.05	0.81
5.	11.30	24.29	7.79	355.89	340.30	60.14	340.30	5.15	3.43	2.46	0.05	0.60
<b>Mittel</b>	<b>11.30</b>	<b>26.35</b>	<b>11.93</b>	<b>350.59</b>	<b>332.08</b>	<b>58.14</b>	<b>366.33</b>	<b>6.79</b>	<b>4.65</b>	<b>3.32</b>	<b>0.05</b>	<b>0.82</b>
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	<b>66.24</b>	<b>15.29</b>	<b>110.78</b>	<b>2848.6</b>	<b>2698.2</b>	<b>269.9</b>	<b>4677.3</b>	<b>55.17</b>	<b>40.45</b>	<b>42.33</b>	<b>0.86</b>	<b>13.74</b>

<sup>1</sup>Referenzgas**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	15.29	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	1156.36	0.00	1541.82	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	202.45	67.48	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1275.62	0.00	3401.66	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	47.29	7.88	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	32.36	8.09	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	34.63	7.70	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.71	0.15	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	11.37	2.37	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2760.8</b>	<b>109.0</b>	<b>4943.5</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>6.95</b>

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2760.8	109.0	4943.5	7813.2
Relativer Anteil der Elemente	35.3%	1.4%	63.3%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	994.6	39.3	1780.9	2814.8
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>3755.4</b>	<b>148.2</b>	<b>6724.4</b>	<b>10628.0</b>

## 28.03.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	12019.2	77.8	9350.9	2668.3	3.1	81.6	20.1	6935.1	2415.9
K 1.2	9015.8	69.9	6302.0	2713.8	3.4	91.6	14.3	5012.8	1289.3
K 1.3	7489.0	68.8	5152.4	2336.6	2.8	66.5	13.7	4126.4	1026.0
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	73.0	83.7	61.1	11.9	3.1	0.4	n.B.	61.1	-
Σ	28597.0	-	20866.5	7730.5	-	240.1	-	16135.4	4731.1
<b>Korrekt.</b>	<b>28597.0</b>	<b>-</b>	<b>20541.6</b>	<b>8055.4</b>		<b>448.5</b>		<b>15810.5</b>	<b>4731.1</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks							AF*
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.		
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	
K 1.1	48.5	6.6	43.3	-	-	1.6	100.0	66.7	4.6	25.9	-	2.90	100.1	5.2	
K 1.2	53	6.5	40.1	-	-	1.6	101.2	66.5	4.7	26.6	-	3.20	101.0	5.2	
K 1.3	53.3	6.1	39.5	-	-	1.6	100.5	67.5	4.6	28.6	-	2.70	103.4	5.2	
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	<b>Korrektur auf 100%</b>							<b>Korrektur auf 100%</b>							
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*	
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	
K 1.1	48.5	6.6	43.3	-	-	1.6	100.0	66.6	4.6	25.9	-	2.90	100.0	5.2	
K 1.2	52.4	6.4	39.6	-	-	1.6	100.0	65.8	4.7	26.3	-	3.20	100.0	5.2	
K 1.3	53.0	6.1	39.3	-	-	1.6	100.0	65.2	4.4	27.6	-	2.70	100.0	5.2	
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
<b>Mittel</b>	<b>50.9</b>	<b>6.4</b>	<b>41.1</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>1.6</b>	<b>100.0</b>	<b>65.9</b>	<b>4.6</b>	<b>26.6</b>	<b>-</b>	<b>2.9</b>	<b>100.0</b>	<b>5.2</b>	

\*Analysenfeuchte bei der Elementaranalyse und Veraschung

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	5831.2	793.5	5206.0	-	-	188.5	1875.4	113.1	598.1	-	-	81.6
K 1.2	4722.3	579.2	3572.9	-	-	141.4	1884.2	116.6	621.4	-	-	91.6
K 1.3	3972.7	454.7	2944.1	-	-	117.4	1607.5	95.3	567.2	-	-	66.5
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	37.5	4.6	29.7	-	-	1.1	8.3	0.5	2.8	-	-	0.4
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
Σ	<b>14563.7</b>	<b>1832.0</b>	<b>11752.8</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>448.5</b>	<b>5375.4</b>	<b>325.5</b>	<b>1789.4</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>448.5</b>

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	8228.2	52.6	3900.2	4328.0
K 3	149.0	45.3	81.5	67.5
Nach K3	418.0	18.7	339.8	78.2
KF 1	335.0	19.4	270.0	65.0
KF 2	83.0	13.6	71.7	11.3
Σ	<b>9213.2</b>	<b>-</b>	<b>4663.2</b>	<b>4550.0</b>

## 28.03.07 Produktgase

## Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 284 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.76	1.67	0.60	36.70	22.20	4.02	28.20	0.45	0.36	0.23	0.00	0.06
2.	0.60	0.94	3.23	44.30	18.60	3.22	25.40	0.37	0.29	0.19	0.00	0.05
3.	0.56	0.94	0.84	51.40	15.90	2.52	22.80	0.24	0.17	0.11	0.00	0.03
4.	0.51	0.79	0.89	54.50	14.30	2.12	22.60	0.28	0.21	0.14	0.00	0.04
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	0.61	1.09	1.39	46.73	17.75	2.97	24.75	0.34	0.26	0.17	0.00	0.04
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	24.83	8.92	545.67	330.08	59.77	419.29	6.74	5.32	3.38	0.00	0.87
2.	11.30	17.70	60.83	834.32	350.30	60.64	478.37	7.02	5.52	3.56	0.00	0.92
3.	11.30	18.97	16.95	1037.18	320.84	50.85	460.07	4.83	3.37	2.31	0.08	0.59
4.	11.30	17.50	19.72	1207.55	316.84	46.97	500.75	6.17	4.69	2.99	0.06	0.80
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	11.30	19.75	26.61	906.18	329.52	54.56	464.62	6.19	4.72	3.06	0.04	0.80
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	48.23	8.35	179.90	5361.56	1949.63	184.46	4319.84	36.62	29.94	28.46	0.45	9.75

<sup>1</sup>Referenzgas

## Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	8.35	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	835.56	0.00	1114.08	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	138.35	46.12	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1178.14	0.00	3141.70	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	31.39	5.23	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	23.95	5.99	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	23.28	5.17	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.37	0.08	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	8.07	1.68	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2239.11</b>	<b>72.61</b>	<b>4255.78</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>5.73</b>

## Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2239.1	72.6	4255.8	6567.50
Relativer Anteil der Elemente	34.1	1.1	64.8	100.0
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	212.2	6.9	403.3	622.30
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>2451.3</b>	<b>79.5</b>	<b>4659.0</b>	<b>7189.8</b>

## 29.03.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	10523.7	70.5	7419.2	3104.5	2.8	88.0	16.0	5735.4	1683.8
K 1.2	6812.0	64.3	4380.1	2431.9	3.4	81.7	8.1	3828.3	551.8
K 1.3	6681.1	66.7	4456.3	2224.8	3.8	84.0	10.0	3788.2	668.1
K 1.4	9086.4	69.7	6333.2	2753.2	3.1	84.1	14.4	5024.8	1308.4
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	633.7	93.8	594.4	39.3	3.3	1.3	n.B.	594.4	-
Σ	33736.9	-	23183.2	10553.7	-	339.1	-	18971.1	4212.1
<b>Korrekt.</b>	<b>33736.9</b>	<b>-</b>	<b>22924.4</b>	<b>10812.5</b>		<b>598.0</b>		<b>18712.2</b>	<b>4212.1</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	52.1	6.8	37.7	-	-	1.8	98.4	72.2	4.1	24.7	-	2.7	103.7	4.7
K 1.2	57.0	5.7	36.0	-	-	1.8	100.5	68.6	4.4	25.6	-	3.2	101.8	4.8
K 1.3	56.1	6.0	35.3	-	-	1.8	99.2	72.6	3.8	22.4	-	3.6	102.4	4.6
K 1.4	52.5	6.8	40.2	-	-	1.8	101.3	72.9	4.2	23.0	-	2.9	103	5.1
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%						
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	53.0	6.9	38.3	-	-	1.8	100.0	69.6	3.9	23.8	-	2.7	100.0	4.7
K 1.2	56.7	5.7	35.8	-	-	1.8	100.0	67.3	4.3	25.1	-	3.2	100.0	4.8
K 1.3	56.6	6.1	35.6	-	-	1.8	100.0	70.8	3.7	21.9	-	3.6	100.0	4.6
K 1.4	51.8	6.7	39.7	-	-	1.8	100.0	70.7	4.1	22.3	-	2.9	100.0	5.1
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>54.2</b>	<b>6.4</b>	<b>37.6</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>1.8</b>	<b>100.0</b>	<b>69.6</b>	<b>4.0</b>	<b>23.3</b>	<b>-</b>	<b>3.1</b>	<b>100.0</b>	

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	5575.2	727.7	4034.3	-	-	186.5	2265.8	111.7	639.1	-	-	88.0
K 1.2	3864.3	386.4	2440.6	-	-	120.7	1720.4	96.7	533.0	-	-	81.7
K 1.3	3779.9	404.3	2378.5	-	-	118.4	1652.0	74.5	414.3	-	-	84.0
K 1.4	4709.4	610.0	3606.0	-	-	161.0	2051.5	101.8	515.7	-	-	84.1
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	345.5	40.2	236.8	-	-	11.2	28.7	1.4	7.8	-	-	1.3
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
Σ	<b>18274.3</b>	<b>2168.5</b>	<b>12696.1</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>598.0</b>	<b>7718.5</b>	<b>386.1</b>	<b>2110.0</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>598.0</b>

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	15284.2	54.7	6923.7	8360.5
K 3	617.8	32.8	415.2	202.6
Nach K3	992.0	11.5	877.9	114.1
KF 1	329.0	21.9	256.9	72.1
KF 2	113.0	17.5	93.2	19.8
Σ	<b>17336</b>	<b>-</b>	<b>8567.0</b>	<b>8769.0</b>

## 29.03.07 Produktgase

Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 385 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.60	1.42	2.12	44.70	18.60	3.38	25.70	0.39	0.28	0.19	0.00	0.05
2.	0.67	2.36	0.60	42.90	22.30	4.03	28.80	0.49	0.34	0.23	0.00	0.06
3.	0.34	1.04	2.08	65.90	12.40	1.79	21.40	0.24	0.15	0.11	0.00	0.03
4.	0.35	1.46	2.47	65.00	13.10	2.02	21.50	0.28	0.17	0.12	0.00	0.03
5.	0.36	1.52	10.00	62.60	13.30	2.31	17.20	0.31	0.21	0.15	0.00	0.04
<b>Mittel</b>	0.46	1.56	3.45	56.22	15.94	2.71	22.92	0.34	0.23	0.16	0.00	0.04
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	26.74	39.93	841.85	350.30	63.66	484.02	7.37	5.24	3.61	0.09	0.89
2.	11.30	39.80	10.12	723.54	376.10	67.97	485.73	8.19	5.74	3.93	0.00	0.97
3.	11.30	34.56	69.13	2190.21	412.12	59.49	711.24	7.97	4.99	3.51	0.00	0.85
4.	11.30	47.14	79.75	2098.57	422.94	65.22	694.14	9.18	5.48	4.00	0.00	0.96
5.	11.30	47.71	313.89	1964.94	417.47	72.51	539.89	9.81	6.74	4.65	0.00	1.14
<b>Mittel</b>	11.30	39.19	102.56	1563.82	395.79	65.77	583.00	8.50	5.64	3.94	0.02	0.96
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	65.39	22.45	940.15	12543.15	3174.55	301.44	7348.27	68.21	48.44	49.66	0.31	15.99

<sup>1</sup>Referenzgas

Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	22.45	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	1360.52	0.00	1814.03	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	226.08	75.36	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	2004.07	0.00	5344.19	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	58.46	9.74	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	38.75	9.69	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	40.63	9.03	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.26	0.05	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	13.24	2.76	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>3742.01</b>	<b>129.09</b>	<b>7158.22</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>5.84</b>

Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	3742.0	129.1	7158.2	11029.32
Relativer Anteil der Elemente	33.9%	1.2%	64.9%	100.0%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	-713.2	-24.6	-1364.4	-2102.22
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>3028.8</b>	<b>104.5</b>	<b>5793.8</b>	<b>8927.1</b>

## 30.03.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	5880.4	66.4	3904.6	1975.8	3.3	64.3	11.9	3204.8	699.8
K 1.2	5640.4	60.7	3423.7	2216.7	3.8	83.7	6.6	3051.5	372.3
K 1.3	5610.7	64.2	3602.1	2008.6	3.5	69.6	8.9	3102.7	499.4
K 1.4	7401.1	67.2	4973.5	2427.6	3.4	81.6	10.9	4166.8	806.7
K 1.5	6987.8	67.5	4716.8	2271.0	3.3	73.9	10.5	3983.0	733.7
K 1.6	7354.8	69.1	5082.2	2272.6	3.0	69.2	14.9	3986.3	1095.9
Filter	845.0	94.6	799.4	45.6	3.4	1.5	n.B.	799.4	-
Σ	39720.2	-	26502.2	13218.0	-	443.9	-	22294.5	4207.7
<b>Korrekt.</b>	<b>39720.2</b>	<b>-</b>	<b>26206.1</b>	<b>13514.1</b>		<b>740.0</b>		<b>21998.4</b>	<b>4207.7</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	53.4	5.7	34	-	-	1.9	95.0	68.4	4.1	26.7	-	3.1	102.3	4.8
K 1.2	57.6	5.3	32.3	-	-	1.9	97.1	67.2	4.3	27.0	-	3.6	102.1	4.7
K 1.3	55.7	5.9	33.8	-	-	1.9	97.3	66.9	4.3	26.8	-	3.3	101.3	4.8
K 1.4	54.2	6	35.5	-	-	1.9	97.6	65.7	4.2	24.7	-	3.2	97.8	4.8
K 1.5	53.5	5.6	33.2	-	-	1.9	94.2	68.6	4.2	25.6	-	3.1	101.5	4.7
K 1.6	51.9	6.5	36.4	-	-	1.9	96.7	68.3	4.2	24.2	-	2.9	99.6	4.7
	<b>Korrektur auf 100%</b>							<b>Korrektur auf 100%</b>						
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	56.3	6.0	35.8	-	-	1.9	100.0	66.8	4.0	26.1	-	3.1	100.0	4.8
K 1.2	59.4	5.5	33.3	-	-	1.9	100.0	65.8	4.2	26.4	-	3.6	100.0	4.7
K 1.3	57.3	6.1	34.8	-	-	1.9	100.0	66.0	4.2	26.4	-	3.3	100.0	4.8
K 1.4	55.6	6.2	36.4	-	-	1.9	100.0	67.2	4.3	25.3	-	3.2	100.0	4.8
K 1.5	56.9	6.0	35.3	-	-	1.9	100.0	67.6	4.1	25.2	-	3.1	100.0	4.7
K 1.6	53.7	6.7	37.7	-	-	1.9	100.0	68.6	4.2	24.3	-	2.9	100.0	4.7
<b>Mittel</b>	<b>56.4</b>	<b>6.1</b>	<b>35.7</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>1.9</b>	<b>100.0</b>	<b>67.0</b>	<b>4.2</b>	<b>25.6</b>	<b>-</b>	<b>3.2</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	3310.0	353.3	2107.5	-	-	109.6	1386.7	72.1	452.7	-	-	64.3
K 1.2	3349.1	308.2	1878.1	-	-	105.1	1529.7	85.7	517.5	-	-	83.7
K 1.3	3214.8	340.5	1950.8	-	-	104.5	1392.8	78.3	467.9	-	-	69.6
K 1.4	4113.5	455.4	2694.3	-	-	137.9	1714.3	96.0	535.7	-	-	81.6
K 1.5	3974.9	416.1	2466.7	-	-	130.2	1609.8	86.1	501.2	-	-	73.9
K 1.6	3951.5	494.9	2771.4	-	-	137.0	1635.5	88.1	479.9	-	-	69.2
Filter	477.6	51.2	300.4	-	-	15.7	32.1	1.8	10.3	-	-	1.5
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
Σ	<b>22391.5</b>	<b>2419.6</b>	<b>14169.1</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>740.0</b>	<b>9301.0</b>	<b>508.0</b>	<b>2965.1</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>740.0</b>

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	21114.4	51.9	10156.0	10958.4
K 3	1515.8	22.4	1176.3	339.5
Nach K3	1436.6	15.1	1219.7	216.9
KF 1	402.0	17.4	332.1	69.9
KF 2	99.7	5.8	93.9	5.8
Σ	<b>24568.5</b>	<b>-</b>	<b>12977.9</b>	<b>11590.6</b>

## 30.03.07 Produktgase

Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 335 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.32	0.60	3.87	58.20	12.40	1.84	20.10	0.23	0.15	0.10	0.00	0.03
2.	0.39	1.00	1.57	54.30	15.20	2.47	23.10	0.29	0.20	0.14	0.00	0.03
3.	0.34	0.96	1.72	58.50	14.90	2.22	24.20	0.25	0.18	0.12	0.00	0.03
4.	0.18	0.40	9.48	62.90	11.40	1.71	19.30	0.22	0.17	0.11	0.00	0.03
5.	0.26	0.82	11.40	60.10	13.50	2.10	18.80	0.28	0.18	0.13	0.00	0.03
<b>Mittel</b>	<b>0.30</b>	<b>0.76</b>	<b>5.61</b>	<b>58.80</b>	<b>13.48</b>	<b>2.07</b>	<b>21.10</b>	<b>0.26</b>	<b>0.17</b>	<b>0.12</b>	<b>0.00</b>	<b>0.03</b>
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	21.19	136.66	2055.19	437.88	64.98	709.78	7.98	5.41	3.70	0.00	0.93
2.	11.30	28.97	45.49	1573.31	440.41	71.57	669.31	8.54	5.67	3.94	0.00	0.96
3.	11.30	31.91	57.16	1944.26	495.21	73.78	804.29	8.43	5.94	3.92	0.00	1.00
4.	11.30	25.11	595.13	3948.72	715.67	107.35	1211.61	13.96	10.45	7.16	0.00	1.87
5.	11.30	35.64	495.46	2612.04	586.73	91.27	817.08	12.15	7.76	5.79	0.00	1.46
<b>Mittel</b>	<b>11.30</b>	<b>28.56</b>	<b>265.98</b>	<b>2426.70</b>	<b>535.18</b>	<b>81.79</b>	<b>842.41</b>	<b>10.21</b>	<b>7.04</b>	<b>4.90</b>	<b>0.00</b>	<b>1.24</b>
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	<b>56.90</b>	<b>14.24</b>	<b>2121.5</b>	<b>16936.4</b>	<b>3735.1</b>	<b>326.2</b>	<b>9239.0</b>	<b>71.26</b>	<b>52.67</b>	<b>53.78</b>	<b>0.00</b>	<b>17.96</b>

<sup>1</sup>Referenzgas

Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	14.24	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	1600.75	0.00	2134.34	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	244.64	81.55	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	2519.72	0.00	6719.26	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	61.08	10.18	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	42.14	10.53	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.00	9.78	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.00	0.00	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	14.86	3.10	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>4527.20</b>	<b>129.37</b>	<b>8853.60</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>5.17</b>

Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	4527.2	129.4	8853.6	13510.17
Relativer Anteil der Elemente	33.5%	1.0%	65.5%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	-1105.4	-31.6	-2161.8	-3298.87
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>3421.8</b>	<b>97.8</b>	<b>6691.8</b>	<b>10211.3</b>

## 02.04.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	5596.0	68.6	3838.9	1757.1	2.7	48.0	13.49	3084.0	754.9
K 1.2	7166.5	69.5	4980.7	2185.8	3.2	69.0	11.97	4122.9	857.8
K 1.3	6372.8	62.1	3957.5	2415.3	3.2	78.5	10.39	3295.4	662.1
K 1.4	5400.5	66.5	3591.3	1809.2	4.0	71.9	13.47	2863.9	727.4
K 1.5	7536.0	69.6	5245.1	2290.9	3.1	72.0	15.46	4080.0	1165.1
K 1.6	6698.0	72.1	4829.3	1868.7	2.9	54.8	17.62	3649.1	1180.2
K 1.7	4501.8	70.8	3187.3	1314.5	3.0	40.0	17.85	2383.7	803.6
Filter	370.0	94.8	350.8	19.2	3.2	0.6	19.7	277.9	72.9
Σ	43641.6	-	29980.8	13660.8	-	434.8	-	23756.7	6224.0
<b>Korrekt.</b>	<b>43641.6</b>	<b>-</b>	<b>29670.6</b>	<b>13971.0</b>		<b>745.0</b>		<b>23446.5</b>	<b>6224.0</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	52.4	6.1	40.6	-	-	1.7	100.8	65.7	4.6	31.1	-	2.6	104.0	4.8
K 1.2	53.7	6.7	39.5	-	-	1.7	101.6	66.2	4.4	30.5	-	3.0	104.1	4.9
K 1.3	54.7	5.7	36.6	-	-	1.7	98.7	63.3	4.4	29.9	-	3.1	100.7	4.6
K 1.4	52.2	6.2	38.9	-	-	1.7	99.0	67.2	4.0	29.5	-	3.8	104.5	4.4
K 1.5	50.2	6.3	40.2	-	-	1.7	98.4	66.1	4.4	29.9	-	3.0	103.4	4.6
K 1.6	49.8	6.8	40.4	-	-	1.7	98.7	67.8	4.4	27.2	-	2.8	102.2	4.5
K 1.7	49.4	6.9	43.0	-	-	1.7	101.0	65.9	4.2	26.7	-	2.9	99.7	4.7
Pos.	Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%						
-	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	52.0	6.1	40.3	-	-	1.7	100.0	63.1	4.4	29.9	-	2.7	100.0	4.8
K 1.2	52.8	6.6	38.9	-	-	1.7	100.0	63.5	4.2	29.3	-	3.2	100.0	4.9
K 1.3	55.4	5.8	37.1	-	-	1.7	100.0	62.8	4.4	29.7	-	3.2	100.0	4.6
K 1.4	52.7	6.3	39.3	-	-	1.7	100.0	64.2	3.8	28.2	-	4.0	100.0	4.4
K 1.5	51.0	6.4	40.9	-	-	1.7	100.0	63.9	4.3	28.9	-	3.1	100.0	4.6
K 1.6	50.5	6.9	40.9	-	-	1.7	100.0	66.3	4.3	26.6	-	2.9	100.0	4.5
K 1.7	48.9	6.8	42.6	-	-	1.7	100.0	66.1	4.2	26.8	-	3.0	100.0	4.7
<b>Mittel</b>	<b>52.0</b>	<b>6.4</b>	<b>39.9</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>1.7</b>	<b>100.0</b>	<b>64.3</b>	<b>4.2</b>	<b>28.5</b>	<b>-</b>	<b>3.0</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	2908.4	338.6	2253.5	-	-	95.5	1164.8	71.7	472.6	-	-	48.0
K 1.2	3786.5	472.4	2785.2	-	-	122.3	1459.8	84.5	572.5	-	-	69.0
K 1.3	3532.4	368.1	2363.5	-	-	108.8	1591.1	97.7	648.0	-	-	78.5
K 1.4	2847.8	338.2	2122.2	-	-	92.2	1214.9	63.1	459.3	-	-	71.9
K 1.5	3845.4	482.6	3079.4	-	-	128.6	1533.6	89.8	595.5	-	-	72.0
K 1.6	3380.1	461.5	2742.1	-	-	114.3	1297.3	74.4	442.2	-	-	54.8
K 1.7	2201.3	307.5	1916.1	-	-	76.8	911.8	50.9	311.8	-	-	40.0
Filter	192.1	23.7	147.9	-	-	6.3	13.0	0.7	4.9	-	-	0.6
Σ	22694.0	2792.6	17410.0	0.0	0.0	745.0	9186.3	532.8	3506.9	0.0	0.0	745.0

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	18399.8	51.5	8923.9	9475.9
K 3	1140.6	28.4	816.7	323.9
Nach K3	1061.3	16.9	881.9	179.4
KF 1	383.2	18.8	311.2	72.0
KF 2	152.5	14.6	130.2	22.3
<b>Σ</b>	<b>21137.4</b>	<b>-</b>	<b>11063.9</b>	<b>10073.5</b>

**02.04.07 Produktgase****Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 314 min.**

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.37	1.18	9.14	48.16	16.00	2.73	20.00	0.34	0.22	0.16	0.00	0.04
2.	0.46	1.92	0.91	27.50	25.60	4.47	30.20	0.57	0.39	0.28	0.00	0.07
3.	0.35	1.93	1.85	30.00	24.30	4.31	28.80	0.55	0.37	0.27	0.00	0.07
4.	0.41	2.35	0.60	25.90	26.30	4.72	30.40	0.57	0.38	0.27	0.00	0.07
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>0.40</b>	<b>1.85</b>	<b>3.13</b>	<b>32.89</b>	<b>23.05</b>	<b>4.06</b>	<b>27.35</b>	<b>0.51</b>	<b>0.34</b>	<b>0.24</b>	<b>0.00</b>	<b>0.06</b>
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	36.04	279.14	1470.83	488.65	83.38	610.81	10.24	6.85	4.77	0.00	1.20
2.	11.30	47.17	22.35	675.54	628.87	109.81	741.87	14.01	9.68	6.89	0.12	1.71
3.	11.30	62.31	59.73	968.57	784.54	139.15	929.83	17.87	12.08	8.71	0.13	2.13
4.	11.30	64.77	16.54	713.83	724.85	130.09	837.85	15.64	10.53	7.45	0.10	1.80
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>11.30</b>	<b>52.57</b>	<b>94.44</b>	<b>957.19</b>	<b>656.73</b>	<b>115.61</b>	<b>780.09</b>	<b>14.44</b>	<b>9.78</b>	<b>6.95</b>	<b>0.09</b>	<b>1.71</b>
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	<b>53.3</b>	<b>24.6</b>	<b>876.9</b>	<b>6261.65</b>	<b>4296.1</b>	<b>432.1</b>	<b>8019.2</b>	<b>117.3</b>	<b>68.6</b>	<b>71.5</b>	<b>1.2</b>	<b>23.2</b>

<sup>1</sup>Referenzgas**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	24.56	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	1841.19	0.00	2454.91	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	324.11	108.04	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	2187.04	0.00	5832.11	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	100.56	16.76	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	54.86	13.72	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	58.49	13.00	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.98	0.21	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	19.19	4.00	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>4586.43</b>	<b>180.28</b>	<b>8287.02</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>6.79</b>

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	4586.4	180.3	8287.0	13053.73
Relativer Anteil der Elemente	35.1%	1.4%	63.5%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	-995.3	-39.1	-1798.3	-2832.73
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>3591.1</b>	<b>141.2</b>	<b>6488.7</b>	<b>10221.0</b>

## 03.04.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	6890.0	65.6	4519.8	2370.2	3.2	75.7	12.7	3644.8	875.0
K 1.2	7382.0	67.0	4945.9	2436.1	3.2	79.1	15.69	3787.7	1158.2
K 1.3	9922.0	63.9	6340.2	3581.8	3.1	112.6	14.02	4949.1	1391.1
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	510.0	89.5	456.5	53.6	3.2	1.7	23.32	456.5	118.9
Σ	24704.0	-	16262.4	8441.6	-	269.2	-	12838.1	3543.3
<b>Korrekt.</b>	<b>24704.0</b>	<b>-</b>	<b>16084.6</b>	<b>8619.4</b>		<b>447.0</b>		<b>12541.3</b>	<b>3543.3</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks mit Feuchtekorrektur						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	53.1	6.2	38.9	-	-	1.8	100.0	61.3	4.6	31.5	-	3.1	100.5	4.6
K 1.2	51.1	6.5	41.4	-	-	1.8	100.8	61.8	4.9	32.2	-	3.1	102.0	4.5
K 1.3	53.6	6.3	39.2	-	-	1.8	100.9	62.4	4.8	32.2	-	3.0	102.4	4.6
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%						
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	53.1	6.2	38.9	-	-	1.8	100.0	61.0	4.6	31.4	-	3.1	100.0	4.6
K 1.2	50.7	6.4	41.1	-	-	1.8	100.0	60.6	4.8	31.5	-	3.1	100.0	4.5
K 1.3	53.1	6.2	38.8	-	-	1.8	100.0	60.9	4.7	31.4	-	3.0	100.0	4.6
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>52.4</b>	<b>6.3</b>	<b>39.5</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>1.8</b>	<b>100.0</b>	<b>60.8</b>	<b>4.7</b>	<b>31.4</b>	<b>-</b>	<b>3.1</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	3658.2	427.1	2680.0	-	-	124.7	1515.1	101.1	678.1	-	-	75.7
K 1.2	3741.4	475.9	3031.2	-	-	133.6	1544.5	109.7	702.7	-	-	79.1
K 1.3	5269.4	619.4	3853.7	-	-	179.5	2286.3	156.7	1026.3	-	-	112.6
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	266.7	32.1	202.0	-	-	9.2	34.1	2.3	15.4	-	-	1.7
Σ	12935.7	1554.5	9766.8	0.0	0.0	447.0	5380.1	369.9	2422.5	0.0	0.0	447.0

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	11841.5	52.7	5601.0	6240.5
K 3	535.8	33.6	355.8	180.0
Nach K3	438.9	17.9	360.3	78.6
KF 1	43.5	13.0	37.8	5.7
KF 2	87.7	25.9	65.0	22.7
<b>Σ</b>	<b>12947.4</b>	<b>-</b>	<b>6420.0</b>	<b>6527.4</b>

## 03.04.07 Produktgase

## Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 200 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.42	1.04	0.70	52.90	14.70	2.25	24.50	0.22	0.19	0.11	0.00	0.03
2.	0.46	0.76	1.74	49.60	16.00	2.36	24.50	0.25	0.19	0.12	0.00	0.03
3.	0.39	1.02	1.59	51.40	14.60	2.49	23.60	0.25	0.21	0.12	0.00	0.03
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	0.42	0.94	1.34	51.30	15.10	2.37	24.20	0.24	0.20	0.12	0.00	0.03
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	27.98	18.83	1423.26	395.50	60.54	659.17	6.00	5.12	2.96	0.06	0.77
2.	11.30	18.67	42.74	1218.43	393.04	57.97	601.85	6.20	4.73	2.99	0.06	0.78
3.	11.30	29.55	46.07	1489.28	423.03	72.15	683.79	7.27	6.04	3.54	0.07	0.89
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	11.30	25.40	35.88	1376.99	403.86	63.55	648.27	6.49	5.30	3.16	0.06	0.81
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	34.0	7.6	333.2	5737.5	1682.7	151.3	4244.6	52.7	23.6	20.7	0.5	7.0

<sup>1</sup>Referenzgas

## Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	7.56	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	721.17	0.00	961.56	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	113.49	37.83	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1157.62	0.00	3087.00	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	45.20	7.53	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	18.92	4.73	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	16.94	3.77	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.45	0.09	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5.81	1.21	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2079.61</b>	<b>62.72</b>	<b>4048.56</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>5.30</b>

## Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2079.6	62.7	4048.6	6190.89
Relativer Anteil der Elemente	33.6%	1.0%	65.4%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	388.9	11.7	757.1	1157.71
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>2468.5</b>	<b>74.5</b>	<b>4805.7</b>	<b>7348.6</b>

## 04.04.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	6286.0	60.9	3828.2	2457.8	3.0	74.5	10.9	3143.0	685.2
K 1.2	4664.0	53.2	2481.2	2182.8	3.8	82.4	6.2	2192.1	289.2
K 1.3	4198.0	53.4	2241.7	1956.3	3.6	69.6	5.3	2019.2	222.5
K 1.4	4393.0	32.5	1427.7	2965.3	2.8	82.9	1.6	1357.4	70.3
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	390.0	87.7	342.0	48.0	3.3	1.6	21.2	342.0	82.7
Σ	19931.0	-	10320.9	9610.1	-	311.0	-	9053.8	1349.8
<b>Korrekt.</b>	<b>19931.0</b>	<b>-</b>	<b>10185.9</b>	<b>9745.1</b>		<b>446.0</b>		<b>8836.1</b>	<b>1349.8</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	55.8	5.5	35.4	-	-	2.2	98.9	65.3	4.6	35.4	-	2.9	108.2	4.3
K 1.2	55.2	4.7	32.8	-	-	2.2	94.9	62.3	4.8	31.7	-	3.6	102.4	4.6
K 1.3	61.0	5.2	31	-	-	2.2	99.4	66.1	4.6	32.7	-	3.4	106.8	4.5
K 1.4	64.9	5.1	26.8	-	-	2.2	99.0	71	3.9	24.6	-	2.7	102.2	3.4
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Pos.	Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%						
-	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	56.4	5.6	35.8	-	-	2.2	100.0	60.2	4.2	32.6	-	2.9	100.0	4.3
K 1.2	58.2	5.0	34.6	-	-	2.2	100.0	60.8	4.7	30.9	-	3.6	100.0	4.6
K 1.3	61.4	5.2	31.2	-	-	2.2	100.0	61.8	4.3	30.5	-	3.4	100.0	4.5
K 1.4	65.5	5.2	27.1	-	-	2.2	100.0	69.4	3.8	24.1	-	2.7	100.0	3.4
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>60.0</b>	<b>5.3</b>	<b>32.5</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>2.2</b>	<b>100.0</b>	<b>63.0</b>	<b>4.3</b>	<b>29.5</b>	<b>0.0</b>	<b>3.2</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	3546.1	349.5	2249.7	-	-	140.7	1546.5	96.7	740.2	-	-	74.5
K 1.2	2715.1	231.2	1613.3	-	-	104.4	1390.8	95.5	614.1	-	-	82.4
K 1.3	2575.6	219.6	1308.9	-	-	93.9	1265.0	77.8	543.9	-	-	69.6
K 1.4	2879.4	226.3	1189.0	-	-	98.3	2131.3	105.5	645.7	-	-	82.9
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	235.5	20.4	125.4	-	-	8.7	31.6	1.9	12.9	-	-	1.6
Σ	<b>11951.7</b>	<b>1046.9</b>	<b>6486.4</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>446.0</b>	<b>6365.1</b>	<b>377.3</b>	<b>2556.8</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>446.0</b>

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	17971.1	48.1	9327.0	8644.1
K 3	328.6	35.2	212.9	115.7
Nach K3	1073.7	16.8	893.3	180.4
KF 1	94.7	23.1	72.8	21.9
KF 2	87.6	13.2	76.0	11.6
Σ	<b>19555.7</b>	<b>-</b>	<b>10582.1</b>	<b>8973.6</b>

## 04.04.07 Produktgase

## Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 222 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.45	0.93	1.69	49.80	14.80	2.23	24.00	0.23	0.19	0.11	0.00	0.03
2.	0.51	1.04	0.99	45.80	16.90	2.50	26.00	0.27	0.21	0.13	0.00	0.04
3.	0.51	0.99	2.77	44.20	17.70	2.62	25.60	0.30	0.32	0.15	0.00	0.04
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	0.49	0.99	1.82	46.60	16.47	2.45	25.20	0.27	0.24	0.13	0.00	0.04
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	23.35	42.44	1250.53	371.64	56.00	602.67	5.67	4.82	2.87	0.08	0.78
2.	11.30	23.04	21.94	1014.78	374.45	55.39	576.08	5.93	4.68	2.95	0.05	0.78
3.	11.30	21.94	61.37	979.33	392.18	58.05	567.22	6.75	7.19	3.35	0.06	0.88
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	11.30	22.78	41.92	1081.55	379.42	56.48	581.99	6.12	5.56	3.06	0.06	0.81
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	37.7	7.5	389.2	5002.2	1754.8	149.3	4229.8	49.7	27.6	22.2	0.6	7.8

<sup>1</sup>Referenzgas

## Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	7.52	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	752.07	0.00	1002.76	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	111.95	37.32	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1153.58	0.00	3076.22	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	42.60	7.10	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	22.06	5.51	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	18.18	4.04	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.49	0.10	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	6.44	1.34	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2107.38</b>	<b>62.94</b>	<b>4078.98</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>5.38</b>

## Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2107.4	62.9	4079.0	6249.3
Relativer Anteil der Elemente	33.7%	1.0%	65.3%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	-248.2	-7.4	-480.4	-736.0
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>1859.2</b>	<b>55.5</b>	<b>3598.6</b>	<b>5513.3</b>

## G 2. Weichholz

### 18.06.07 Kondensate und Kokse

#### Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	11172.5	82.0	9161.5	2011.1	2.5	50.3	19.3	7005.2	2156.3
K 1.2	10226.8	75.0	7670.1	2556.7	2.2	55.9	16.8	5952.0	1718.1
K 1.3	6476.8	66.0	4274.7	2202.1	2.3	50.6	12.9	3439.2	835.5
K 1.4	3875.8	67.0	2596.8	1279.0	2.3	29.3	13.1	2089.1	507.7
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	951.0	94.0	893.9	57.1	2.3	1.3	19.2	722.3	171.6
Σ	32702.9	-	24597.0	8105.9	-	187.4	-	19207.7	5389.3
<b>Korrekt.</b>	<b>32702.9</b>	<b>-</b>	<b>24530.6</b>	<b>8172.3</b>		<b>253.8</b>		<b>19141.3</b>	<b>5389.3</b>

#### Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	50.7	5.8	42.7	-	-	0.8	100.0	70.6	4.1	25.8	-	2.4	102.9	4.0
K 1.2	51.7	5.9	41.6	-	-	0.8	100.0	70.2	4.2	24.6	-	2.1	101.1	4.0
K 1.3	52.0	5.1	42.1	-	-	0.8	100.0	65.4	4.5	26.6	-	2.2	98.7	4.2
K 1.4	52.9	5.1	41.2	-	-	0.8	100.0	67.3	4.4	32.1	-	2.2	106	4.1
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	<b>Korrektur auf 100%</b>							<b>Korrektur auf 100%</b>						
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	50.7	5.8	42.7	-	-	0.8	100.0	68.6	4.0	25.1	-	2.4	100.0	4.0
K 1.2	51.7	5.9	41.6	-	-	0.8	100.0	69.4	4.2	24.3	-	2.1	100.0	4.0
K 1.3	52.0	5.1	42.1	-	-	0.8	100.0	66.3	4.6	27.0	-	2.2	100.0	4.2
K 1.4	52.9	5.1	41.2	-	-	0.8	100.0	63.4	4.1	30.2	-	2.2	100.0	4.1
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>51.6</b>	<b>5.6</b>	<b>42.1</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>0.8</b>	<b>100.0</b>	<b>66.9</b>	<b>4.2</b>	<b>26.6</b>	<b>-</b>	<b>2.2</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

#### Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	5664.5	648.0	4773.3	-	-	86.7	1436.3	74.1	450.4	-	-	50.3
K 1.2	5287.3	603.4	4256.8	-	-	79.4	1848.8	98.8	553.2	-	-	55.9
K 1.3	3367.9	330.3	2728.3	-	-	50.3	1523.6	94.1	533.9	-	-	50.6
K 1.4	2050.3	197.7	1597.8	-	-	30.1	845.7	49.2	354.8	-	-	29.3
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	492.9	52.1	398.7	-	-	7.4	39.8	2.2	13.7	-	-	1.3
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
Σ	<b>16862.8</b>	<b>1831.4</b>	<b>13754.9</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>253.8</b>	<b>5694.2</b>	<b>318.4</b>	<b>1905.9</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>253.8</b>

#### Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	13752.1	66.4	4620.7	9131.4
K 3	400.0	67.1	131.6	268.4
Nach K3	0	0	0.0	0.0
KF 1	116	23.5	88.7	27.3
KF 2	154	12.6	134.6	19.4
Σ	<b>14422.1</b>	<b>-</b>	<b>4975.6</b>	<b>9446.5</b>

## 18.06.07 Produktgase

## Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 310 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.55	2.55	0.60	50.90	19.30	4.13	20.00	0.57	0.34	0.29	0.00	0.04
2.	0.87	4.38	0.96	20.70	33.20	6.83	26.40	0.97	0.56	0.50	0.00	0.07
3.	0.70	3.75	0.69	36.30	26.00	5.55	21.70	0.75	0.45	0.38	0.00	0.05
4.	0.47	0.34	0.80	51.70	18.00	3.74	19.20	0.47	0.30	0.24	0.00	0.03
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	0.65	2.76	0.76	39.90	24.13	5.06	21.83	0.69	0.41	0.35	0.00	0.05
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	52.39	12.33	1045.76	396.53	84.85	410.91	11.79	6.92	5.86	0.03	0.80
2.	11.30	56.89	12.47	268.86	431.22	88.71	342.90	12.61	7.25	6.44	0.05	0.87
3.	11.30	60.54	11.14	585.99	419.71	89.59	350.30	12.05	7.33	6.15	0.06	0.83
4.	11.30	8.17	19.23	1243.00	432.77	89.92	461.62	11.40	7.28	5.75	0.06	0.78
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	11.30	44.50	13.79	785.90	420.06	88.27	391.43	11.96	7.20	6.05	0.05	0.82
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	52.6	20.5	101.8	5075.6	2712.9	325.8	3972.6	77.3	49.8	61.4	0.7	11.0

<sup>1</sup>Referenzgas

## Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.0	20.5	0.0	285.0	1.01	282.18
CO	1162.7	0.0	1550.2	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	244.3	81.4	0.0	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1083.4	0.0	2889.1	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	66.2	11.0	0.0	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	39.8	10.0	0.0	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	50.2	11.2	0.0	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.6	0.1	0.0	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	9.1	1.9	0.0	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2656.3</b>	<b>136.1</b>	<b>4439.3</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>8.49</b>

## Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2656.3	136.1	4439.3	7231.8
Relativer Anteil der Elemente	36.7%	1.9%	61.4%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	1338.2	68.6	2236.5	3643.2
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>3994.5</b>	<b>204.7</b>	<b>6675.8</b>	<b>10875.0</b>

## 19.06.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	4938.2	68.0	3358.0	1580.2	2.2	34.7	11.6	2785.1	572.8
K 1.2	7159.3	69.0	4939.9	2219.4	2.0	44.1	9.9	4231.1	708.8
K 1.3	4513.9	70.0	3159.7	1354.2	1.8	24.1	9.7	2721.9	437.8
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	257.0	95.0	244.2	12.9	2.0	0.3	16.6	203.6	40.5
Σ	16868.4	-	11701.8	5166.6	-	103.0	-	9941.8	1760.0
<b>Korrekt.</b>	<b>16868.4</b>	<b>-</b>	<b>11658.7</b>	<b>5209.7</b>		<b>146.1</b>		<b>9898.8</b>	<b>1760.0</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						AF*
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	53.1	5.8	40.2	-	-	0.9	100.0	63.9	4.6	30.1	-	2.1	100.7	4.3
K 1.2	53.3	5.9	39.9	-	-	0.9	100.0	68.2	4.2	27.1	-	1.9	101.4	4.3
K 1.3	54	5.1	40.0	-	-	0.9	100.0	65.8	4.5	29.9	-	1.7	101.9	4.3
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%							
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	53.1	5.8	40.2	-	-	0.9	100.0	63.4	4.6	29.9	-	2.1	100.0	4.3
K 1.2	53.3	5.9	39.9	-	-	0.9	100.0	67.2	4.1	26.7	-	1.9	100.0	4.3
K 1.3	54.0	5.1	40.0	-	-	0.9	100.0	64.6	4.4	29.3	-	1.7	100.0	4.3
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>53.4</b>	<b>5.7</b>	<b>40.1</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>0.9</b>	<b>100.0</b>	<b>65.1</b>	<b>4.4</b>	<b>28.6</b>	<b>0.0</b>	<b>1.9</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	2622.2	286.4	1986.8	-	-	42.8	1047.6	67.5	430.4	-	-	34.7
K 1.2	3815.9	422.4	2859.0	-	-	62.0	1559.4	85.0	531.0	-	-	44.1
K 1.3	2437.5	230.2	1807.1	-	-	39.1	913.4	55.7	361.0	-	-	24.1
K 1.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	137.4	14.4	103.0	-	-	2.2	8.7	0.5	3.3	-	-	0.3
Σ	<b>9013.0</b>	<b>953.4</b>	<b>6755.9</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>146.1</b>	<b>3529.2</b>	<b>208.7</b>	<b>1325.7</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>146.1</b>

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	11401.3	59.8	4583.3	6818.0
K 3	534.4	44.5	296.6	237.8
Nach K3	0	0	0.0	0.0
KF 1	113	23.5	86.4	26.6
KF 2	44.4	27.3	32.3	12.1
Σ	<b>12093.1</b>	<b>-</b>	<b>4998.6</b>	<b>7094.5</b>

## 19.06.07 Produktgase

**Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 143 min.**

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.46	2.00	0.88	52.00	18.20	3.34	21.80	0.42	0.28	0.21	0.00	0.03
2.	0.45	2.20	1.54	53.22	18.10	3.57	20.30	0.49	0.29	0.24	0.00	0.03
3.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	0.46	2.10	1.21	52.61	18.15	3.46	21.05	0.45	0.28	0.23	0.00	0.03
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	49.13	21.62	1277.39	447.09	82.05	535.52	10.27	6.78	5.20	0.06	0.71
2.	11.30	55.24	38.67	1336.41	454.51	89.65	509.76	12.30	7.22	6.06	0.07	0.85
3.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	11.30	52.19	30.14	1306.90	450.80	85.85	522.64	11.28	7.00	5.63	0.06	0.78
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	24.3	11.1	102.6	3893.5	1343.0	146.1	2446.8	33.6	22.4	26.4	0.4	4.8

<sup>1</sup>Referenzgas**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	11.11	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	575.57	0.00	767.43	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	109.61	36.54	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	667.30	0.00	1779.46	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.81	4.80	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	17.88	4.47	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	21.57	4.79	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.32	0.07	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.99	0.83	0.00	2877.6	58.12	49.51
Σ	1425.05	62.61	2546.89	-	-	7.25

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	1425.1	62.6	2546.9	4034.55
Relativer Anteil der Elemente	35.3%	1.6%	63.1%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	354.6	15.6	633.764	1003.95
Σ (Korr. Zusammensetzung)	1779.7	78.2	3180.7	5038.5

## 28.06.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	11267.0	78.0	8788.3	2478.7	2.1	51.7	20.9	6433.5	2354.8
K 1.2	10431.8	77.0	8032.5	2399.3	1.9	45.1	19.0	6050.4	1982.0
K 1.3	9471.4	76.0	7198.3	2273.1	2.0	45.1	17.8	5512.4	1685.9
K 1.4	10113.6	78.0	7888.6	2225.0	2.2	48.8	20.9	5774.9	2113.7
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	195.3	97.0	189.4	5.9	2.0	0.1	19.9	151.7	37.699
Σ	41479.1	-	32097.1	9382.0	-	191.0	-	23922.9	8174.2
<b>Korrekt.</b>	<b>41479.1</b>	<b>-</b>	<b>32000.6</b>	<b>9478.5</b>		<b>287.4</b>		<b>23826.4</b>	<b>8174.2</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	47.9	6.1	45.3	-	-	0.7	100.0	70.5	4.1	26.3	-	2.0	102.9	4.2
K 1.2	48.9	6.1	44.3	-	-	0.7	100.0	68.0	4.5	26.5	-	1.8	100.8	4.3
K 1.3	49.0	6.0	44.3	-	-	0.7	100.0	68.3	4.3	25.0	-	1.9	99.5	4.3
K 1.4	46.2	6.2	46.9	-	-	0.7	100.0	69.0	4.1	23.1	-	2.1	98.3	4.3
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%						
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	S	A.	Sum.
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	47.9	6.1	45.3	-	-	0.7	100.0	68.5	4.0	25.5	-	2.0	100.0	4.2
K 1.2	48.9	6.1	44.3	-	-	0.7	100.0	67.5	4.5	26.3	-	1.8	100.0	4.3
K 1.3	49.0	6.0	44.3	-	-	0.7	100.0	68.6	4.3	25.1	-	1.9	100.0	4.3
K 1.4	46.2	6.2	46.9	-	-	0.7	100.0	70.2	4.2	23.5	-	2.1	100.0	4.3
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>48.0</b>	<b>6.1</b>	<b>45.2</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>0.7</b>	<b>100.0</b>	<b>68.7</b>	<b>4.2</b>	<b>25.1</b>	<b>-</b>	<b>2.0</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	5396.9	687.3	5104.7	-	-	78.1	1771.7	91.0	564.3	-	-	51.7
K 1.2	5101.2	636.3	4622.0	-	-	72.3	1691.1	99.9	563.2	-	-	45.1
K 1.3	4641.0	568.3	4196.5	-	-	65.6	1630.6	91.3	506.1	-	-	45.1
K 1.4	4672.5	627.0	4744.0	-	-	70.1	1632.6	85.9	457.7	-	-	48.8
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	93.7	11.9	88.3	-	-	1.4	4.2	0.2	1.3	-	-	0.1
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
Σ	<b>19905.3</b>	<b>2530.9</b>	<b>18755.5</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>287.4</b>	<b>6730.2</b>	<b>368.3</b>	<b>2092.6</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>287.4</b>

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	11629.4	56.4	5070.4	6559.0
K 3	514.5	56.9	221.7	292.8
Nach K3	425.5	12.6	371.9	53.6
KF 1	189	39.4	114.5	74.5
KF 2	124	31.4	85.1	38.9
Σ	<b>12882.4</b>	<b>-</b>	<b>5863.7</b>	<b>7018.7</b>

## 28.06.07 Produktgase

Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 325 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.43	1.63	2.05	54.50	16.20	3.17	18.90	0.44	0.27	0.22	0.00	0.03
2.	0.42	2.45	9.77	56.00	14.70	3.13	13.00	0.39	0.26	0.20	0.00	0.03
3.	0.27	0.91	12.50	64.20	10.30	2.05	10.30	0.26	0.17	0.13	0.00	0.02
4.	0.27	1.01	10.90	66.80	9.20	1.80	10.70	0.24	0.14	0.12	0.00	0.02
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	0.35	1.50	8.81	60.38	12.60	2.54	13.23	0.33	0.21	0.17	0.00	0.02
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	42.83	53.87	1432.21	425.72	83.30	496.67	11.57	6.99	5.81	0.06	0.79
2.	11.30	65.92	262.86	1506.67	395.50	84.21	349.76	10.43	7.09	5.35	0.08	0.71
3.	11.30	38.09	523.15	2686.89	431.07	85.80	431.07	11.00	6.94	5.59	0.06	0.75
4.	11.30	42.27	456.19	2795.70	385.04	75.33	447.81	10.06	6.03	5.03	0.09	0.70
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	11.30	47.28	324.02	2105.37	409.33	82.16	431.33	10.76	6.76	5.45	0.07	0.74
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	55.2	22.9	2507.3	14255.1	2771.5	317.9	4589.3	72.9	49.1	57.9	1.0	10.3

<sup>1</sup>Referenzgas

Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	22.86	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	1187.80	0.00	1583.73	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	238.42	79.47	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1251.63	0.00	3337.68	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	62.47	10.41	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	39.24	9.81	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	47.41	10.54	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.84	0.17	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	8.55	1.78	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2836.36</b>	<b>135.05</b>	<b>4921.41</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>7.83</b>

Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2836.4	135.1	4921.4	7892.8
Relativer Anteil der Elemente	35.9%	1.7%	62.4%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	1346.0	64.1	2335.55	3745.7
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>4182.4</b>	<b>199.1</b>	<b>7257.0</b>	<b>11638.5</b>

## 29.06.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	6464.1	75.0	4848.1	1616.0	1.47	23.7	16.7	3768.6	1079.5
K 1.2	6408.9	73.0	4678.5	1730.4	1.05	18.1	15.1	3710.8	967.7
K 1.3	6869.4	73.0	5014.7	1854.7	1.46	27.2	13.6	4080.4	934.2
K 1.4	3920.2	75.0	2940.2	980.1	1.46	14.4	17.3	2262.0	678.2
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	411.4	97.0	399.1	12.3	1.36	0.2	17.0	331.2	67.8
Σ	24074.0	-	17880.4	6193.6	-	83.5	-	14152.9	3727.5
<b>Korrekt.</b>	<b>24074.0</b>	<b>-</b>	<b>17792.0</b>	<b>6282.0</b>		<b>172.0</b>		<b>14064.5</b>	<b>3727.5</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	48.8	5.5	45.0	-	-	0.7	100.0	68.7	4.4	24.6	-	1.40	99.1	4.6
K 1.2	49.8	5.7	43.8	-	-	0.7	100.0	62.5	4.9	27.2	-	1.00	95.6	4.6
K 1.3	50.7	5.3	43.3	-	-	0.7	100.0	66.4	4.6	25.8	-	1.40	98.2	4.4
K 1.4	49.1	5.5	44.7	-	-	0.7	100.0	71.9	4.2	23.5	-	1.40	101	4.4
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%						
Pos.	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF*
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	48.8	5.5	45.0	-	-	0.7	100.0	69.3	4.4	24.8	-	1.4	100.0	4.6
K 1.2	49.8	5.7	43.8	-	-	0.7	100.0	65.4	5.1	28.5	-	1.0	100.0	4.6
K 1.3	50.7	5.3	43.3	-	-	0.7	100.0	67.6	4.7	26.3	-	1.4	100.0	4.4
K 1.4	49.1	5.5	44.7	-	-	0.7	100.0	71.2	4.2	23.3	-	1.4	100.0	4.4
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>49.7</b>	<b>5.5</b>	<b>44.1</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>0.7</b>	<b>100.0</b>	<b>68.4</b>	<b>4.6</b>	<b>25.7</b>	<b>-</b>	<b>1.3</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	3154.5	355.5	2907.9	-	-	46.2	1174.5	66.6	351.3	-	-	23.7
K 1.2	3191.6	365.3	2806.2	-	-	45.8	1186.4	83.7	442.1	-	-	18.1
K 1.3	3482.8	364.1	2973.5	-	-	49.1	1312.2	81.4	434.0	-	-	27.2
K 1.4	1924.8	215.6	1751.8	-	-	28.0	729.7	37.6	198.4	-	-	14.4
K 1.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Filter	204.1	22.6	181.8	-	-	2.9	8.8	0.5	2.8	-	-	0.2
Σ	<b>11957.8</b>	<b>1323.1</b>	<b>10621.1</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>172.0</b>	<b>4411.5</b>	<b>269.9</b>	<b>1428.6</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>172.0</b>

## Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	8994.0	56.6	3903.4	5090.6
K 3	623.4	66.4	209.5	413.9
Nach K3	224.8	20.1	179.6	45.2
KF 1	95.2	42.2	55.0	40.2
KF 2	119.2	29.8	83.7	35.5
Nach KF	151.1	5.8	142.3	8.8
Σ	<b>10207.7</b>	<b>-</b>	<b>4573.5</b>	<b>5634.2</b>

## 29.06.07 Produktgase

Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 163 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.19	0.60	15.80	69.80	6.85	1.25	7.55	0.15	0.11	0.08	0.00	0.01
2.	0.18	0.66	13.10	71.40	5.55	1.09	8.60	0.14	0.08	0.07	0.00	0.01
3.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	0.19	0.63	14.45	70.60	6.20	1.17	8.08	0.14	0.09	0.07	0.00	0.01
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	35.68	939.68	4151.26	407.39	74.34	449.03	9.10	6.38	4.78	0.12	0.65
2.	11.30	41.43	822.39	4482.33	348.42	68.43	539.89	8.56	5.11	4.36	0.20	0.62
3.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	11.30	38.56	881.04	4316.80	377.91	71.38	494.46	8.83	5.75	4.57	0.16	0.64
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	27.7	9.4	3419.3	14659.1	1283.3	138.5	2638.6	30.0	20.9	24.4	1.1	4.5

<sup>1</sup>Referenzgas

Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	9.35	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	549.99	0.00	733.32	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	103.89	34.63	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	719.61	0.00	1918.97	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	25.70	4.28	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	16.73	4.18	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	19.95	4.43	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.93	0.19	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.70	0.77	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>1440.50</b>	<b>57.85</b>	<b>2652.28</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>6.60</b>

Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	1440.5	57.8	2652.3	4150.62
Relativer Anteil der Elemente	34.7%	1.4%	63.9%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	544.1	21.8	1001.76	1567.68
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>1984.6</b>	<b>79.7</b>	<b>3654.0</b>	<b>5718.30</b>

## 02.07.07 Kondensate und Kokse

## Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	6085.1	74.0	4503.0	1582.1	1.0	16.6	15.7	3547.6	955.4
K 1.2	7118.3	77.0	5481.1	1637.2	1.3	20.7	18.0	4199.8	1281.3
K 1.3	7812.5	77.0	6015.6	1796.9	1.3	22.7	17.5	4648.4	1367.2
K 1.4	6485.4	73.0	4734.3	1751.1	1.2	20.2	16.0	3696.7	1037.7
K 1.5	6140.1	74.0	4543.7	1596.4	1.9	30.2	15.1	3616.5	927.2
K 1.6	8183.1	75.0	6137.3	2045.8	2.1	42.9	15.6	4860.8	1276.6
K 1.7	6786.7	77.0	5225.8	1560.9	2.1	32.7	17.6	4031.3	1194.5
Filter	629.0	96.0	603.8	25.2	1.5	0.4	14.2	514.5	89.3
Σ	49240.2	-	37244.6	11995.6	-	186.2	-	29115.6	8129.0
<b>Korrekt.</b>	<b>49240.2</b>	<b>-</b>	<b>37086.0</b>	<b>12154.2</b>		<b>344.9</b>		<b>28957.0</b>	<b>8129.0</b>

## Relative Elementaranalyse der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks							Entölter Koks						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	47.8	5.3	46.2	-	-	0.7	100.0	65.6	4.5	30.6	-	1.00	101.7	4.7
K 1.2	47.1	5.4	46.8	-	-	0.7	100.0	65.3	4.7	27.8	-	1.20	99.0	5.0
K 1.3	47.6	6.2	45.5	-	-	0.7	100.0	64.9	4.8	29.7	-	1.20	100.6	4.9
K 1.4	59.4	5.6	34.3	-	-	0.7	100.0	64.6	4.8	27.4	-	1.10	97.9	4.6
K 1.5	51.3	6.0	42.0	-	-	0.7	100.0	64.7	4.7	24.7	-	1.80	95.9	4.7
K 1.6	50.4	6.0	42.9	-	-	0.7	100.0	69.0	4.4	25.0	-	2.00	100.4	4.6
K 1.7	49.0	6.2	44.1	-	-	0.7	100.0	66.7	4.5	24.2	-	2.00	97.4	4.4
Pos.	Korrektur auf 100%							Korrektur auf 100%						
-	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	A.	Sum.	AF <sup>*</sup>
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	47.8	5.3	46.2	-	-	0.7	100.0	64.5	4.4	30.1	-	1.00	100.0	4.7
K 1.2	47.1	5.4	46.8	-	-	0.7	100.0	66.0	4.7	28.1	-	1.20	100.0	5.0
K 1.3	47.6	6.2	45.5	-	-	0.7	100.0	64.5	4.8	29.5	-	1.20	100.0	4.9
K 1.4	59.4	5.6	34.3	-	-	0.7	100.0	66.0	4.9	28.0	-	1.10	100.0	4.6
K 1.5	51.3	6.0	42.0	-	-	0.7	100.0	67.5	4.9	25.8	-	1.80	100.0	4.7
K 1.6	50.4	6.0	42.9	-	-	0.7	100.0	68.7	4.4	24.9	-	2.00	100.0	4.6
K 1.7	49.0	6.2	44.1	-	-	0.7	100.0	68.5	4.6	24.9	-	2.00	100.0	4.4
<b>Mittel</b>	<b>50.3</b>	<b>5.8</b>	<b>43.2</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>0.7</b>	<b>100.0</b>	<b>66.5</b>	<b>4.7</b>	<b>27.3</b>	<b>-</b>	<b>1.5</b>		

## Absolute Elementarzusammensetzung der feuchten und entölten Kokse.

Pos.	Feuchter Koks						Entölter Koks mit Feuchtekorrektur					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
K 1.1	2908.7	322.5	2811.3	-	-	42.6	1070.7	64.8	430.1	-	-	16.6
K 1.2	3352.7	384.4	3331.3	-	-	49.9	1136.9	72.3	407.4	-	-	20.7
K 1.3	3718.8	484.4	3554.7	-	-	54.7	1218.9	79.9	475.5	-	-	22.7
K 1.4	3852.3	363.2	2224.5	-	-	45.4	1211.5	80.6	438.8	-	-	20.2
K 1.5	3149.9	368.4	2578.8	-	-	43.0	1131.1	73.4	361.8	-	-	30.2
K 1.6	4124.3	491.0	3510.5	-	-	57.3	1473.6	83.0	446.2	-	-	42.9
K 1.7	3325.5	420.8	2992.9	-	-	47.5	1118.7	67.5	342.0	-	-	32.7
Filter	316.8	36.6	271.2	-	-	4.4	17.6	1.1	6.1	-	-	0.4
Σ	24748.9	2871.2	21275.2	-	-	344.9	8378.9	522.5	2907.9	-	-	344.9

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	17811.3	58.1	7462.9	10348.4
K 3	824.0	67.0	271.9	552.1
Nach K3	107.7	16.3	90.1	17.6
KF 1	137.1	48.7	70.3	66.8
KF 2	173.3	28.5	123.9	49.4
Nach KF	281.9	8.5	257.9	24.0
$\Sigma$	19335.3	-	8277.2	11058.1

**02.07.07 Produktgase****Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 331 min.**

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.34	1.33	14.40	57.60	12.60	2.33	11.50	0.30	0.20	0.15	0.00	0.02
2.	0.24	0.72	17.30	63.50	9.41	1.62	8.50	0.23	0.13	0.12	0.00	0.02
3.	0.27	1.42	10.20	61.80	11.00	2.04	12.00	0.24	0.16	0.12	0.00	0.02
4.	0.28	1.83	10.90	61.10	11.70	2.18	13.10	0.28	0.18	0.14	0.00	0.02
<b>Mittel</b>	0.28	1.33	13.20	61.00	11.18	2.04	11.28	0.26	0.17	0.13	0.00	0.02
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	44.20	478.59	1914.35	418.76	77.44	382.21	9.81	6.48	5.11	0.09	0.70
2.	11.30	33.90	814.54	2989.79	443.05	76.28	400.21	10.92	6.18	5.68	0.08	0.81
3.	11.30	59.43	426.89	2586.44	460.37	85.38	502.22	10.12	6.64	5.17	0.10	0.70
4.	11.30	73.85	439.89	2465.82	472.18	87.98	528.68	11.13	7.41	5.70	0.10	0.79
<b>Mittel</b>	11.30	52.85	539.98	2489.10	448.59	81.77	453.33	10.50	6.68	5.41	0.09	0.75
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	56.2	26.0	4255.5	17164.4	3093.4	322.2	4912.4	72.4	49.3	58.7	1.3	10.7

<sup>1</sup>Referenzgas**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	26.03	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	1325.75	0.00	1767.67	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	241.65	80.55	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1339.75	0.00	3572.66	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	62.04	10.34	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	39.47	9.87	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	48.00	10.67	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.08	0.22	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	8.88	1.85	0.00	2877.6	58.12	49.51
$\Sigma$	3066.61	139.53	5340.33	-	-	7.75

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	$\Sigma$
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	3066.6	139.5	5340.3	8546.5
Relativer Anteil der Elemente	35.9%	1.6%	62.5%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	1032.7	47.0	1798.4	2878.0
$\Sigma$ (Korr. Zusammensetzung)	4099.3	186.5	7138.7	11424.5

## G 3. Weizenstroh

### 16.10.07 Kondensate und Kokse

#### Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	3818.3	67.0	2558.3	1260.0	17.9	225.8	29.0	1451.0	1107.3
K 1.2	7420.0	66.0	4897.2	2522.8	18.1	457.5	16.8	3650.6	1246.6
K 1.3	6022.0	68.0	4095.0	1927.0	19.5	376.2	17.2	3059.2	1035.8
Filter	46.6	100.0	46.6	0.0	n. B.	-	-	46.6	-
Σ	17306.9		11597.0	5709.9	-	1059.4	-	8207.4	3389.7
<b>Korrekt.</b>	<b>17306.9</b>	<b>-</b>	<b>11271.4</b>	<b>6035.5</b>		<b>1385.1</b>		<b>7881.7</b>	<b>3389.7</b>

#### Absolute und relative Elementarzusammensetzung der entölten Kokse.

Pos.	Absolut						Relativ (korrigiert auf 100%)*					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
K 1.1	829.4	61.7	143.2	0.0	0.0	225.8	65.8	4.9	11.4	0.0	0.0	17.9
K 1.2	1656.5	109.8	299.0	0.0	0.0	457.5	65.7	4.4	11.9	0.0	0.0	18.1
K 1.3	1254.8	79.8	216.3	0.0	0.0	376.2	65.1	4.1	11.2	0.0	0.0	19.5
Filter	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
Σ / Mittel	3740.7	251.3	658.4	0.0	0.0	1059.4	65.5	4.5	11.5	0.0	0.0	18.5

\*Korrektur erfolgte auf 100% einschließlich Feuchtekorrektur der Elemente O und H.

#### Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	1921.7	77.0	442.0	1479.7
K 3	186.0	74	48.4	137.6
Nach K3	0	0	0.0	0.0
KF 1	120.3	21.8	94.1	26.2
KF 2	29.2	26	21.6	7.6
Σ	<b>2257.2</b>	<b>-</b>	<b>606.0</b>	<b>1651.2</b>

### 16.10.07 Produktgase

#### Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 162 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.42	1.65	0.60	27.00	23.70	4.22	34.70	0.61	0.74	0.44	0.01	0.08
2.	0.56	1.68	0.60	24.20	23.90	4.54	36.00	0.61	0.80	0.44	0.01	0.08
<b>Mittel</b>	<b>0.49</b>	<b>1.67</b>	<b>0.60</b>	<b>25.60</b>	<b>23.80</b>	<b>4.38</b>	<b>35.35</b>	<b>0.61</b>	<b>0.77</b>	<b>0.44</b>	<b>0.01</b>	<b>0.08</b>
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	44.39	16.14	726.43	637.64	113.54	933.60	16.47	19.86	11.92	0.18	2.02
2.	11.30	33.90	12.11	488.32	482.27	91.61	726.43	12.32	16.21	8.93	0.19	1.63
<b>Mittel</b>	<b>11.30</b>	<b>39.15</b>	<b>14.13</b>	<b>607.38</b>	<b>559.96</b>	<b>102.57</b>	<b>830.01</b>	<b>14.39</b>	<b>18.04</b>	<b>10.43</b>	<b>0.18</b>	<b>1.82</b>
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	<b>27.5</b>	<b>9.4</b>	<b>54.5</b>	<b>2049.9</b>	<b>1889.8</b>	<b>197.8</b>	<b>4402.0</b>	<b>48.6</b>	<b>65.2</b>	<b>55.3</b>	<b>1.3</b>	<b>12.7</b>

<sup>1</sup>Referenzgas

**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	9.44	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	809.94	0.00	1079.91	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	148.37	49.46	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1200.55	0.00	3201.47	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	41.64	6.94	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	52.17	13.04	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	45.26	10.06	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.06	0.22	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	10.55	2.20	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2309.54</b>	<b>91.35</b>	<b>4281.39</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>6.29</b>

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2309.5	91.4	4281.4	6682.28
Relativer Anteil der Elemente	34.6%	1.3%	64.1%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	-292.5	-11.6	-542.3	-846.38
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>2017.0</b>	<b>79.8</b>	<b>3739.1</b>	<b>5835.9</b>

**17.10.07 Kondensate und Kokse****Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.**

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	7067.4	67.0	4735.2	2332.2	18.8	437.3	30.3	2593.7	2141.4
K 1.2	5862.7	65.0	3810.8	2051.9	17.2	351.9	31.9	1940.6	1870.2
Filter	36.0	100.0	36.0	0.0	n.B.	-	-	36.0	-
<b>Σ</b>	<b>12966.1</b>	<b>-</b>	<b>8581.9</b>	<b>4384.2</b>	<b>-</b>	<b>789.2</b>	<b>-</b>	<b>4570.3</b>	<b>4011.6</b>
<b>Korrekt.</b>	<b>12966.1</b>	<b>-</b>	<b>8301.4</b>	<b>4664.7</b>	<b>-</b>	<b>1069.7</b>	<b>-</b>	<b>4289.8</b>	<b>4011.6</b>

**Absolute Elementarzusammensetzung der entölten Kokse.**

Pos.	Absolut						Relativ (korrigiert auf 100%)					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
K 1.1	1562.4	74.6	257.8	0.0	0.0	437.3	67.0	3.2	11.1	0.0	0.0	18.8
K 1.2	1404.2	66.4	229.5	0.0	0.0	351.9	68.4	3.2	11.2	0.0	0.0	17.2
Filter	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Σ/ Mittel</b>	<b>2966.6</b>	<b>141.0</b>	<b>487.3</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>789.2</b>	<b>67.7</b>	<b>3.2</b>	<b>11.1</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>18.0</b>

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	1217.4	77.1	278.8	938.6
K 3	34.5	76.3	8.2	26.3
Nach K3	0	0	0.0	0.0
KF 1	91.4	49.1	46.5	44.9
KF 2	43.7	47.6	22.9	20.8
<b>Σ</b>	<b>1387</b>	<b>-</b>	<b>356.4</b>	<b>1030.6</b>

## 17.10.07 Produktgase

Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 147 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.79	2.01	0.61	22.60	24.60	5.42	36.10	0.72	0.94	0.54	0.01	0.10
2.	0.76	1.17	0.99	26.20	23.20	3.57	36.80	0.47	0.66	0.35	0.01	0.07
3.	0.80	0.93	0.60	38.60	18.80	2.57	31.90	0.36	0.51	0.27	0.01	0.06
<b>Mittel</b>	0.78	1.37	0.73	29.13	22.20	3.85	34.93	0.52	0.70	0.39	0.01	0.07
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	28.75	8.73	323.27	351.87	77.53	516.37	10.26	13.45	7.65	0.12	1.36
2.	11.30	17.40	14.72	389.55	344.95	53.08	547.16	6.97	9.85	5.18	0.11	1.05
3.	11.30	13.14	8.48	545.23	265.55	36.30	450.59	5.12	7.14	3.84	0.09	0.79
<b>Mittel</b>	11.30	19.76	10.64	419.35	320.79	55.64	504.70	7.45	10.15	5.56	0.10	1.07
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	25.0	4.3	37.2	1284.3	982.4	97.4	2428.9	22.8	33.3	26.7	0.7	6.8

<sup>1</sup>Referenzgas

Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	4.32	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	421.04	0.00	561.38	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	73.02	24.34	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	662.42	0.00	1766.46	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	19.56	3.26	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	26.64	6.66	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	21.88	4.86	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.55	0.11	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5.60	1.17	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>1230.71</b>	<b>44.73</b>	<b>2327.85</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>5.87</b>

Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	1230.7	44.7	2327.8	3603.29
Relativer Anteil der Elemente	34.2%	1.2%	64.6%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	595.5	21.6	1126.43	1743.61
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>1826.3</b>	<b>66.4</b>	<b>3454.3</b>	<b>5346.9</b>

## 16.11.07 Kondensate und Koke

Kondensatkoke: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	7115.3	66.0	4696.1	2419.2	17.0	410.8	28.9	2639.8	2056.3
K 1.2	5449.2	69.0	3759.9	1689.3	17.3	291.5	35.9	1803.7	1956.3
K 1.3	6166.7	65.0	4008.4	2158.3	17.4	374.7	28.9	2226.2	1782.2
K 1.4	2317.2	66.0	1529.4	787.8	17.5	137.6	33.6	750.8	778.6
Filter	674.8	72.0	485.9	188.9	17.26	32.6	42.6	198.4	287.5
<b>Σ</b>	<b>21723.2</b>	<b>-</b>	<b>14479.6</b>	<b>7243.6</b>	<b>-</b>	<b>1247.1</b>	<b>-</b>	<b>7618.8</b>	<b>6860.8</b>
<b>Korrekt.</b>	<b>21723.2</b>	<b>-</b>	<b>14206.7</b>	<b>7516.5</b>	<b>-</b>	<b>1520.1</b>	<b>-</b>	<b>7345.9</b>	<b>6860.8</b>

**Absolute und relative Elementarzusammensetzung der entölteten Kokse.**

Pos.	Absolut						Relativ (korrigiert auf 100%)					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
K 1.1	1670.5	76.0	261.9	0.0	0.0	410.8	69.0	3.1	10.8	0.0	0.0	17.0
K 1.2	1154.9	51.3	191.6	0.0	0.0	291.5	68.4	3.0	11.3	0.0	0.0	17.3
K 1.3	1476.4	65.8	241.4	0.0	0.0	374.7	68.4	3.1	11.2	0.0	0.0	17.4
K 1.4	536.8	24.8	88.7	0.0	0.0	137.6	68.1	3.1	11.3	0.0	0.0	17.5
Filter	124.4	6.4	26.7	0.0	0.0	31.4	-	-	-	-	-	-
	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
<b>Σ / Mittel</b>	4963.0	224.4	810.3	0.0	0.0	1245.9	68.5	3.1	11.2	0.0	0.0	17.3

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	954.2	72.4	263.4	690.8
K 3	322.0	75	80.5	241.5
Nach K3	0	0	0.0	0.0
KF 1	62.6	29.3	44.3	18.3
KF 2	20	25.3	14.9	5.1
<b>Σ</b>	<b>1358.8</b>	<b>-</b>	<b>403.1</b>	<b>955.7</b>

**16.11.07 Produktgase****Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 282 min.**

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.93	1.36	0.20	26.55	26.02	4.40	37.75	0.24	0.70	0.49	0.45	0.91
2.	0.95	1.62	0.23	25.97	26.02	4.74	37.50	0.26	0.74	0.52	0.46	0.98
3.	0.81	1.29	0.28	36.56	22.31	3.71	32.46	0.21	0.58	0.42	0.39	0.98
4.	0.89	1.36	0.27	33.91	22.97	4.01	33.82	0.22	0.64	0.45	0.41	1.05
5.	1.59	2.11	2.24	34.24	21.79	4.10	31.07	0.19	0.82	0.45	0.40	1.01
6.	0.95	1.54	0.18	26.19	25.77	4.38	37.98	0.24	0.71	0.50	0.34	1.23
7.	0.63	1.05	0.51	46.25	18.25	3.03	27.96	0.16	0.49	0.33	0.20	1.13
<b>Mittel</b>	0.78	1.37	0.73	29.13	22.20	3.85	34.93	0.52	0.70	0.39	0.01	0.07
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	16.50	2.37	321.31	314.90	53.23	456.81	2.96	8.43	5.99	5.48	10.96
2.	11.30	19.33	2.70	309.07	309.69	56.37	446.29	3.11	8.81	6.24	5.50	11.69
3.	11.30	17.89	3.87	508.60	310.38	51.60	451.56	2.93	8.09	5.83	5.46	13.61
4.	11.30	17.24	3.43	430.12	291.33	50.85	429.08	2.79	8.17	5.75	5.20	13.27
5.	11.30	15.02	15.94	244.04	155.31	29.21	221.43	1.32	5.81	3.20	2.85	7.23
6.	11.30	18.37	2.15	313.05	308.02	52.30	453.94	2.81	8.53	6.00	4.02	14.75
7.	11.30	18.76	9.20	826.09	325.91	54.16	499.50	2.92	8.72	5.96	3.63	20.13
<b>Mittel</b>	11.30	17.59	5.66	421.76	287.93	49.67	422.66	2.69	8.08	5.57	4.59	13.09
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	47.9	7.4	38.0	2477.8	1691.6	166.8	3902.0	15.8	50.9	51.4	55.9	159.3

<sup>1</sup>Referenzgas

**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	7.38	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	724.98	0.00	966.63	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	125.07	41.69	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1064.19	0.00	2837.85	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	13.56	2.26	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	40.70	10.18	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	42.05	9.34	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	46.25	9.64	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	131.85	27.47	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2188.6</b>	<b>107.95</b>	<b>3804.5</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>7.39</b>

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2188.6	108.0	3804.5	6101.1
Relativer Anteil der Elemente	35.9%	1.8%	62.4%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	-460.3	-22.7	-800.1	-1283.1
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>1728.4</b>	<b>85.2</b>	<b>3004.4</b>	<b>4818.0</b>

**19.11.07 Kondensate und Kokse****Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.**

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	3933.0	66.0	2595.8	1337.2	20.1	268.8	33.4	1282.2	1313.6
K 1.2	3883.7	64.0	2485.6	1398.1	17.6	246.6	30.6	1297.2	1188.4
K 1.3	3813.4	67.0	2555.0	1258.4	16.8	211.3	34.4	1243.2	1311.8
K 1.4	6832.3	65.0	4441.0	2391.3	16.9	403.5	31.4	2295.7	2145.3
Filter	937.6	87.0	815.7	121.9	17.9	21.8	14.8	676.9	138.8
<b>Σ</b>	<b>19400.0</b>	<b>-</b>	<b>12893.0</b>	<b>6507.0</b>	<b>-</b>	<b>1152.0</b>	<b>-</b>	<b>6795.1</b>	<b>6098.0</b>
<b>Korrekt.</b>	<b>19400.0</b>	<b>-</b>	<b>12436.0</b>	<b>6964.0</b>	<b>-</b>	<b>1609.1</b>	<b>-</b>	<b>6338.1</b>	<b>6098.0</b>

**Absolute und relative Elementarzusammensetzung der entölten Kokse.**

Pos.	Absolut						Relativ (korrigiert auf 100%)					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
K 1.1	862.3	37.2	168.9	0.0	0.0	268.8	64.5	2.8	12.6	0.0	0.0	20.1
K 1.2	939.6	40.7	171.1	0.0	0.0	246.6	67.2	2.9	12.2	0.0	0.0	17.6
K 1.3	859.4	38.1	149.7	0.0	0.0	211.3	68.3	3.0	11.9	0.0	0.0	16.8
K 1.4	1621.3	72.5	294.0	0.0	0.0	403.5	67.8	3.0	12.3	0.0	0.0	16.9
Filter	78.3	4.0	18.8	0.0	0.0	20.9	-	-	-	-	-	-
	[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	%	%	%	%	%	%
<b>Σ/ Mittel</b>	<b>4360.9</b>	<b>192.5</b>	<b>802.4</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>1151.2</b>	<b>66.9</b>	<b>2.9</b>	<b>12.3</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>17.9</b>

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	1166.4	73.0	314.9	851.5
K 3	253.4	75	63.4	190.1
Nach K3	0	0	0.0	0.0
KF 1	57.4	28.8	40.9	16.5
KF 2	34.5	24.4	26.1	8.4
<b>Σ</b>	<b>1511.7</b>	<b>-</b>	<b>445.2</b>	<b>1066.5</b>

**19.11.07 Produktgase****Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 282 min.**

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.91	1.62	0.60	33.50	20.50	3.95	31.80	0.51	0.77	0.40	0.01	0.08
2.	1.13	1.62	0.23	25.97	26.02	4.74	37.50	0.26	0.74	0.52	0.46	0.98
3.	0.82	1.29	0.28	36.56	22.31	3.71	32.46	0.21	0.58	0.42	0.39	0.98
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>0.78</b>	<b>1.37</b>	<b>0.73</b>	<b>29.13</b>	<b>22.20</b>	<b>3.85</b>	<b>34.93</b>	<b>0.52</b>	<b>0.70</b>	<b>0.39</b>	<b>0.01</b>	<b>0.07</b>
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	20.12	7.45	415.99	254.56	49.05	394.88	6.29	9.60	4.91	0.11	0.98
2.	11.30	16.24	2.27	259.71	260.22	47.36	375.00	2.62	7.41	5.24	4.62	9.82
3.	11.30	17.72	3.83	503.82	307.46	51.11	447.32	2.90	8.02	5.77	5.41	13.48
4.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mittel</b>	<b>11.30</b>	<b>18.03</b>	<b>4.52</b>	<b>393.17</b>	<b>274.08</b>	<b>49.17</b>	<b>405.73</b>	<b>3.94</b>	<b>8.34</b>	<b>5.31</b>	<b>3.38</b>	<b>8.10</b>
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	<b>47.9</b>	<b>7.6</b>	<b>30.3</b>	<b>2309.9</b>	<b>1610.2</b>	<b>165.1</b>	<b>3745.8</b>	<b>23.1</b>	<b>52.5</b>	<b>49.0</b>	<b>41.1</b>	<b>98.5</b>

<sup>1</sup>Referenzgas**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	7.56	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	690.10	0.00	920.13	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	123.81	41.27	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1021.58	0.00	2724.21	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	19.83	3.30	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	42.01	10.50	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	40.10	8.91	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	34.04	7.09	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	81.54	16.99	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2053.0</b>	<b>95.6</b>	<b>3644.3</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>7.05</b>

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2053.0	95.6	3644.3	5792.97
Relativer Anteil der Elemente	35.4%	1.7%	62.9%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	1008.4	47.0	1790.0	2845.3
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>3061.4</b>	<b>142.6</b>	<b>5434.3</b>	<b>8638.3</b>

## G 4. Weizenkleie

### 07.08.07 Kondensate und Kokse

#### Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	7038.9	78.0	5490.3	1548.6	18.45	285.6	32.9	3174.5	2315.8
K 1.2	12239.9	75.0	9179.9	3060.0	21.06	644.4	27.3	5838.4	3341.5
K 1.3	8781.0	71.0	6234.5	2546.5	21.99	560.0	23.4	4179.8	2054.8
K 1.4	7286.3	65.0	4736.1	2550.2	21.05	536.7	16.0	3570.3	1165.8
Filter	506.3	88.0	445.5	60.8	20.64	12.5	24.5	321.5	124.0
Σ	35852.4	-	26086.4	9766.0	-	2039.3	-	17084.5	9001.9
<b>Korrekt.</b>	<b>35852.4</b>	<b>-</b>	<b>25222.7</b>	<b>10629.7</b>		<b>2903.0</b>		<b>16220.8</b>	<b>9001.9</b>

#### Absolute und relative Elementarzusammensetzung der entölten Kokse.

Pos.	Absolut						Relativ (korrigiert auf 100%)					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
K 1.1	890.8	50.1	262.8	59.3	0.0	285.6	57.5	3.2	17.0	3.8	0.0	18.4
K 1.2	1679.8	79.8	540.3	115.7	0.0	644.4	54.9	2.6	17.7	3.8	0.0	21.1
K 1.3	1353.8	69.8	468.3	94.5	0.0	560.0	53.2	2.7	18.4	3.7	0.0	22.0
K 1.4	1364.6	77.0	474.2	97.6	0.0	536.7	53.5	3.0	18.6	3.8	0.0	21.0
Filter	33.3	1.8	10.9	2.3	0.0	12.5	-	-	-	-	-	-
	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
Σ/ Mittel	5322.4	278.4	1756.5	369.4	0.0	2039.3	54.8	2.9	17.9	3.8	0.0	20.6

#### Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	7581.6	69.4	2320.0	5261.6
K 3	298.2	66.4	100.2	198.0
Nach K3	911.7	16.5	761.3	150.4
KF 1	38	18.0	31.2	6.8
KF 2	229.6	26.7	168.3	61.3
Σ	<b>9059.1</b>	<b>-</b>	<b>3380.9</b>	<b>5678.2</b>

### 07.08.07 Produktgase

#### Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 338 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.61	1.27	0.60	44.30	16.30	2.23	28.00	0.53	0.53	0.36	0.02	0.07
2.	0.45	0.65	0.66	59.30	11.20	1.32	21.20	0.35	0.32	0.23	0.01	0.04
3.	0.55	0.82	0.60	49.80	14.50	1.67	25.90	0.42	0.41	0.29	0.01	0.06
<b>Mittel</b>	<b>0.75</b>	<b>1.23</b>	<b>0.62</b>	<b>42.15</b>	<b>17.38</b>	<b>2.24</b>	<b>28.43</b>	<b>0.56</b>	<b>0.53</b>	<b>0.38</b>	<b>0.02</b>	<b>0.07</b>
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	23.53	11.11	820.64	301.95	41.31	518.69	9.78	9.80	6.71	0.28	1.25
2.	11.30	16.32	16.57	1489.09	281.24	33.15	532.36	8.68	7.94	5.84	0.24	1.08
3.	11.30	16.85	12.33	1023.16	297.91	34.31	532.13	8.59	8.35	5.87	0.27	1.13
<b>Mittel</b>	<b>11.30</b>	<b>18.90</b>	<b>13.34</b>	<b>1110.96</b>	<b>293.70</b>	<b>36.26</b>	<b>527.72</b>	<b>9.02</b>	<b>8.70</b>	<b>6.14</b>	<b>0.26</b>	<b>1.16</b>
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	<b>57.4</b>	<b>9.5</b>	<b>107.3</b>	<b>7823.0</b>	<b>2068.1</b>	<b>145.9</b>	<b>5839.5</b>	<b>63.5</b>	<b>65.6</b>	<b>68.0</b>	<b>3.9</b>	<b>16.9</b>

<sup>1</sup>Referenzgas

**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	9.51	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	886.35	0.00	1181.80	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	109.41	36.47	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1592.59	0.00	4246.92	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	54.42	9.07	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	52.50	13.12	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	55.60	12.36	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.19	0.67	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	13.95	2.91	0.00	2877.6	58.12	49.51
<b>Σ</b>	<b>2768.03</b>	<b>84.10</b>	<b>5428.72</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>5.16</b>

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2768.0	84.1	5428.7	8280.8
Relativer Anteil der Elemente	33.4%	1.0%	65.6%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	2275.6	69.1	4462.9	6807.7
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>5043.6</b>	<b>153.2</b>	<b>9891.7</b>	<b>15088.5</b>

**08.08.07 Kondensate und Koke****Kondensatkoke: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.**

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	10267.3	75.0	7700.5	2566.8	21.0	540.2	23	5339.0	2361.5
K 1.2	10451.9	76.0	7943.4	2508.5	20.8	521.6	33	4494.3	3449.1
K 1.3	12022.4	76.0	9137.0	2885.4	19.5	564.0	29.7	5566.4	3570.7
Filter	1195.3	89.0	1063.8	131.5	20.5	26.9	21.6	805.6	258.2
<b>Σ</b>	<b>33936.9</b>	<b>-</b>	<b>25844.8</b>	<b>8092.1</b>	<b>-</b>	<b>1652.8</b>	<b>-</b>	<b>16205.3</b>	<b>9639.4</b>
<b>Korrekt.</b>	<b>33936.9</b>	<b>-</b>	<b>25091.3</b>	<b>8845.6</b>	<b>-</b>	<b>2406.3</b>	<b>-</b>	<b>15451.8</b>	<b>9639.4</b>

**Absolute und relative Elementarzusammensetzung der entölten Koke.**

Pos.	Absolut						Relativ (korrigiert auf 100%)					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
K 1.1	1421.1	69.7	430.6	105.2	0.0	540.2	55.4	2.7	16.8	4.1	0.0	21.0
K 1.2	1406.9	67.1	416.3	96.5	0.0	521.6	56.1	2.7	16.6	3.8	0.0	20.8
K 1.3	1639.7	95.3	481.8	104.5	0.0	564.0	56.8	3.3	16.7	3.6	0.0	19.5
Filter	73.8	3.8	21.9	5.1	0.0	26.9	-	-	-	-	-	-
	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
<b>Σ / Mittel</b>	<b>4541.5</b>	<b>236.0</b>	<b>1350.6</b>	<b>311.3</b>	<b>0.0</b>	<b>1652.8</b>	<b>56.1</b>	<b>2.9</b>	<b>16.7</b>	<b>3.9</b>	<b>0.0</b>	<b>20.5</b>

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	3584.2	67.4	1168.4	2415.8
K 3	293.3	67.1	96.5	196.8
Nach K3	321	18.5	261.6	59.4
KF 1	33.1	34.9	21.5	11.6
KF 2	131	24.8	98.5	32.5
<b>Σ</b>	<b>4362.6</b>	<b>-</b>	<b>1646.6</b>	<b>2716.0</b>

### 08.08.07 Produktgase

Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 295 min.

Nr.	Ne <sup>1</sup> Vol%	H <sub>2</sub> Vol%	O <sub>2</sub> Vol%	N <sub>2</sub> Vol%	CO Vol%	CH <sub>4</sub> Vol%	CO <sub>2</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Vol%	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> Vol%	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> Vol%
1.	0.59	0.90	0.60	48.50	15.00	1.88	26.20	0.41	0.45	0.29	0.01	0.57
2.	0.64	1.00	0.87	48.80	15.40	1.97	27.70	0.45	0.48	0.31	0.01	0.06
3.	0.86	1.39	0.60	33.50	20.40	2.94	32.30	0.64	0.69	0.45	0.02	0.09
<b>Mittel</b>	0.86	1.43	0.67	35.28	19.63	2.79	31.70	0.61	0.66	0.43	0.02	0.21
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	17.24	11.49	928.90	287.29	36.01	501.80	7.93	8.63	5.58	0.28	10.93
2.	11.30	17.66	15.36	861.63	271.91	34.78	489.08	7.91	8.44	5.46	0.26	1.06
3.	11.30	18.26	7.88	440.17	268.05	38.63	424.41	8.36	9.10	5.85	0.27	1.12
<b>Mittel</b>	11.30	17.72	11.58	743.57	275.75	36.47	471.76	8.07	8.72	5.63	0.27	4.37
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	50.1	7.8	81.3	4569.8	1694.7	128.1	4556.1	49.6	57.4	54.3	3.4	55.7

<sup>1</sup>Referenzgas

Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	7.78	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	726.30	0.00	968.40	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	96.07	32.02	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1242.58	0.00	3313.56	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	42.49	7.08	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	45.95	11.49	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.46	9.88	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2.82	0.59	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	46.07	9.60	0.00	2877.6	58.12	49.51
Σ	2246.74	78.44	4281.95	-	-	5.69

Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.

Position	C	H	O	Σ
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2246.7	78.4	4282.0	6607.1
Relativer Anteil der Elemente	34.0	1.2	64.8	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	1732.0	60.5	3300.9	5093.4
<b>Σ (Korr. Zusammensetzung)</b>	<b>3978.7</b>	<b>138.9</b>	<b>7582.9</b>	<b>11700.5</b>

### 09.08.07 Kondensate und Kokse

Kondensatkokse: Ausbrand, Öl- und Wassergehalt.

Position	Konden sat koks	Konden sat gehalt	Konden sat	Koks mit Asche	Glüh rück stand	Asche im Koks	H <sub>2</sub> O	org. Konden sat	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g	%	g	%	g	g
K 1.1	10599.2	74.0	7843.4	2755.8	20.9	575.9	21.2	5596.4	2247.0
K 1.2	12411.4	75.0	9308.6	3102.9	21.6	671.1	21.8	6602.9	2705.7
K 1.3	9160.6	68.0	6229.2	2931.4	20.1	590.5	21.7	4241.4	1987.9
Filter	2664.0	89.0	2371.0	293.0	20.9	61.2	20.9	1814.2	556.8
Σ	34835.2	-	25752.1	9083.1	-	1898.8	-	18254.8	7497.3
<b>Korrekt.</b>	<b>34835.2</b>	<b>-</b>	<b>25217.2</b>	<b>9618.0</b>	<b>-</b>	<b>2433.8</b>	<b>-</b>	<b>17719.9</b>	<b>7497.3</b>

**Absolute und relative Elementarzusammensetzung der entölten Kokse.**

Pos.	Absolut						Relativ (korrigiert auf 100%)					
	C	H	O	N	S	A.	C	H	O	N	S	A.
-	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
K 1.1	1525.3	73.0	479.0	102.6	0.0	575.9	55.3	2.6	17.4	3.7	0.0	20.9
K 1.2	1707.2	81.8	530.6	112.0	0.0	671.1	55.0	2.6	17.1	3.6	0.0	21.6
K 1.3	1632.8	80.9	516.8	110.4	0.0	590.5	55.7	2.8	17.6	3.8	0.0	20.1
Filter	162.2	7.9	50.9	10.8	0.0	61.2	-	-	-	-	-	-
	g	g	g	g	g	g	%	%	%	%	%	%
$\Sigma$ /Mittel	5027.5	243.6	1577.4	335.8	0.0	1898.8	55.4	2.7	17.4	3.7	0.0	20.9

**Wässrige Kondensate: Bestimmung des Wassergehalts.**

Pos.	Gew.	H <sub>2</sub> O	org.	H <sub>2</sub> O
-	g	%	g	g
K 2	5437.9	71.0	1577.0	3860.9
K 3	469.6	37.5	293.5	176.1
Nach K3	385.7	16.1	323.6	62.1
KF 1	303.8	50.2	151.3	152.5
KF 2	169.6	23.9	129.1	40.5
$\Sigma$	6766.6	-	2474.5	4292.1

**09.08.07 Produktgase****Zusammensetzung und Menge des Pyrolysegases. Pyrolysezeit = 295 min.**

Nr.	Ne <sup>1</sup>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%
1.	0.62	1.24	0.60	43.00	16.40	2.43	28.20	0.46	0.54	0.33	0.02	0.05
2.	0.65	1.25	0.78	36.90	18.50	2.54	30.90	0.50	0.57	0.36	0.02	0.05
3.	0.65	1.45	0.60	33.80	19.20	2.83	32.60	0.52	0.63	0.37	0.02	0.06
4.	0.66	1.35	0.60	36.20	18.50	2.69	30.90	0.53	0.59	0.37	0.02	0.06
<b>Mittel</b>	0.65	1.32	0.65	37.48	18.15	2.62	30.65	0.50	0.58	0.36	0.02	0.06
	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h	l/h
1.	11.30	22.60	10.94	783.71	298.90	44.29	513.97	8.41	9.77	5.99	0.29	0.93
2.	11.30	21.73	13.56	641.49	321.62	44.16	537.18	8.78	9.90	6.21	0.31	0.95
3.	11.30	25.21	10.43	587.60	333.78	49.20	566.74	8.99	11.00	6.47	0.34	0.97
4.	11.30	23.11	10.27	619.79	316.74	46.06	529.05	9.14	10.15	6.39	0.31	1.00
<b>Mittel</b>	11.30	23.16	11.30	658.15	317.76	45.93	536.73	8.83	10.21	6.27	0.31	0.96
	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g	g
<b>Mittel</b>	42.63	8.65	67.53	3441.56	1661.63	137.23	4410.48	46.17	57.18	51.50	3.40	10.45

<sup>1</sup>Referenzgas**Elementarzusammensetzung und Brennwert des Pyrolysegases.**

Position	C	H	O	Brennwert	Molmasse	Brennwert
-	g	g	g	kJ/mol	g/mol	MJ/kg
H <sub>2</sub>	0.00	8.65	0.00	285.0	1.01	282.18
CO	712.13	0.00	949.50	283.0	28.01	10.10
CH <sub>4</sub>	102.92	34.31	0.00	890.8	16.04	55.54
CO <sub>2</sub>	1202.86	0.00	3207.63	-	44.01	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	39.58	6.60	0.00	1411.2	28.05	50.31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	45.74	11.44	0.00	1560.7	30.07	51.90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	42.14	9.36	0.00	2219.2	44.1	50.32
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2.81	0.59	0.00	2877.9	58.12	49.52
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	8.65	1.80	0.00	2877.6	58.12	49.51
$\Sigma$	2156.82	72.74	4157.13	-	-	5.55

**Korrektur wegen Massenbilanzdefizit.**

Position	C	H	O	$\Sigma$
-	g	g	g	g
Gemessener Pyrolysegasanteil	2156.8	72.7	4157.1	6386.7
Relativer Anteil der Elemente	33.8%	1.1%	65.1%	100%
Bilanzdefizit, Korrekturanteil	679.3	22.9	1309.3	2011.5
$\Sigma$ (Korr. Zusammensetzung)	2836.1	95.7	5466.4	8398.2

## G 5. Korrektur der Elementarzusammensetzung

Im Folgenden wird ein Beispiel dargestellt, wie eine Korrektur der Elementarzusammensetzung auf 100 Massenprozent erfolgt. Dazu werden fünf Messungen von feuchten Krümelkoxen herangezogen:

**Anteilige Korrektur auf 100 % der einzelnen Bestandteile.**

Pos.	Feuchter Koks							Korrektur auf 100%						
	C	H	O	N	S	A.	Sum.	C	H	O	N	S	A.	Sum.
-	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
K 1.1	47.7	6.7	46.5	-	-	1.4	102.3	46.6	6.6	45.5	-	-	1.4	100.0
K 1.2	46.9	6.7	48.1	-	-	1.4	103.1	45.5	6.5	46.7	-	-	1.4	100.0
K 1.3	57.6	6.8	46.2	-	-	1.4	112.0	51.4	6.1	41.2	-	-	1.4	100.0
K 1.4	49.1	6.8	47.8	-	-	1.4	105.1	46.7	6.5	45.5	-	-	1.4	100.0
K 1.5	48.0	6.9	42.0	-	-	1.4	98.3	48.9	7.0	42.8	-	-	1.4	100.0

Die Korrektur folgt in drei Schritten:

(1) Zunächst muss der Ascheanteil im feuchten Krümelkoks berechnet werden. In der Tabelle ist dieser als „A.“ bezeichnet. Man geht davon aus, dass die komplette Asche des Ausgangsstoffes im Koks verbleibt. Deshalb kann einfach die Gesamtmasse der Asche im Ausgangsstoff durch die Gesamtmasse an entstehenden feuchten Krümelkoxen dividiert werden, um den Anteil zu errechnen. Es wird eine Gleichverteilung der Asche im Krümelkoks vorausgesetzt.

(2) Die Analyseergebnisse für C, H, O, N, S und Asche werden dann zur Gesamtsumme aufaddiert, die in der Tabelle als „Sum.“ überschrieben ist. Ist der Wert ungleich 100% wird in Schritt (3) anteilig korrigiert.

$$"Sum." = \left( \sum_{CHONS} x_i + x_a \right) \cdot 100$$

(3) Bei der anteiligen Korrektur bleibt der Ascheanteil von der Korrektur ausgenommen, da er bereits feststeht und somit konstant bleiben soll. Die Werte für C, H, O, N und S müssen dementsprechend erhöht oder erniedrigt werden, damit eine Summe von 100% entsteht. Dazu wird folgende Gleichung verwendet, um die jeweiligen Anteile zu korrigieren:

$$x_{i,korrigiert} = \frac{1 - x_a}{\sum_{CHONS} x_i} \cdot x_{i,gemessen}$$

## G 6. Vergleich zwischen gemessenem und berechnetem Brennwert

Die Fortführung des obigen Beispiels soll zeigen, dass der aus der Elementaranalyse berechnete Brennwert  $H_{S,cal}$  mittels der Channiwala-Korrelation gut mit dem gemessenen Brennwert übereinstimmt. Der Vergleich erfolgt auf Basis eines wasserfreien Materials, weshalb zuerst anhand des gemessenen Anteils an  $H_2O$  durch Karl-Fischer-Titration eine Elementarzusammensetzung berechnet werden muss:

$$x_{C, wf} = \frac{x_C}{(1 - x_{H_2O})}, \quad x_{H, wf} = \frac{x_H - 2/18 \cdot x_{H_2O}}{(1 - x_{H_2O})}, \quad x_{O, wf} = \frac{x_O - 16/18 \cdot x_{H_2O}}{(1 - x_{H_2O})}, \quad x_{Asche, wf} = \frac{x_{Asche}}{(1 - x_{H_2O})}$$

Auf die wasserbereinigten Werte wird nun die Channiwala-Korrelation angewendet und ein Brennwert des wasserfreien Materials  $H_{S,cal, wf}$  berechnet.

Pos. -	Korrigierter Krümelkoks auf 100%						Wasserfreier Ölkoks							
	C %	H %	O %	A. %	Sum. %	H <sub>2</sub> O %	C %	H %	O %	A. %	Sum. %	H <sub>S,cal, wf</sub> MJ/kg	H <sub>S,exp</sub> MJ/kg	H <sub>S,exp, wf</sub> MJ/kg
K 1.1	46.6	6.6	45.5	1.4	100	21.2	59.2	5.3	33.8	1.7	100	23.4	18.3	23.2
K 1.2	45.5	6.5	46.7	1.4	100	21.8	58.2	5.2	34.9	1.7	100	22.8	18.4	23.5
K 1.3	51.4	6.1	41.2	1.4	100	21.7	65.6	4.7	28.0	1.7	100	25.5	18.4	23.5
K 1.4	46.7	6.5	45.5	1.4	100	21.9	59.8	5.2	33.3	1.7	100	23.5	18.6	23.8
K 1.5	48.9	7.0	42.8	1.4	100	20.3	61.3	6.0	31.0	1.7	100	25.2	19.1	23.9
Mittelwerte												<b>23.7</b>	18.6	<b>23.6</b>

Demgegenüber steht der experimentelle Wert  $H_{S,exp}$ , der im Bombenkalorimeter ermittelt wurde. Dieser Wert ist geringer als der berechnete, da noch der Wasseranteil im Material vorhanden ist, welcher auf das wasserfreie Material  $H_{S,exp, wf}$  umgerechnet wird:

$$H_{S,exp, wf} = \frac{H_{S,exp}}{(1 - x_{H_2O})}$$

Man kann in der Tabelle erkennen, dass die berechneten Brennwerte zwar starken Schwankungen unterliegen, im Mittelwert aber ein gutes Ergebnis mit nur geringer Abweichung zum experimentellen Mittelwert zeigen. Es wurden noch mehrere Testmessungen durchgeführt, um die Anwendbarkeit der Korrelation zu bestätigen. Die Übereinstimmungen mit den gemessenen Werten liegen in der von den Autoren genannten Fehlerbandbreite von  $\pm 1.5\%$ . In selten Fällen ergaben sich relative Abweichungen vom Brennwert von max. 4%.

## H Betriebsdaten für die Bestimmung des spezifischen Wärmebedarfs

Zur Darstellung und Berechnung des spezifischen Wärmebedarfs werden für jeden Versuchstag vier Diagramme mit den zeitlichen Verläufen der Temperatur usw. dargestellt.

Das erste Diagramm (links oben) im Datenblatt für den jeweiligen Versuchstag zeigt eine Übersicht über die Reaktoreingangs- und Reaktorausgangstemperaturen, sowie der Temperaturdifferenzen, welche der Wärmeträgerabkühlung entspricht. Zusätzlich ist jeweils die Drehzahl der Biomasse im Diagramm dargestellt, um den genauen Beginn und das Ende der Pyrolyse zu markieren.

Das zweite Diagramm (rechts oben) zeigt den Dosierverlauf von Wärmeträger und Biomasse. Darauf ist zu erkennen, ob über die Zeit konstant dosiert wurde, ob es Probleme durch Verstopfungen gab oder eine Reduktion bzw. Erhöhung der Drehzahl der Dosierschnecke durchgeführt wurde.

Das dritte Diagramm (links unten) gewährt Einblick in weitere Temperaturen wie die Gasraum- und Produktgasaustrittstemperatur sowie die Oberflächentemperatur des Reaktors. Durch die Produktgastemperatur am Austritt kann überprüft werden, ob die Produktgase auch die für den spezifischen Wärmebedarf (Energiebilanz um den Reaktor) definierten 500°C ungefähr erreichen oder nicht.

Das vierte Diagramm (rechts unten) zeigt schließlich den prozentualen Verlauf der Heizleistung der Begleitheizung. Durch diese Daten kann der Wärmeeintrag in das Reaktorsystem näherungsweise angegeben werden. Bei einem hohen Umfluss von Wärmeträger ist dieser Wert im Leerlauf (ohne Eduktzugabe) meist Null.

Für die Auswertung wurde zunächst der Verlustwärmestrom im Leerlauf mit Wärmeverlusten über das Spülgas bestimmt. Dazu ist ein zeitlicher Bereich vor oder nach der eigentlichen Pyrolyse aus dem Diagramm relevant:

$$\dot{Q}_{V,leer} + \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2} = \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{Q}_H$$

Es konnte nicht immer ein Verlustwärmestrom bestimmt werden, da in der Leerlaufphase vor oder nach dem Experiment nicht immer ein quasi-stationäres  $\Delta T$  für die Wärmeträgerabkühlung gefunden werden konnte.

Für die Bestimmung des spezifischen Wärmebedarf wurde ein möglichst stationärer Bereich gewählt und in den folgenden Diagrammen als „Auswertebereich“ oder „Auswertung“ gekennzeichnet. Nach zeitlicher Mittelwertbildung erfolgt die Auswertung:

$$\Delta h_{pyro} = \frac{1}{\dot{m}_B} \cdot (\dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{Q}_H - \dot{Q}_{V,leer} - \dot{m}_{N_2} \cdot \Delta h_{N_2})$$

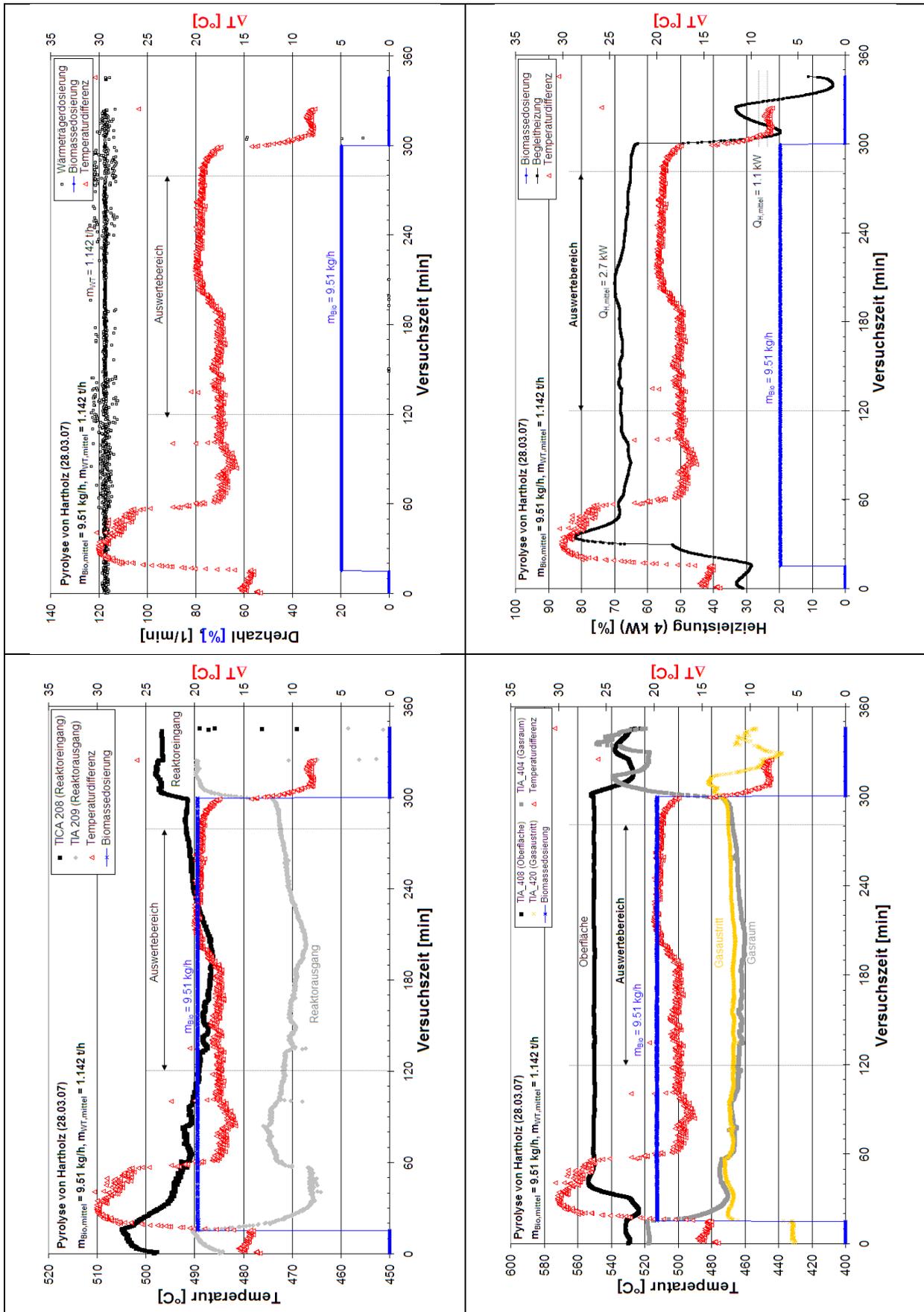
So kann für jeden Versuchstag der spezifische Wärmebedarf ermittelt werden. Anhand der Daten bzw. Kriterien, die zur Auswertung angesetzt werden, ist klar, dass eine Auswertung nie eindeutig erfolgt, sondern immer mit einem kleinen Interpretationsspielraum. Die Ergebnisse der Einzelauswertungen werden im Folgenden durch zwei Tabellen zusammengefasst.

<b>Hartholz</b>																				
Allgemein		Massenströme		Reaktortemperaturen			Wärmeträger		Heizung		Rechnung für Verlustwärmestrom			Wärmeträger		Wärmeströme			Spezifischer Wärmebedarf	
Datum	Bereich	m <sub>Bio</sub>	m <sub>w</sub>	T <sub>w, ein</sub>	T <sub>p, aus</sub>	ΔT	T <sub>m</sub>	c <sub>mittel</sub>	Q <sub>H</sub>	T <sub>oberfl.</sub>	Q <sub>H</sub>	T <sub>w, ein</sub>	ΔT	T <sub>m</sub>	c <sub>mittel</sub>	Q <sub>w</sub>	Q <sub>H</sub>	Q <sub>v, leer</sub> + Spülgasverlust	Δh <sub>pyro</sub>	Δh <sub>pyro, wf</sub>
-	min	kg/h	kg/h	°C	°C	°C	°C	J/(g·K)	kW	°C			°C	°C	J/(g·K)	kW	kW	kW	MJ/kg	MJ/kg
27.03.	300-420	9.4	1142	495	470	6.5	492	0.71	1.4	530	-	-	-	-	-	1.48	1.4	-	k.a.*	k.a.
28.03.	120-280	9.5	1142	490	470	18.7	488	0.71	2.7	530	1.1	495	8.3	491	0.71	4.20	2.7	3.0	1.49	1.29
29.03.	320-380	9.6	842	495	470	14.4	488	0.71	1.4	530	0.1	510	2.0	509	0.73	2.38	1.4	0.4	1.26	1.04
30.03.	270-340	14.7	842	495	470	16.1	487	0.71	1.6	530	-	-	-	-	-	2.66	1.6	-	k.a.*	k.a.
02.04.	210-260	14.3	842	495	470	15.5	487	0.71	2.6	530	0	530	1.1	529	0.75	2.56	2.6	0.2	1.25	1.02
04.04.	120-180	12.0	842	490	470	22.2	479	0.70	2.9	530	0	490	8.6	486	0.71	3.63	2.9	1.4	1.54	1.34
12.06.	200-300	12.0	1142	540	480	41.4	519	0.74	0.5	530	0	560	11.7	554	0.78	9.72	0.5	2.9	2.20	2.08
13.06.	210-270	14.4	1142	540	470	35.9	522	0.74	0.8	530	0	560	9.6	555	0.78	8.46	0.8	2.4	1.72	1.55
14.06.	200-250	16.4	1142	530	465	36.0	512	0.73	1.1	530	0	560	12.2	554	0.78	8.36	1.1	3.0	1.42	1.21
15.06.	120-150	14.8	1142	535	485	30.2	520	0.74	0.8	530	0	560	11.2	554	0.78	7.09	0.8	2.8	1.25	1.03
<b>mittel</b>																		<b>1.52</b>	<b>1.32</b>	
Stand.abw																		±0.32	±0.36	
Stand.abw																		±21.3%	±27.0%	
<b>Weizenstroh</b>																				
16.11	300-360	5.9	1257	524	470	20.0	514	0.73	0.3	510	0.00	522	12.8	528	0.75	5.13	0.3	3.3	1.24	1.01
16.11	395-445	5.9	1257	529	474	22.7	518	0.74	0.0	503	0.00	522	12.8	528	0.75	5.85	0.0	3.3	1.52	1.32
19.11	450-510	6.2	1257	525	474	24.4	513	0.73	0.1	500	0.00	528	13.9	535	0.76	6.25	0.1	3.7	1.53	1.33
<b>mittel</b>																		<b>1.45</b>	<b>1.25</b>	
Stand.abw																		±0.26	±0.30	
Stand.abw																		±16.3%	±20.5%	

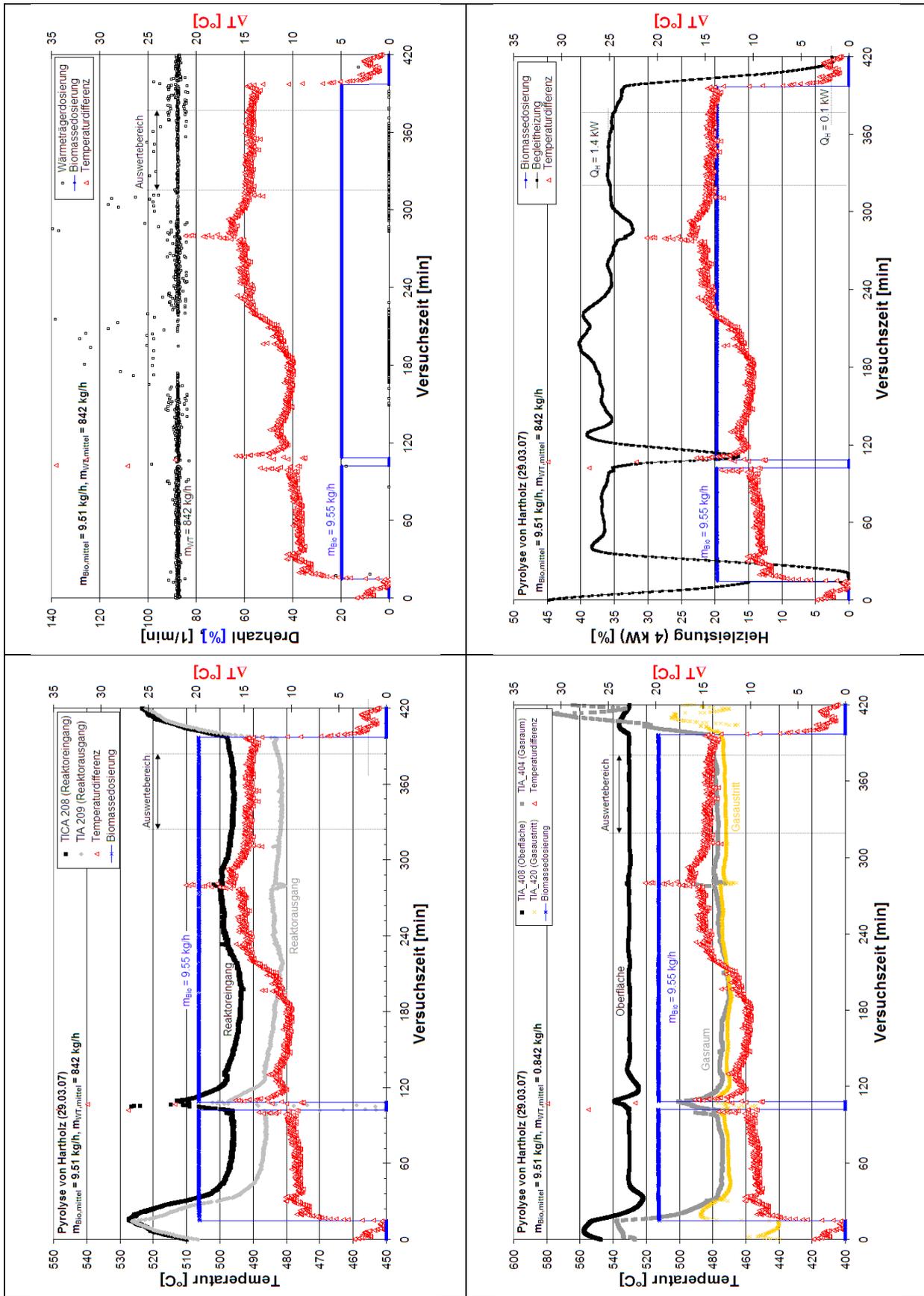
<b>Weichholz</b>																				
Allgemein		Massenströme		Reaktortemperaturen			Wärmeträger		Heizung		Rechnung für Verlustwärmestrom			Wärmeträger		Wärmeströme			Spezifischer Wärmebedarf	
Datum	Bereich	m <sub>Bio</sub>	m <sub>w</sub>	T <sub>w,ein</sub>	T <sub>p,aus</sub>	ΔT	T <sub>m</sub>	c <sub>mittel</sub>	Q <sub>H</sub>	T <sub>oberfl.</sub>	Q <sub>H</sub>	T <sub>w,ein</sub>	ΔT	T <sub>m</sub>	c <sub>mittel</sub>	Q <sub>w</sub>	Q <sub>H</sub>	Q <sub>v,leer + Spülgasverlust</sub>	Δh <sub>pyro</sub>	Δh <sub>pyro,wf</sub>
-	min	kg/h	kg/h	°C	°C	°C	°C	J/(g·K)	kW	°C			°C	°C	J/(g·K)	kW	kW	kW	MJ/kg	MJ/kg
18.06.	235-290	12.8	1142	535	475	37.0	517	0.74	0.7	530	0.00	550	9.5	545	0.77	8.65	0.7	0.7	1.99	1.77
19.06.	140-190	15.3	1142	535	480	39.2	515	0.74	1	530	0.00	550	7.3	546	0.77	9.15	1.0	1.0	1.97	1.75
28.06.	190-240	12.1	1142	530	480	38.1	511	0.73	0.9	530	0.00	560	8.1	556	0.78	8.84	0.9	0.9	2.30	2.13
29.06.	160-180	14.8	1142	530	490	41.5	509	0.73	1.2	540	0.00	555	10.9	550	0.77	9.60	1.2	1.2	1.99	1.77
02.07.	140-240	14.5	1142	530	480	40.7	510	0.73	1	535	0.00	555	10.8	550	0.77	9.42	1.0	1.0	1.94	1.71
03.07.	300-340	14.9	1142	535	480	41.6	514	0.73	1	535	0.00	555	10.7	550	0.77	9.69	1.0	1.0	1.95	1.73
17.07.	110-150	10.4	1142	535	475	42.9	514	0.73	0.7	530	0.00	540	10	535	0.76	9.99	0.7	0.7	2.87	2.79
18.07.	180-300	9.3	1142	530	490	37.9	511	0.73	0.4	530	0.00	550	10	545	0.77	8.79	0.4	0.4	2.60	2.48
19.07.	220-340	11.6	1142	545	480	40.8	525	0.75	0.6	530	0.00	550	12	544	0.77	9.65	0.6	0.6	2.28	2.11
20.07.	160-220	13.0	1142	525	475	36.0	507	0.73	1.1	530	1.10	510	10	505	0.73	8.30	1.1	1.1	1.66	1.39
<b>mittel</b>																		<b>2.15</b>	<b>1.96</b>	
Stand.abw																		±0.36	±0.42	
Stand.abw																		±16.7%	±21.2%	
<b>Weizenkleie</b>																				
07.08.	150-210	9.7	842	541	484	30.9	526	0.75	0.6	530	0.20	552	14.2	559	0.78	5.39	0.6	0.6	1.20	0.90
08.08.	180-390	10.2	1142	528	481.8	32.1	512	0.73	0.7	520	0.00	546	12.9	553	0.77	7.46	0.7	0.7	1.77	1.55
09.08.	180-240	12.0	1142	531.5	479.1	35.3	514	0.73	0.7	520	0.00	550	14	557	0.78	8.22	0.7	0.7	1.63	1.39
<b>mittel</b>																		<b>1.53</b>	<b>1.28</b>	
Stand.abw																		±0.26	±0.30	
Stand.abw																		±15.8%	±21.0%	



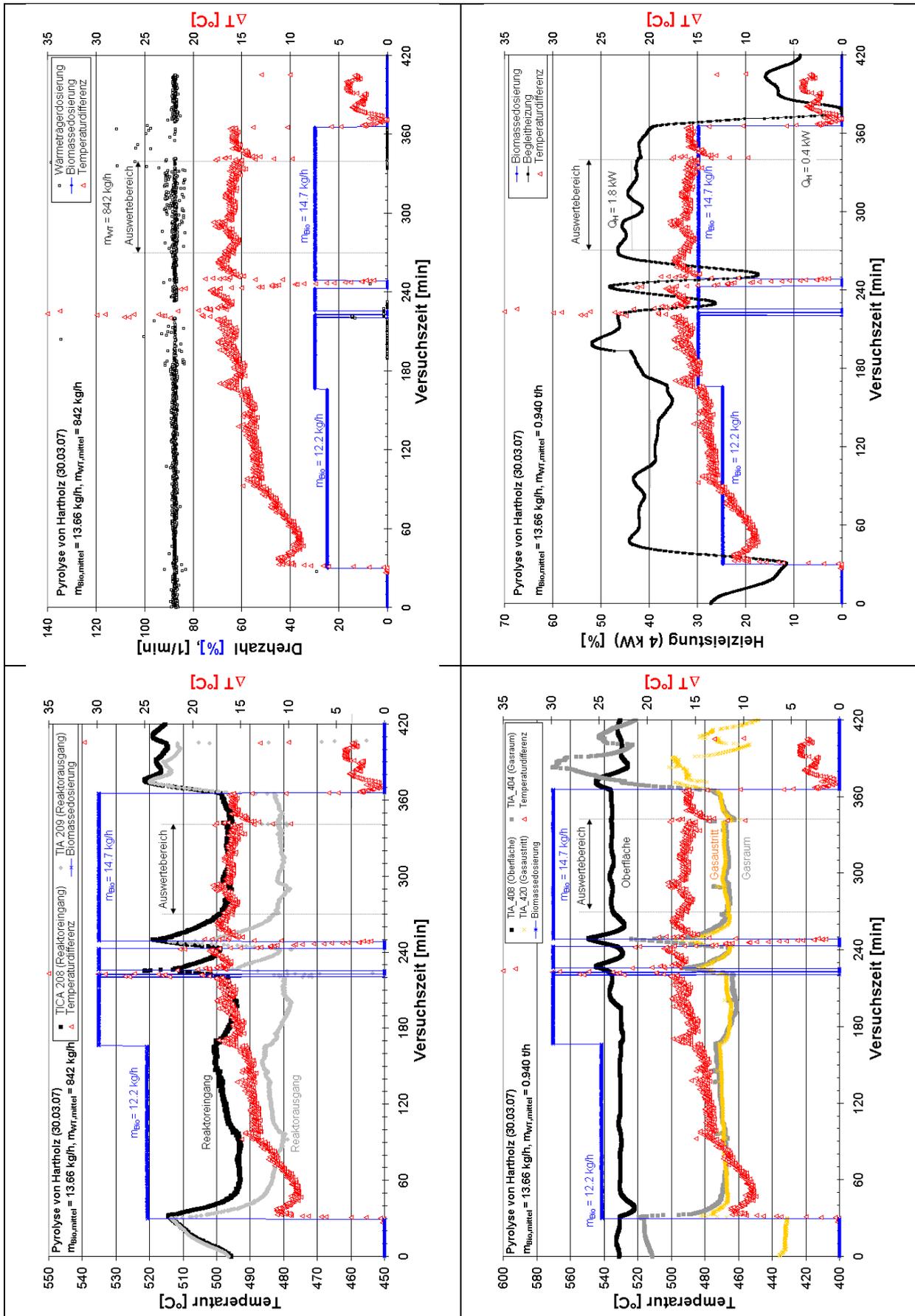
Betriebsdaten Hartholz (28.03.07)



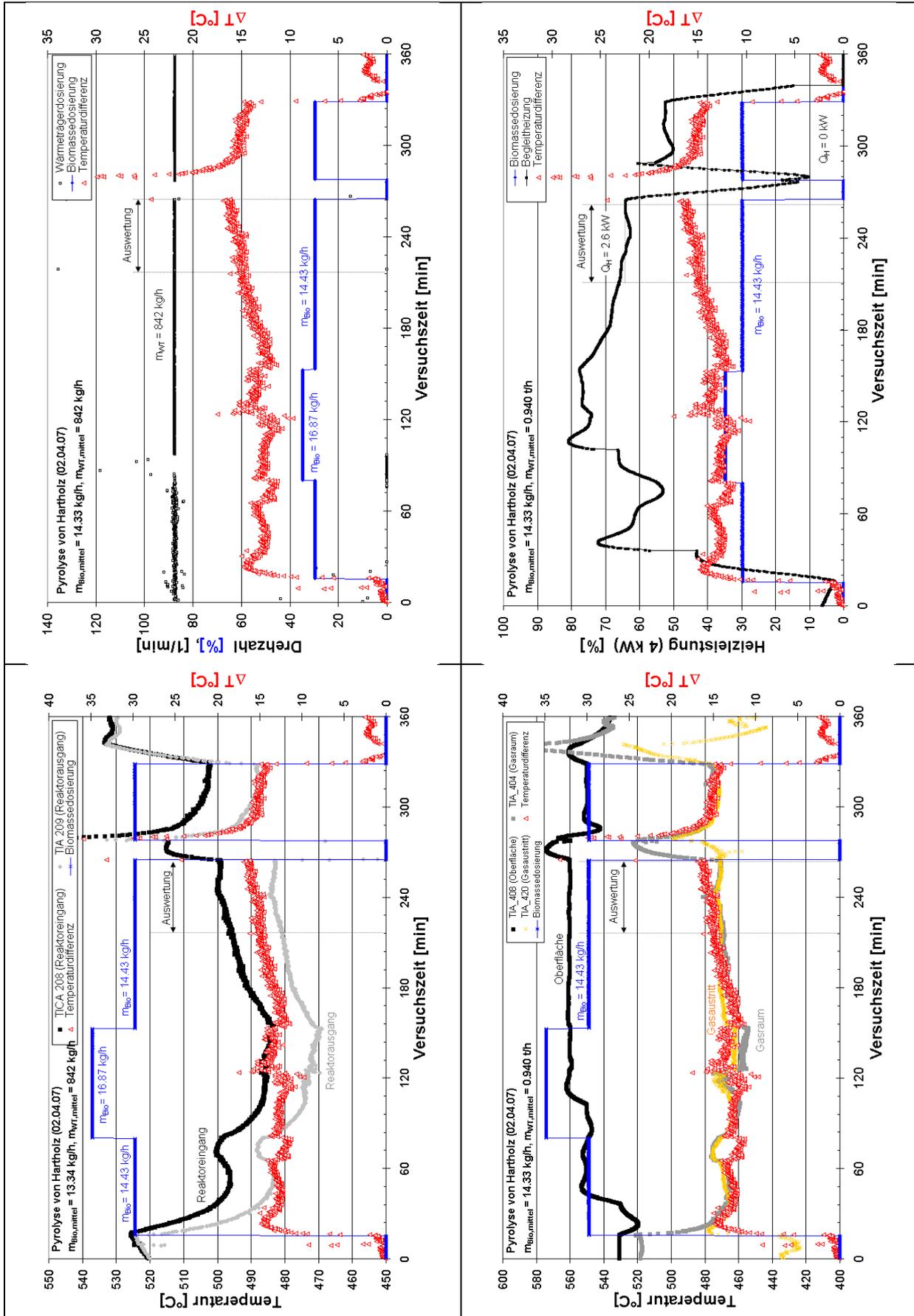
Betriebsdaten Hartholz (29.03.07)



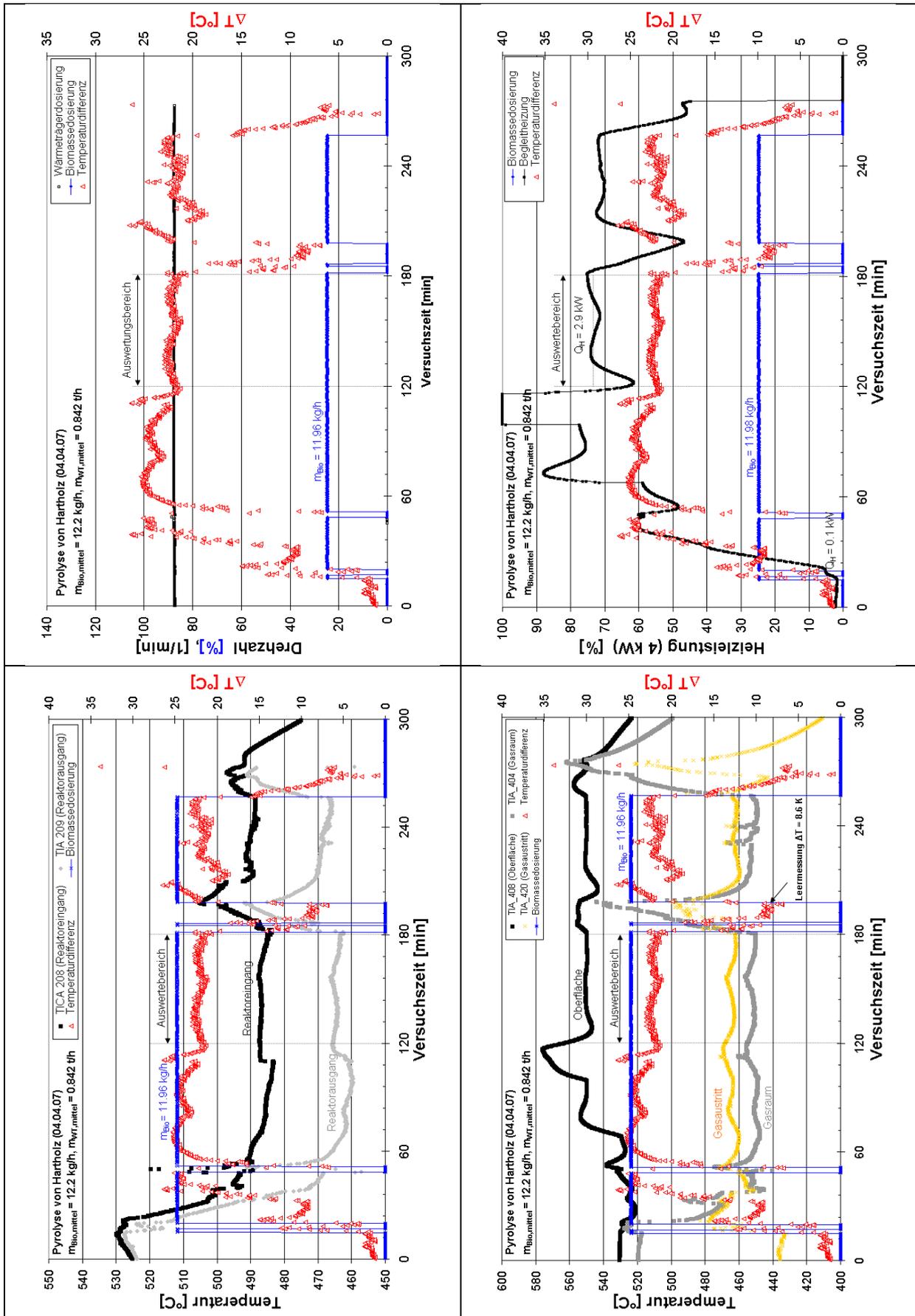
Betriebsdaten Hartholz (30.03.07)



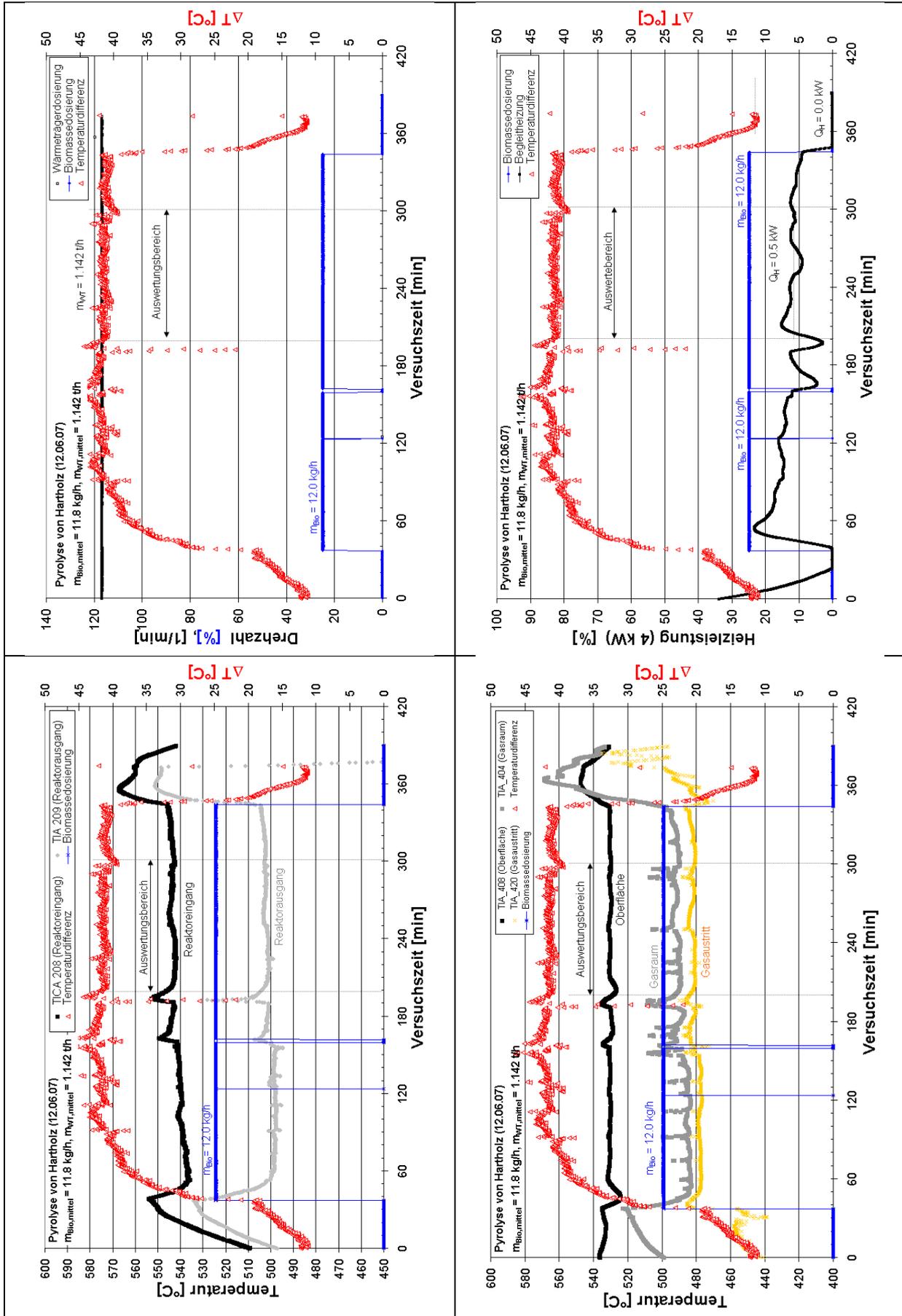
Betriebsdaten Hartholz (02.04.07)



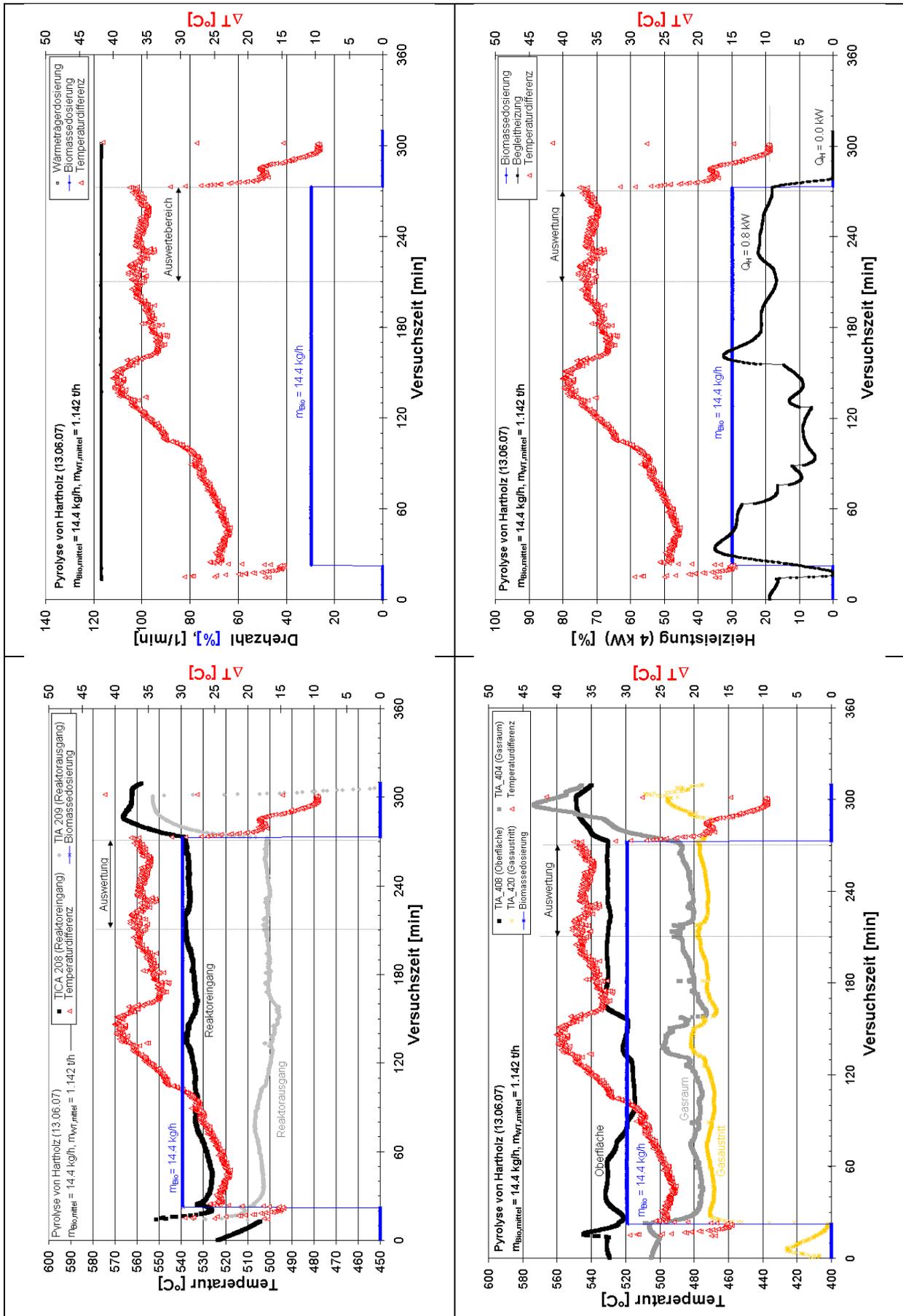
Betriebsdaten Hartholz (04.04.07)



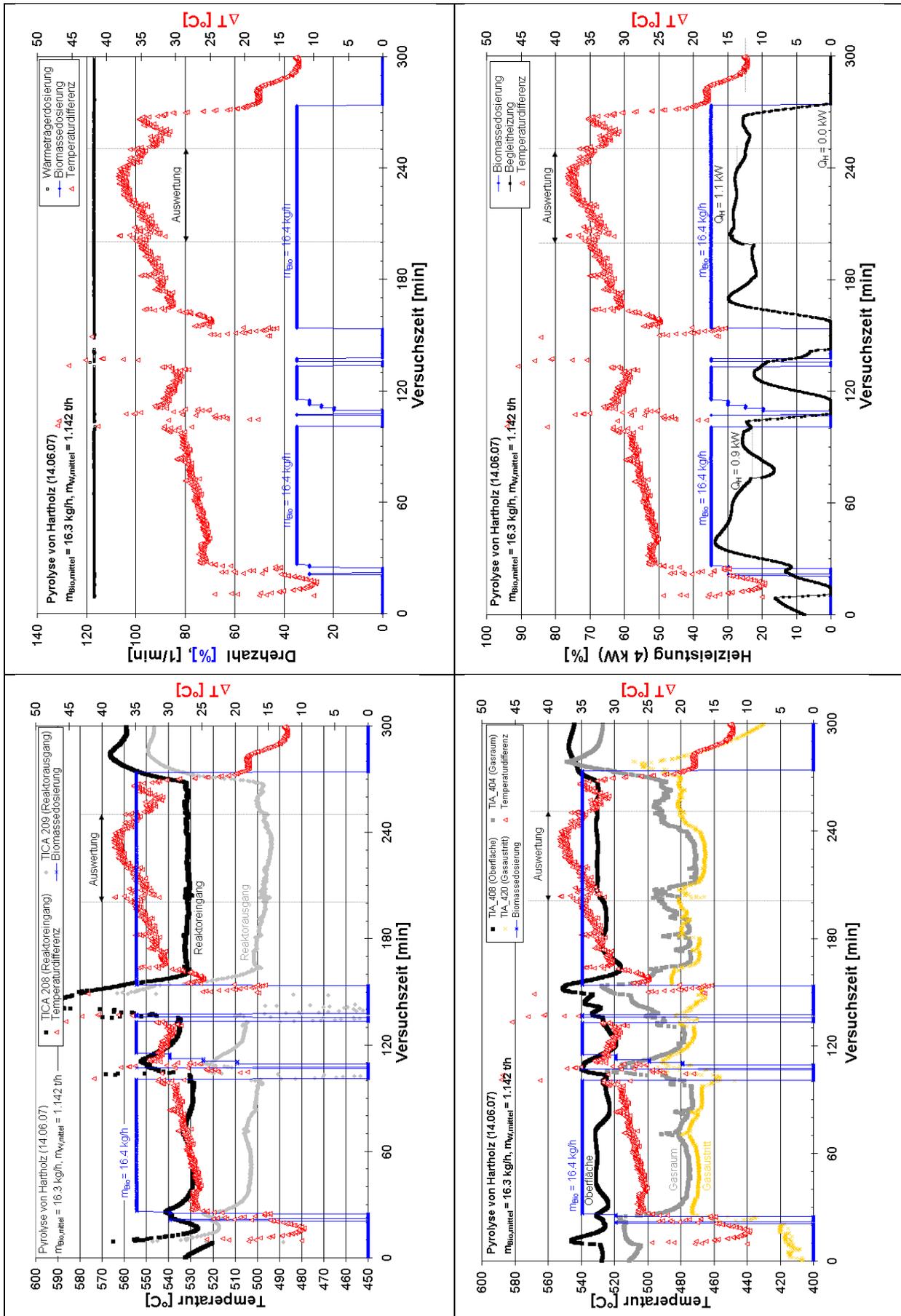
Betriebsdaten Hartholz (12.06.07)



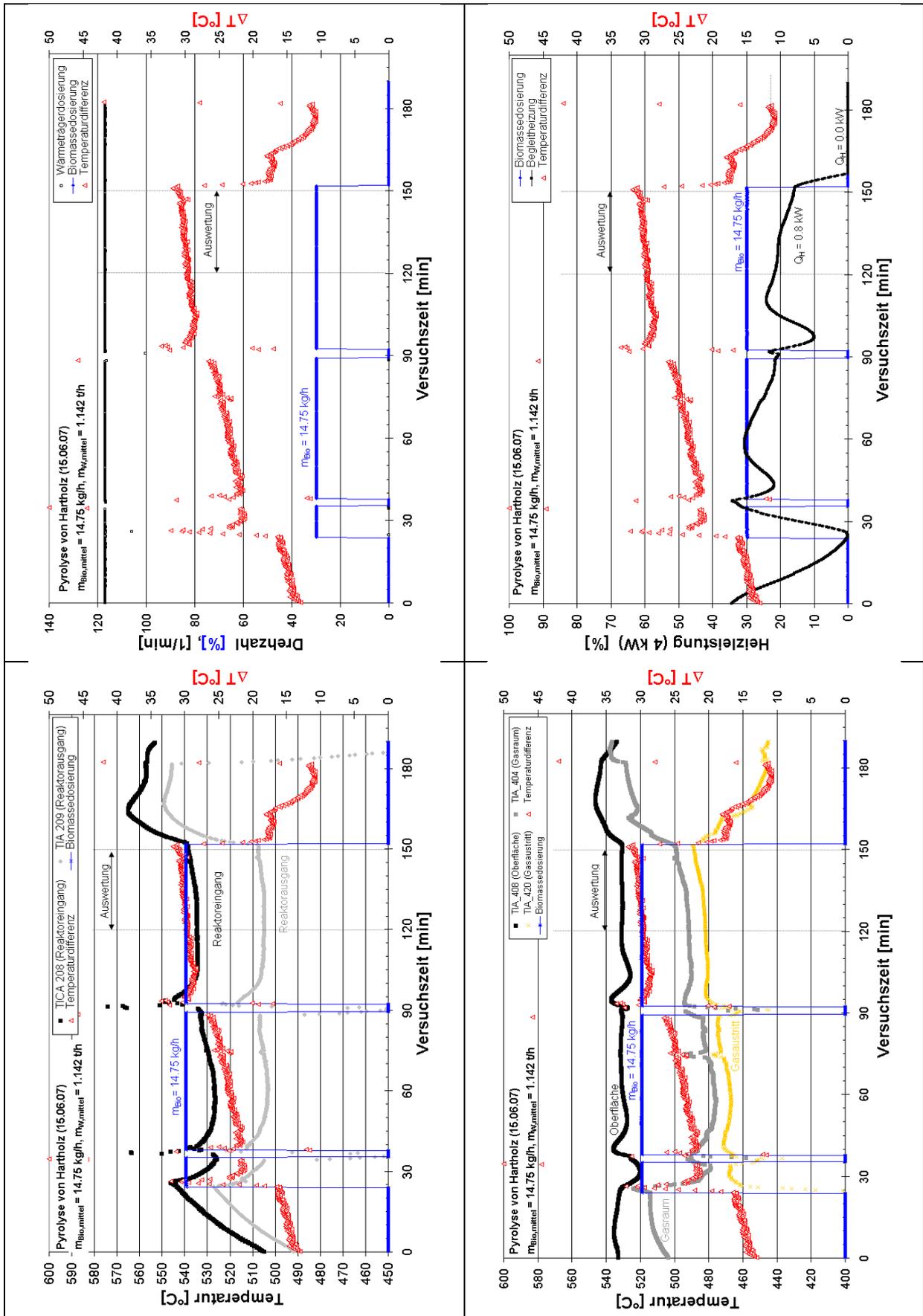
Betriebsdaten Hartholz (13.06.07)



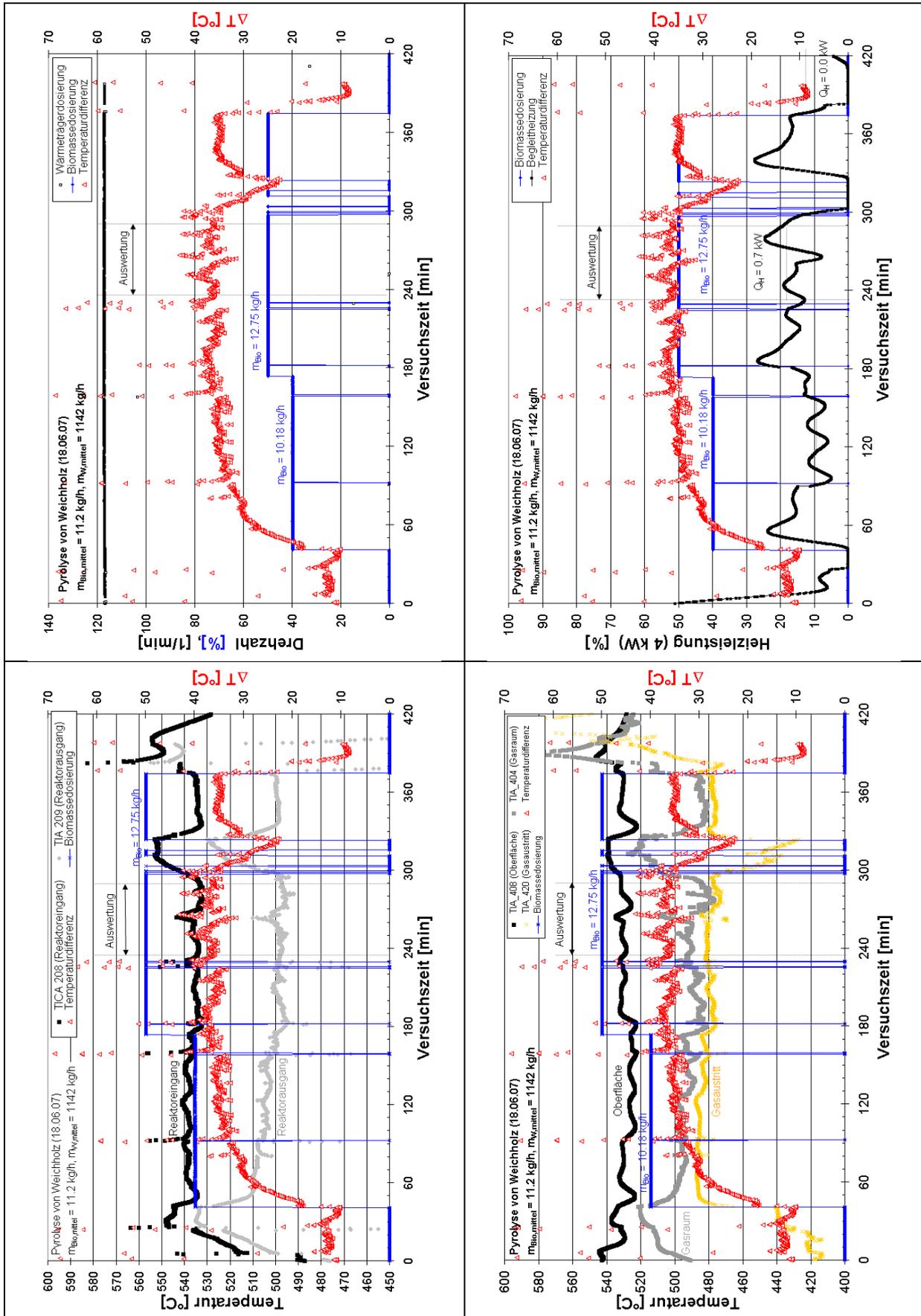
Betriebsdaten Hartholz (14.06.07)



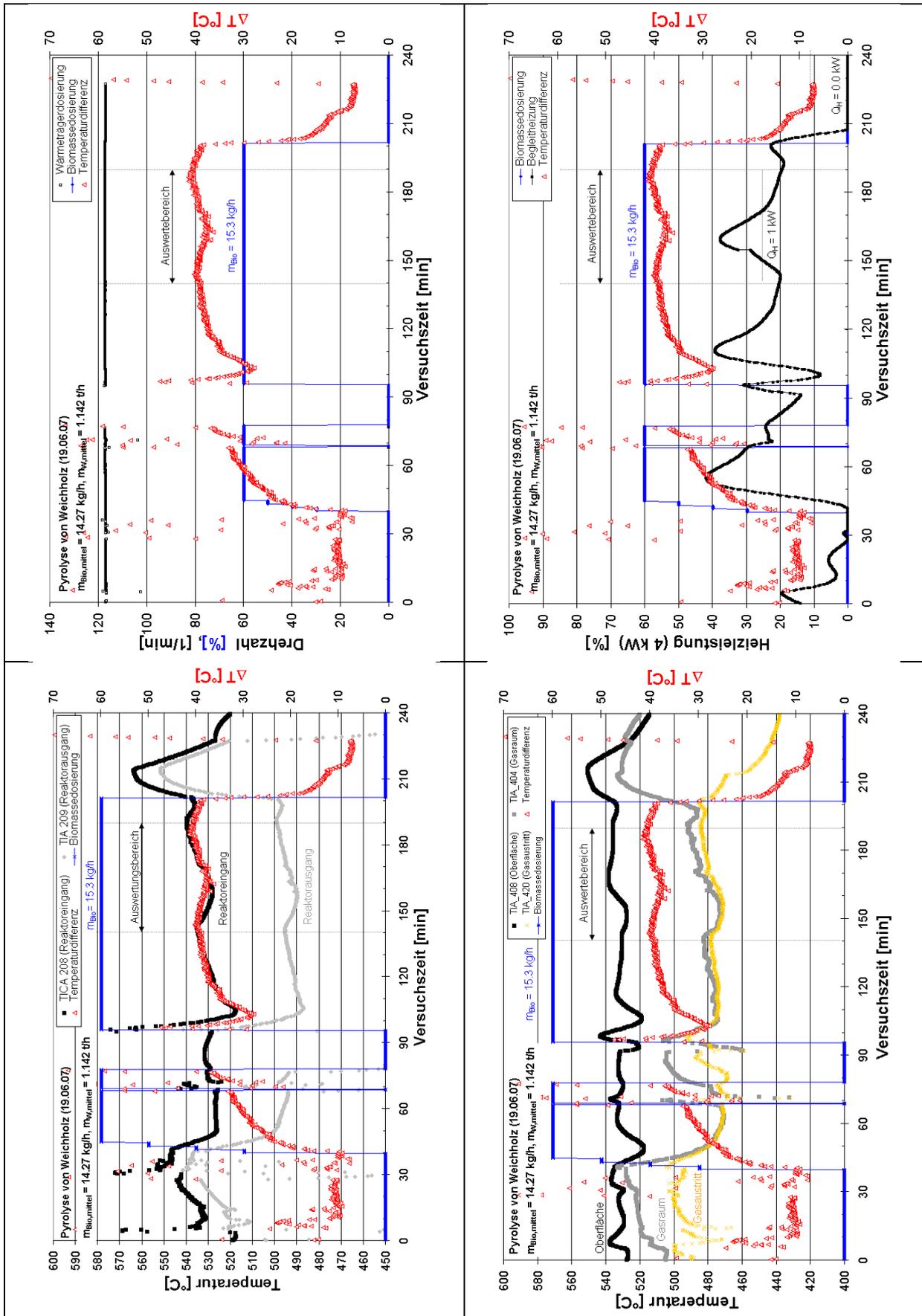
Betriebsdaten Hartholz (15.06.07)



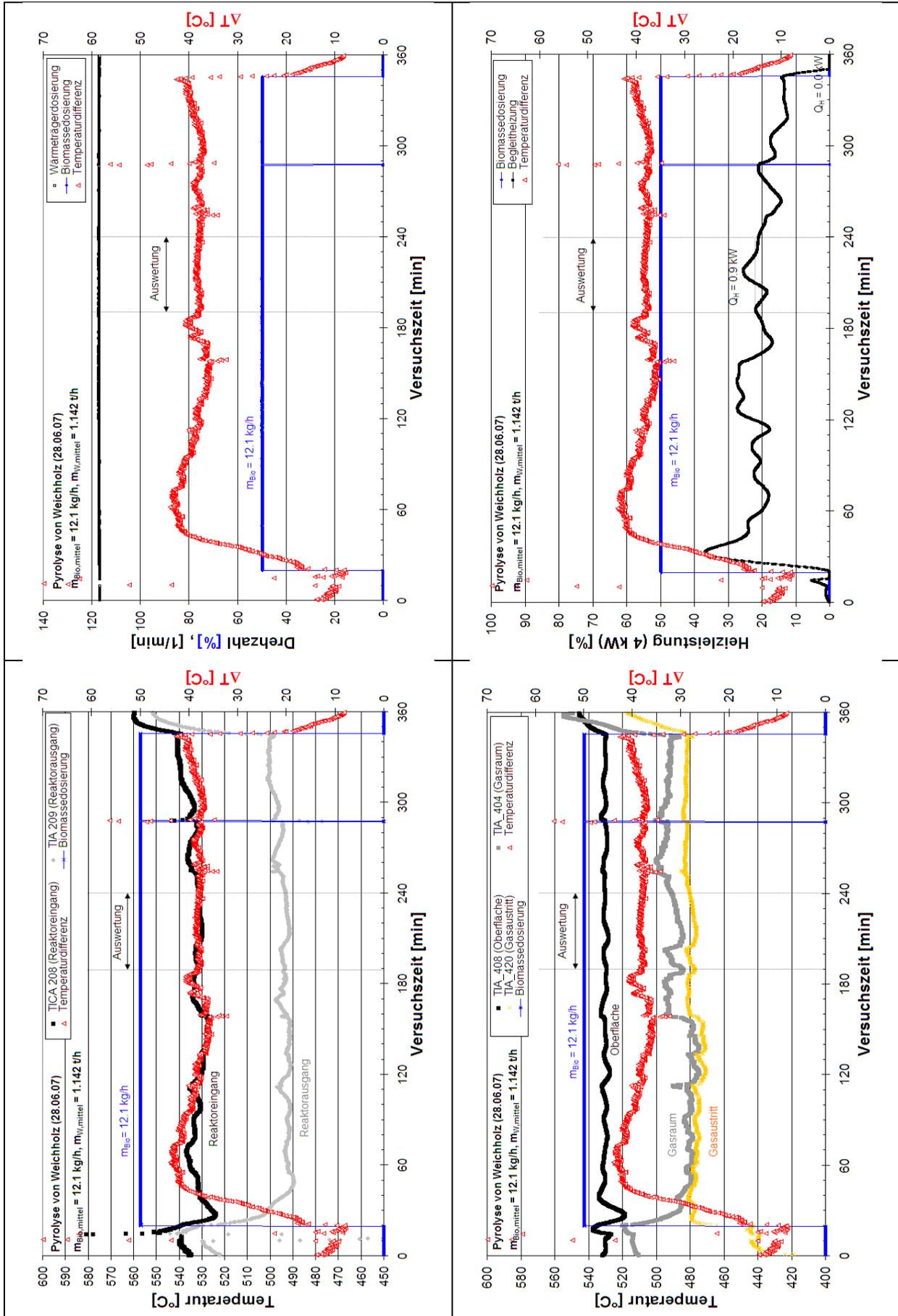
## H 2. Betriebsdaten Weichholz (18.06.07)



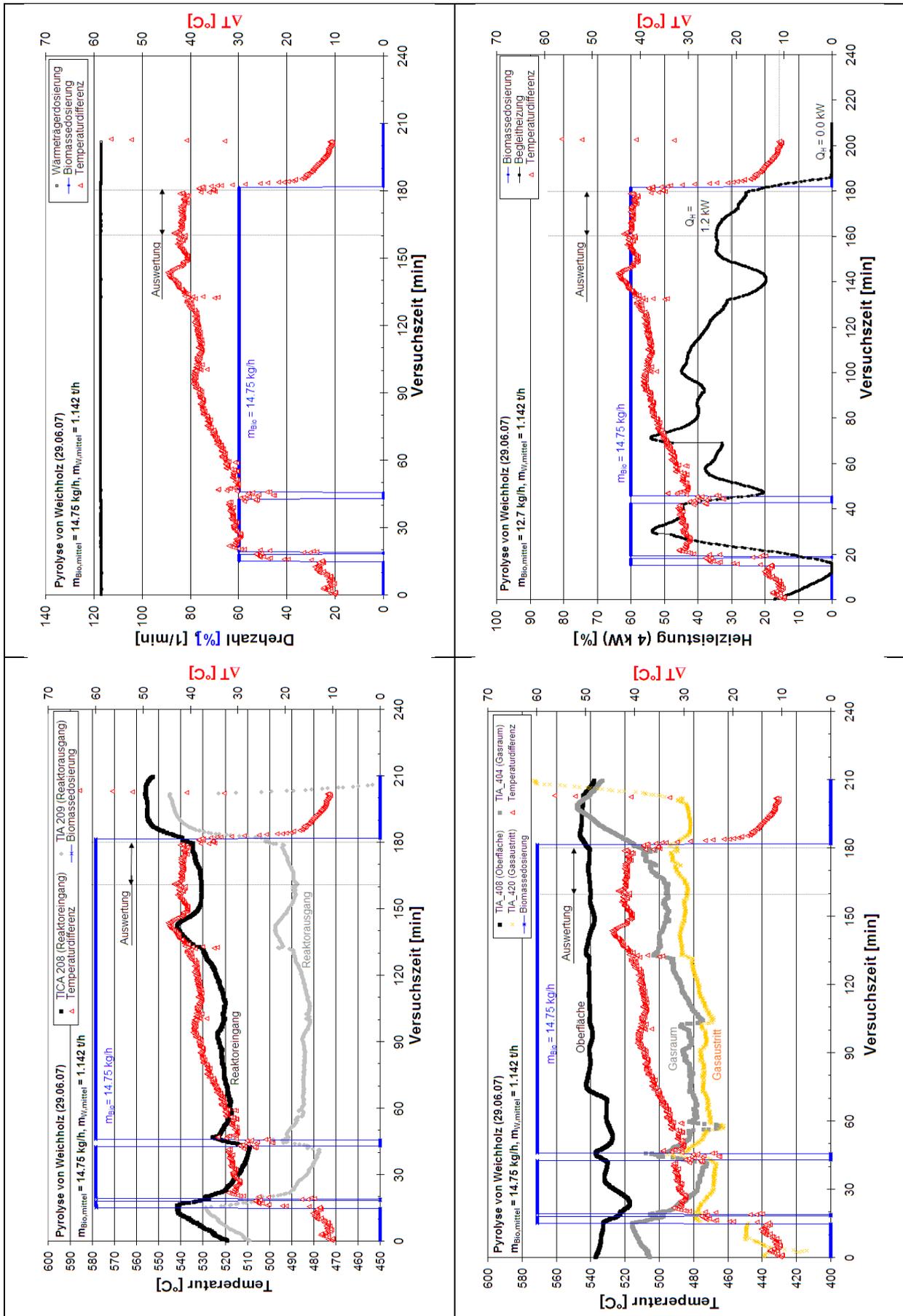
Betriebsdaten Weichholz (19.06.07)



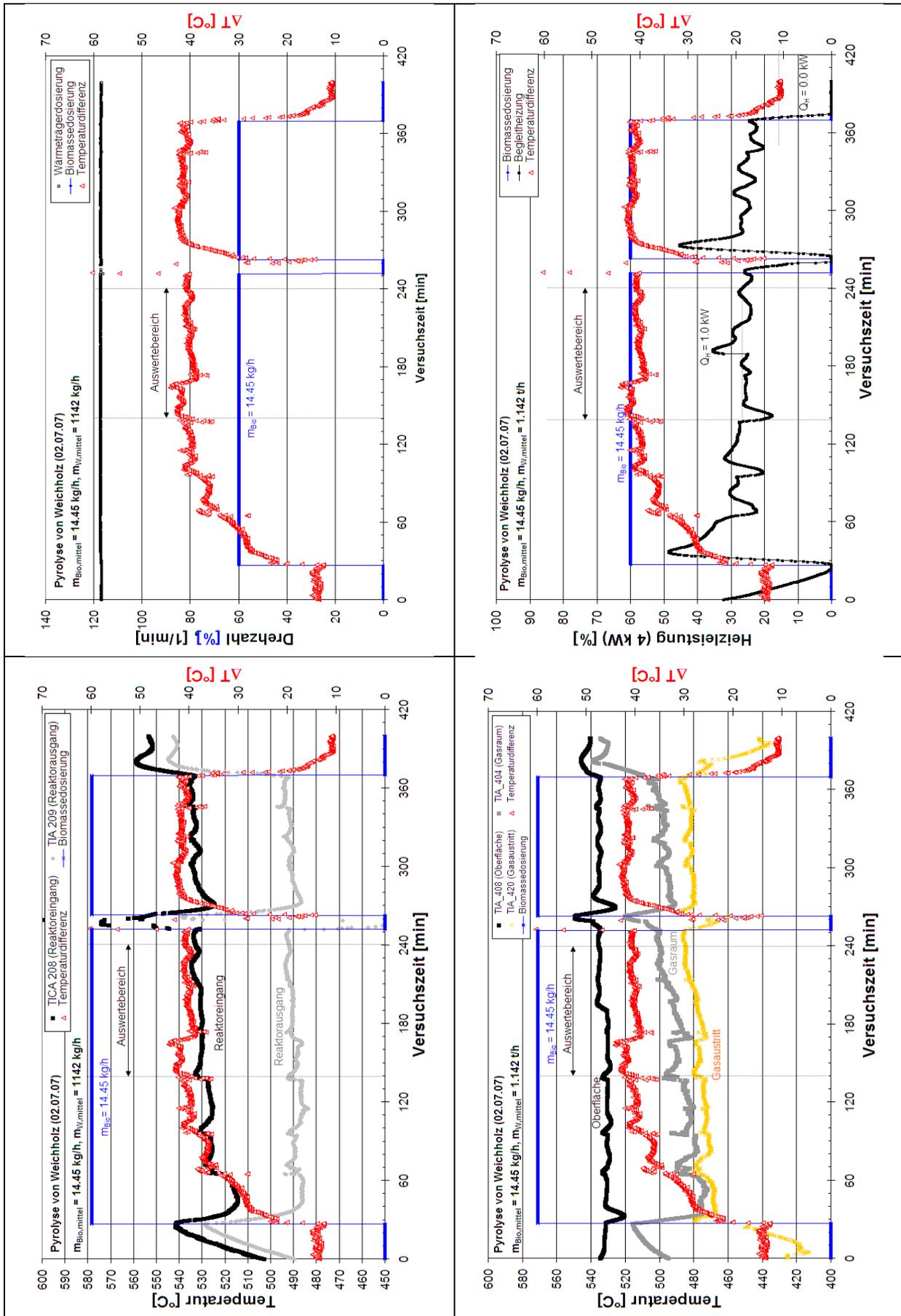
Betriebsdaten Weichholz (28.06.07)



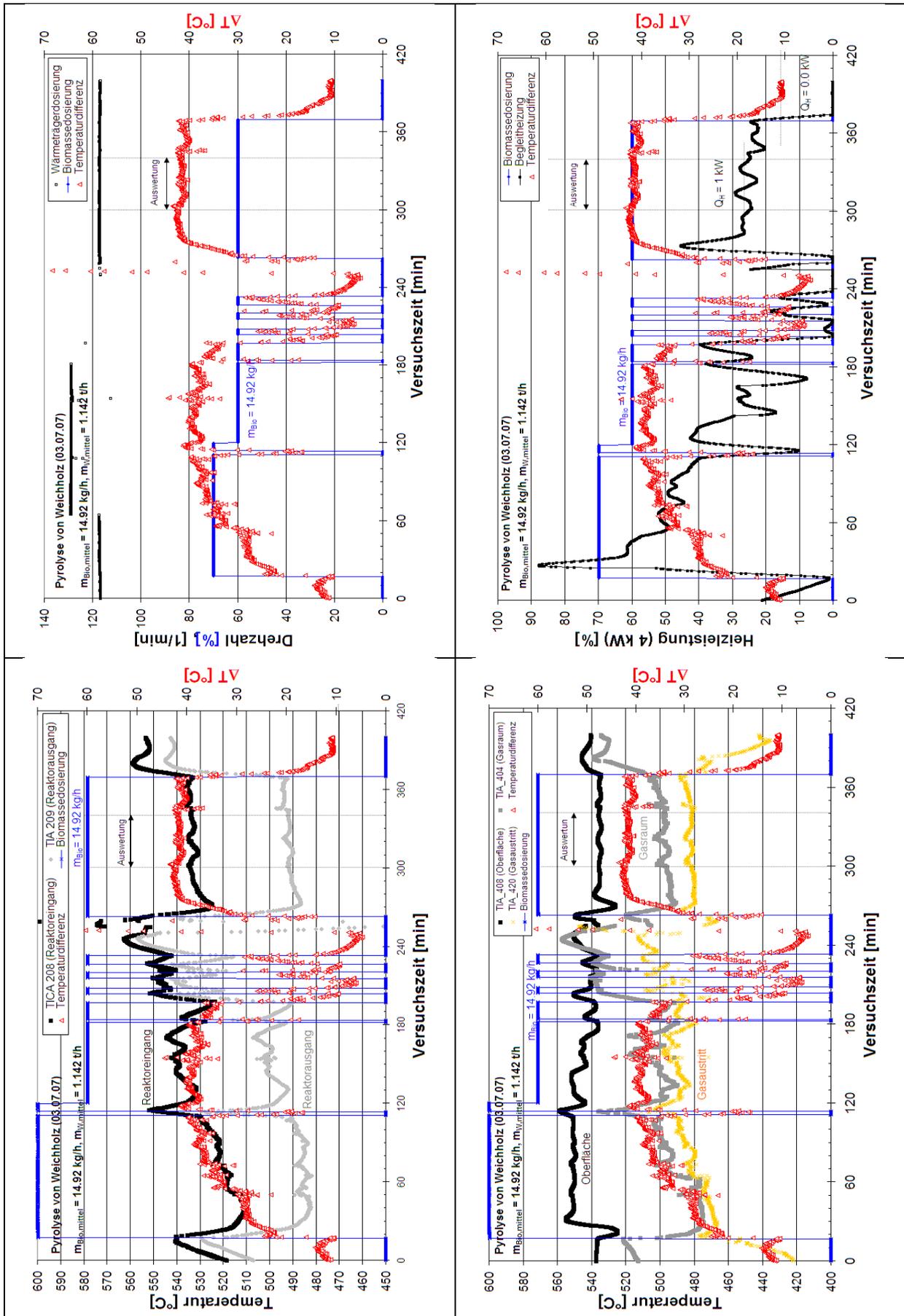
Betriebsdaten Weichholz (29.06.07)



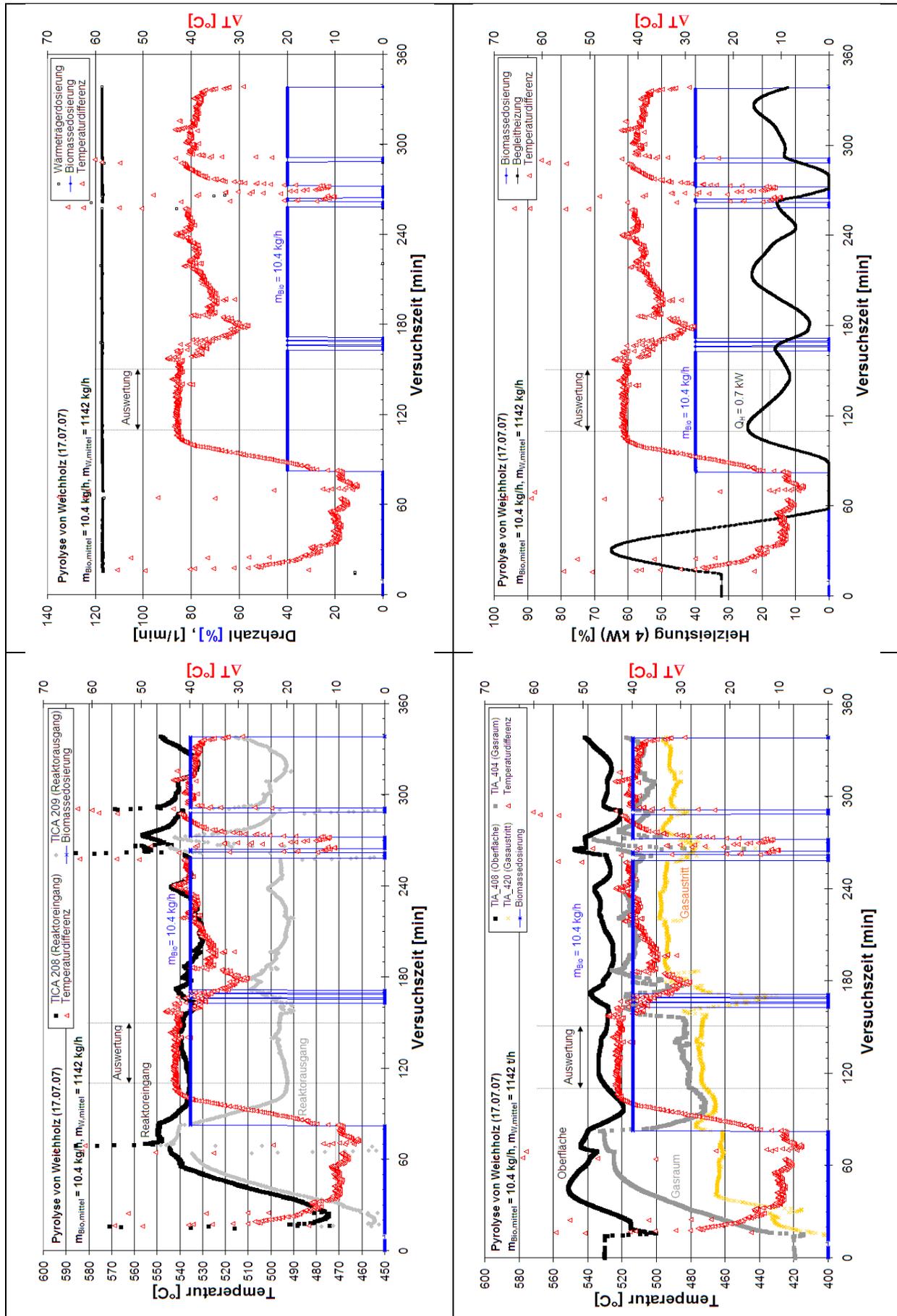
Betriebsdaten Weichholz (02.07.08)



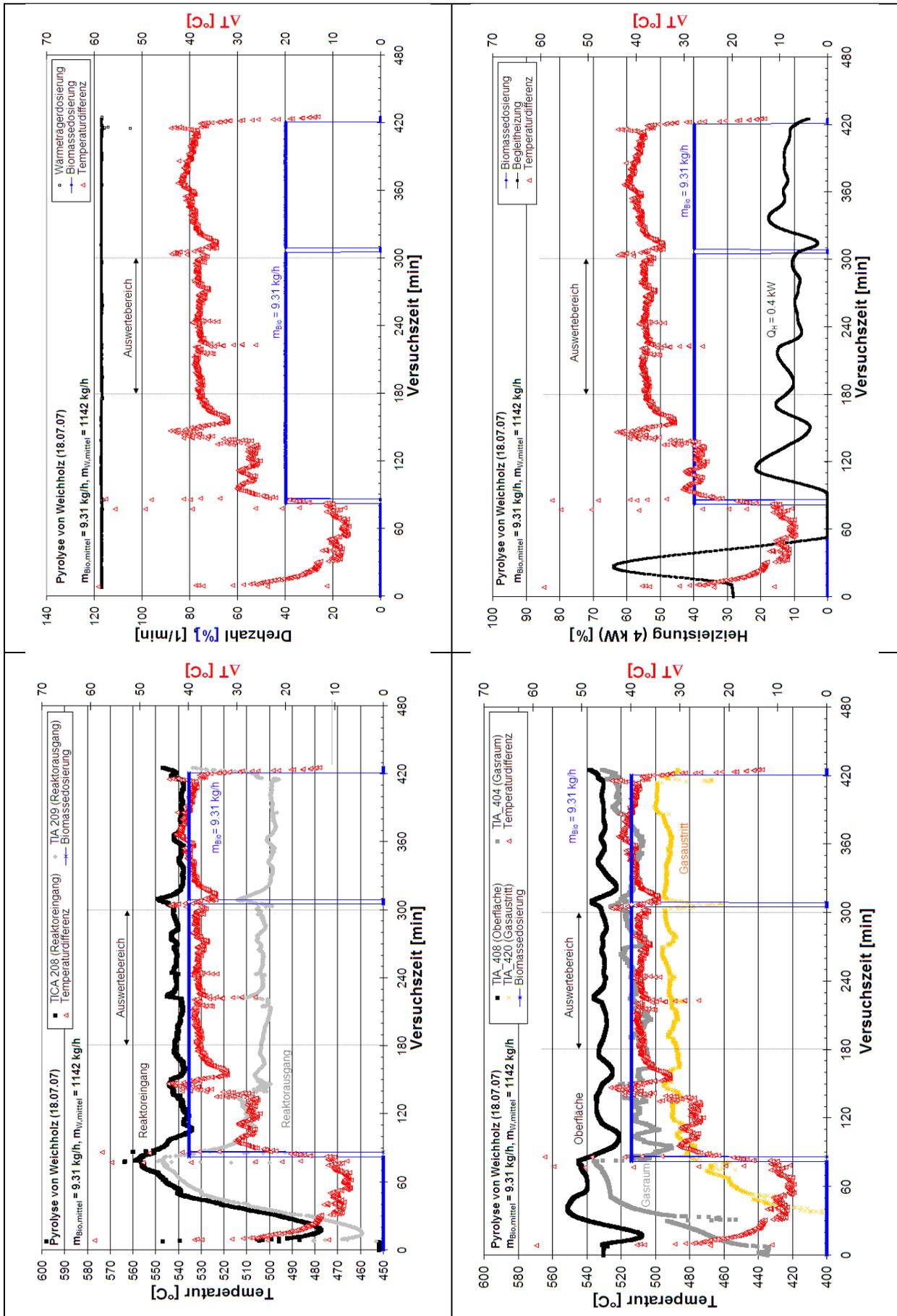
Betriebsdaten Weichholz (03.07.08)



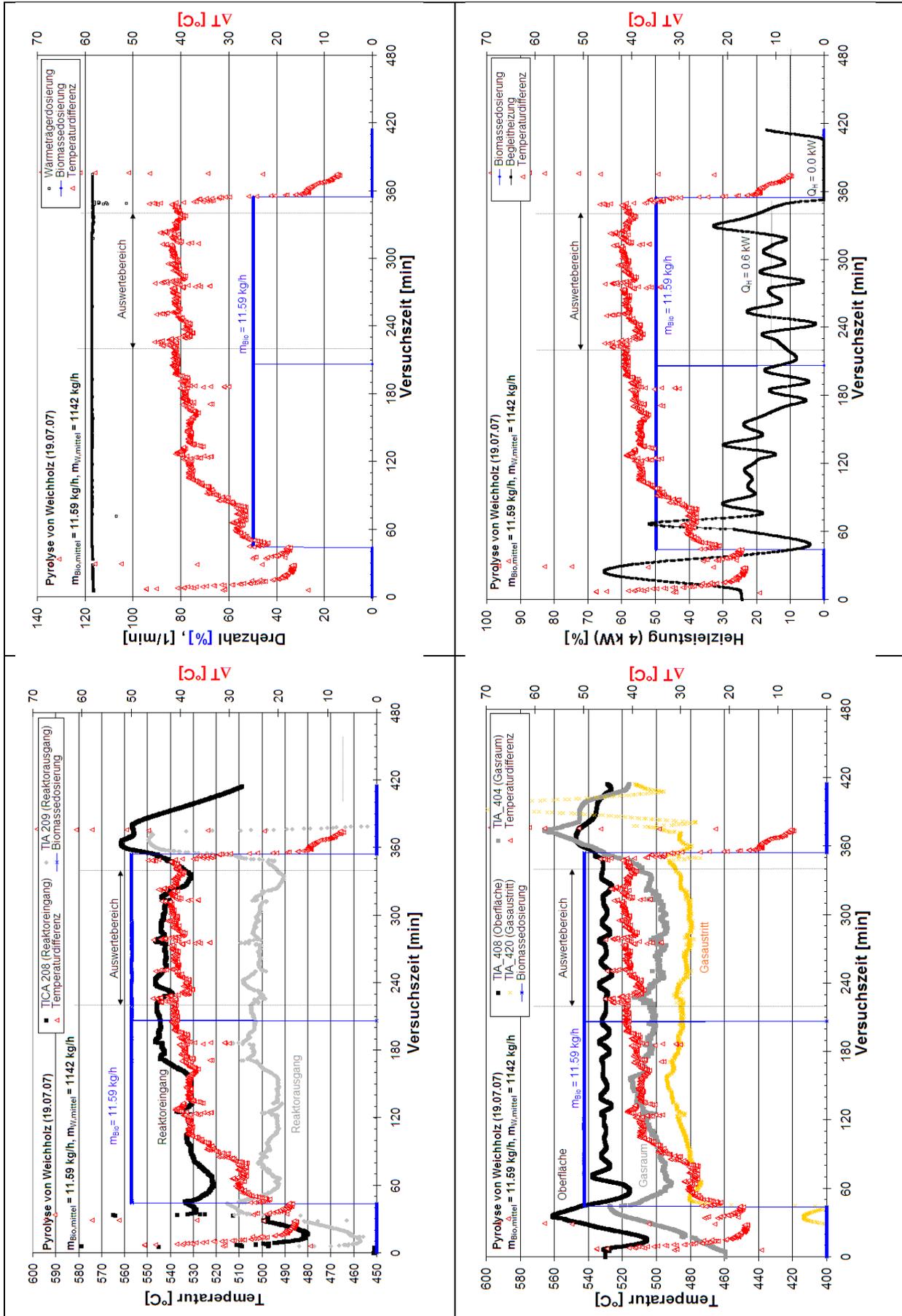
Betriebsdaten Weichholz (17.07.07)



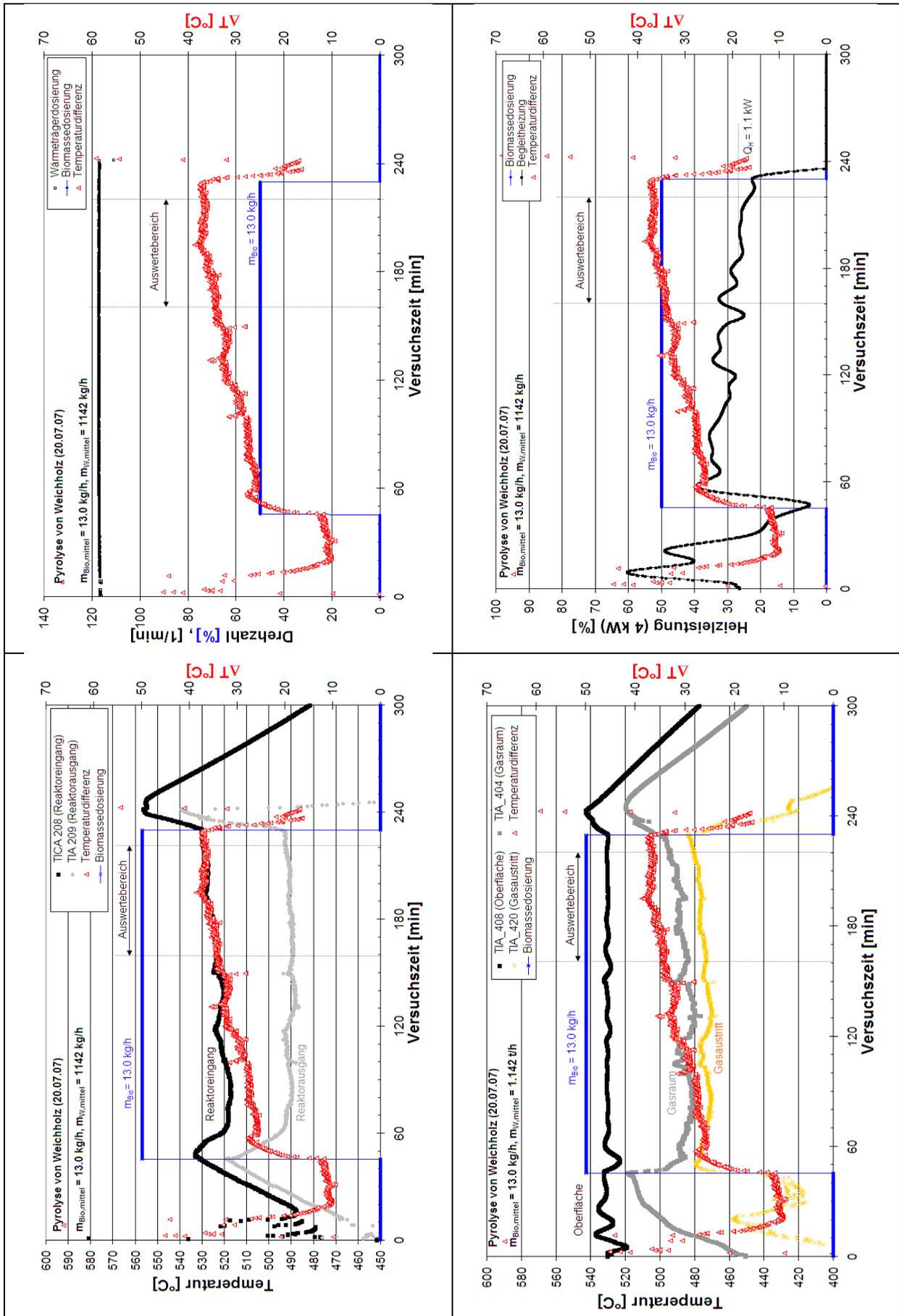
Betriebsdaten Weichholz (18.07.07)



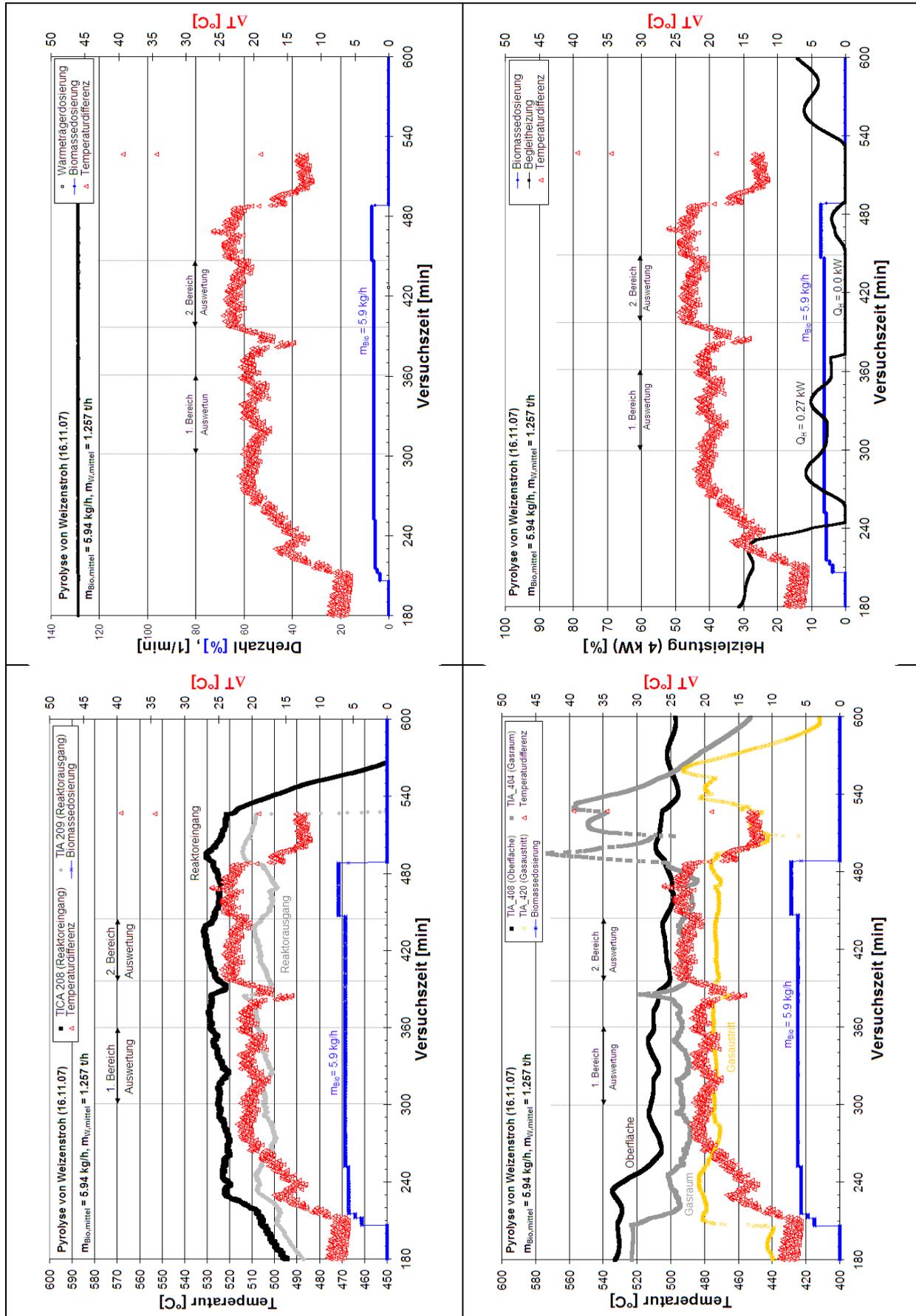
Betriebsdaten Weichholz (19.07.07)



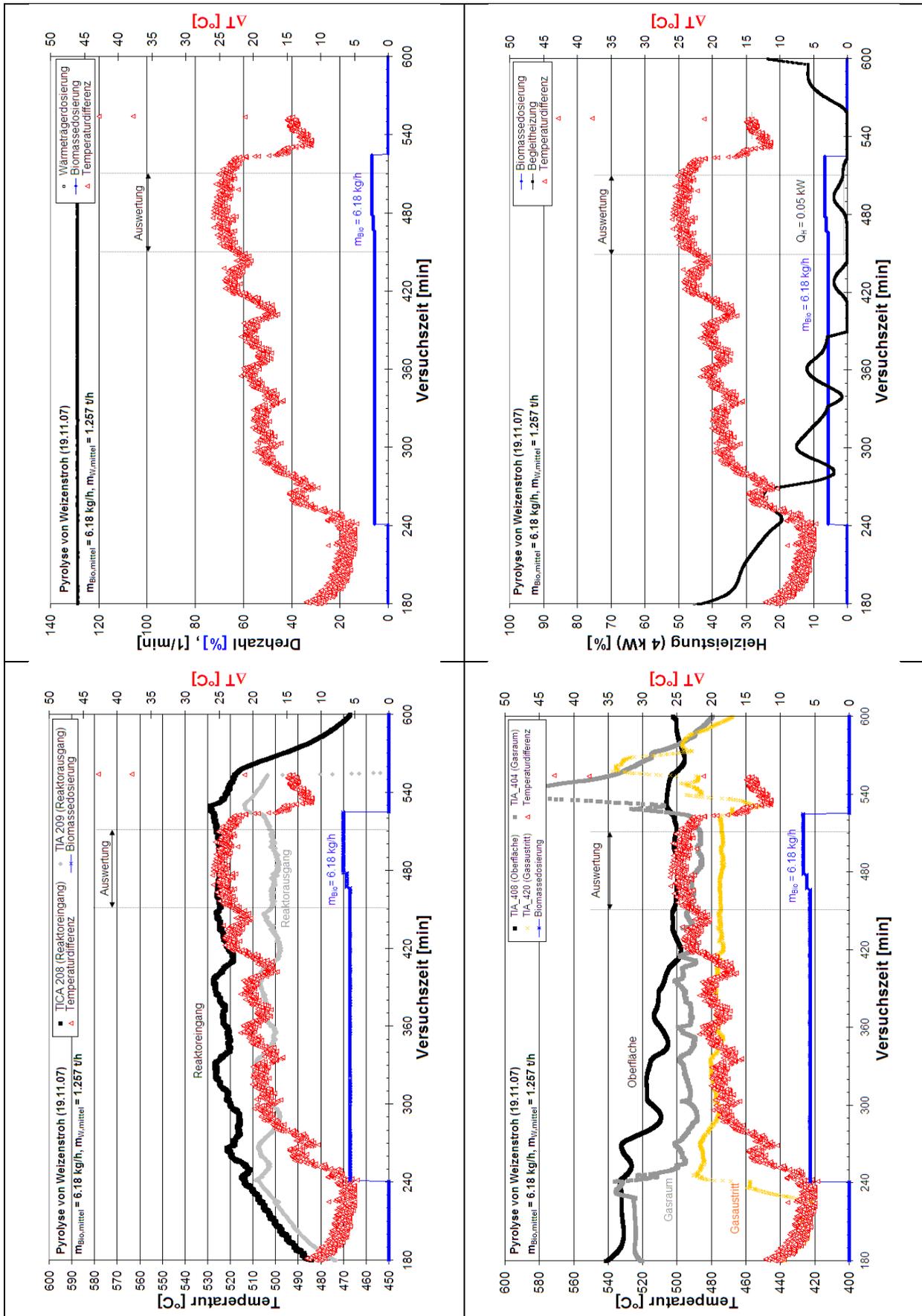
Betriebsdaten Weichholz (20.07.07)



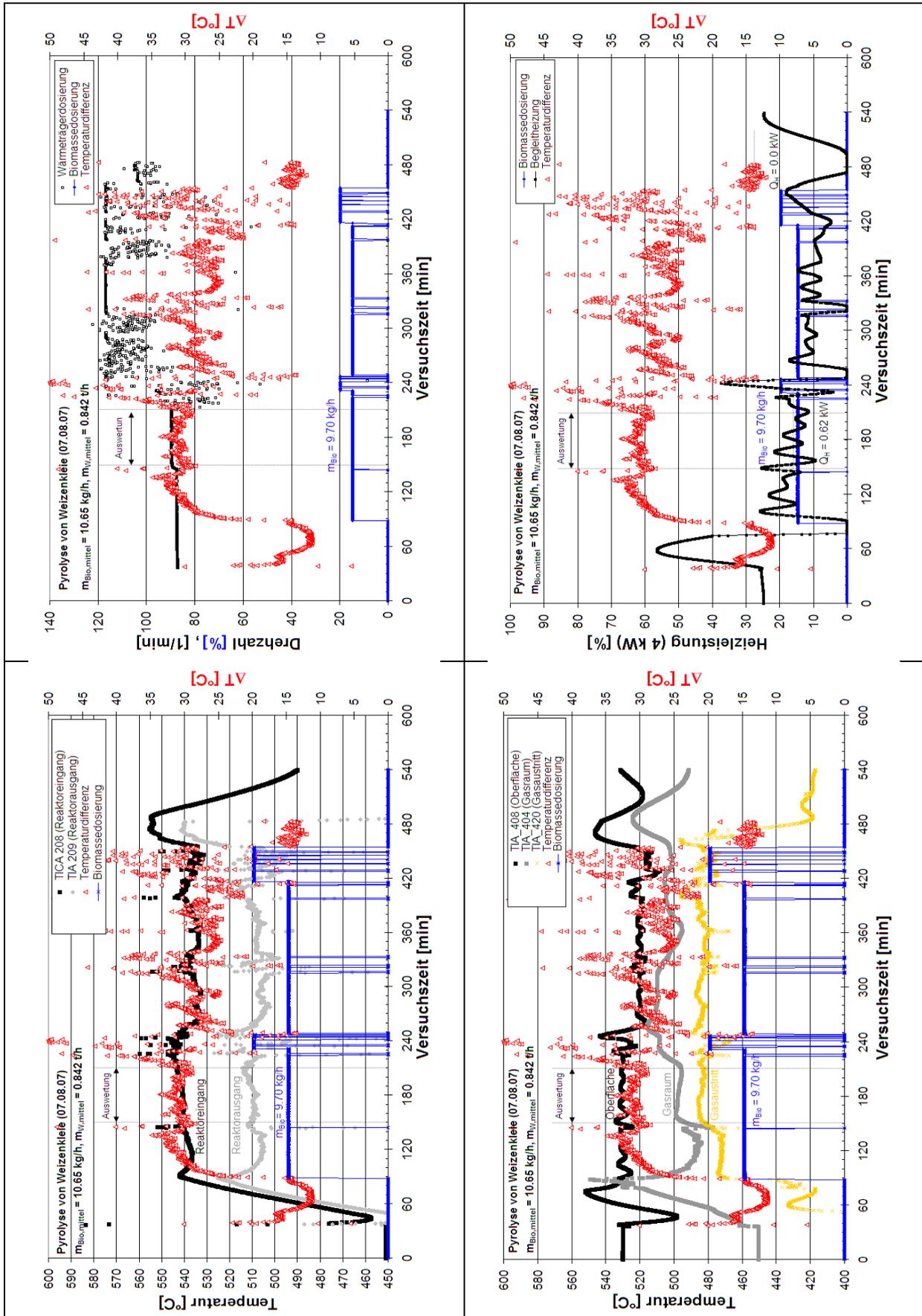
### H 3. Betriebsdaten Weizenstroh (16.11.07)



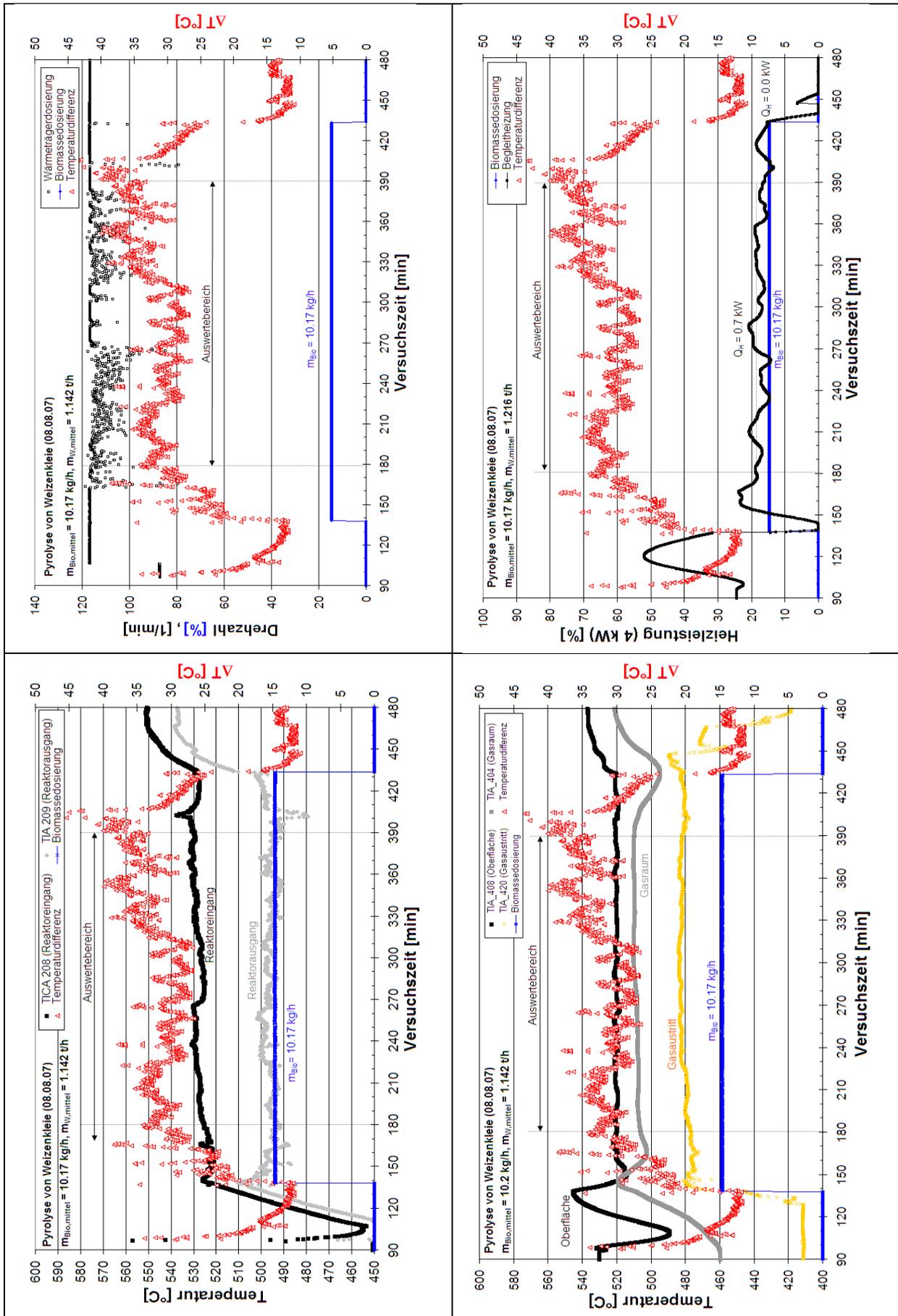
Betriebsdaten Weizenstroh (19.11.07)



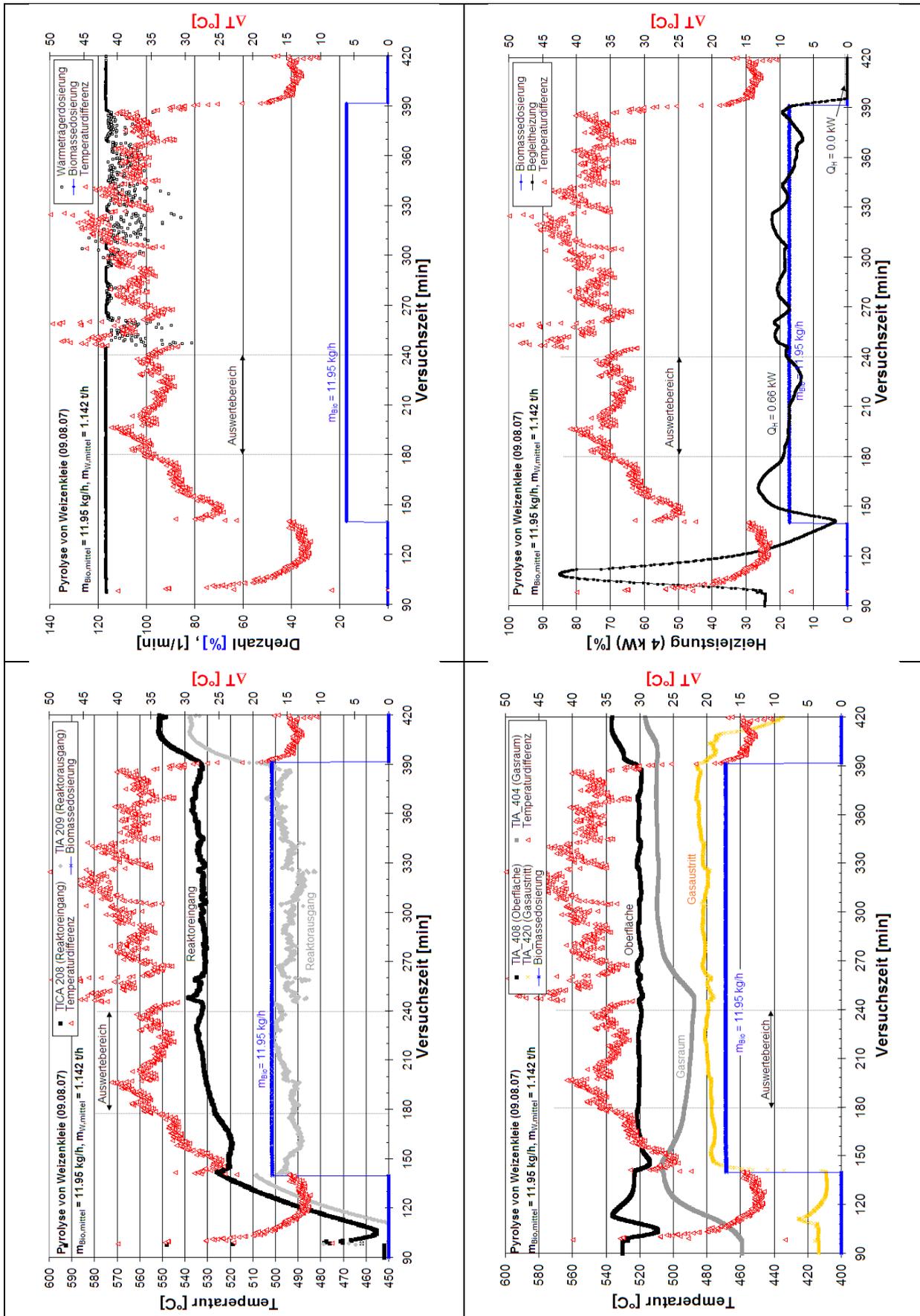
### H 4. Betriebsdaten Weizenkleie (07.08.07)



Betriebsdaten Weizenkleie (08.08.07)



Betriebsdaten Weizenkleie (09.08.07)



## H 5. Bestimmung der Fehlergrenzen von $\Delta h_{pyro}$

Berechnung des spezifischen Wärmebedarfs:

$$\Delta h_{pyro} = \frac{1}{\dot{m}_B} \left( \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T|_W + \dot{Q}_H - \dot{Q}_{H,leer} - \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta T_{leer}|_W \right)$$

Zusammenfassen der Differenzen:

$$\Delta h_{pyro} = \frac{1}{\dot{m}_B} \left( \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta(\Delta T)|_W + \Delta \dot{Q}_H \right)$$

$$y = \Delta h_{pyro} = \frac{1}{\dot{m}_B} \left( \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta(\Delta T)|_W + \Delta \dot{Q}_H \right)$$

Fehlerfortpflanzung nach Gauss (Fehlergrenzen):

$$\Delta y = \left| \frac{\partial y}{\partial \dot{m}_B} \right| \cdot \Delta \dot{m}_B + \left| \frac{\partial y}{\partial \dot{m}_W} \right| \cdot \Delta \dot{m}_W + \left| \frac{\partial y}{\partial \Delta(\Delta T)} \right| \cdot \Delta \Delta(\Delta T) + \left| \frac{\partial y}{\partial \Delta \dot{Q}_H} \right| \cdot \Delta \Delta \dot{Q}_H$$

Ableitungen:

$$\frac{\partial y}{\partial \dot{m}_B} = -\frac{1}{\dot{m}_B^2} \left( \dot{m} \cdot \bar{c} \cdot \Delta(\Delta T)|_W + \Delta \dot{Q}_H \right)$$

$$\frac{\partial y}{\partial \dot{m}} = \frac{\bar{c} \cdot \Delta(\Delta T)}{\dot{m}_B}$$

$$\frac{\partial y}{\partial \Delta \dot{Q}_H} = \frac{1}{\dot{m}_B}$$

$$\frac{\partial y}{\partial \Delta(\Delta T)} = \frac{\dot{m}_W \cdot \bar{c}}{\dot{m}_B}$$

Beispielrechnung für die Fehlergrenzen des spezifischen Wärmebedarf (Bsp. siehe Kap. 7.5.7).

Position	Wert / Einheit	Fehlerbandbreite	Ableitung	Fehler·Ableitung
$\dot{m}_B$	0.0026 kg/s	±5%	563393008	74415 J/kg
$\dot{m}_W$	0.3172 kg/s	±2.5%	2782334.38	22065 J/kg
$\dot{Q}_H$	2700 W	±10%	-	-
$\dot{Q}_{H,leer}$	1100 W	±10%	-	-
$\Delta \dot{Q}_H$	1600 W	±20%	378.548896	121136 J/kg
$\Delta T$	18.7 K	±1 K		
$\Delta T_{leer}$	8.3 K	±1 K	-	-
$\Delta T$	10.5 K	±2 K	84058.8854	168118 J/kg
c	700 J/(kg·K)	-		
			Summe	±0.4 MJ/kg

## H 6. Daten zur Abschätzung der Reaktionsenthalpie aus $\Delta h_{pyro}$

Stoffe	$c_{p,mittel}$ J/(g·K)	T-Bereich °C	$\Delta h$ MJ/kg	Massenanteil kg/kg	h MJ/kg
<b>Hartholz</b>	1.82	20-270	0.455	1.000	0.455
Koks+Asche	1.49	270-500	0.343	0.205	0.070
Gase	1.25	270-500	0.287	0.165	0.047
Reaktionswasserdampf	k.A.*	270-500	0.474	0.132	0.063
Kondensate ohne H <sub>2</sub> O	2.80	270-500	0.644	0.498	0.321
$\Sigma$	-	-	-	-	<b>0.956</b>

Stoffe	$c_{p,mittel}$ J/(g·K)	T-Bereich °C	$\Delta h$ MJ/kg	Massenanteil kg/kg	h MJ/kg
<b>Weichholz</b>	1.82	20-270	0.455	1.000	0.455
Koks+Asche	1.49	270-500	0.343	0.173	0.059
Gase	1.25	270-500	0.287	0.184	0.053
Reaktionswasserdampf	k.A.*	270-500	0.474	0.127	0.060
Kondensate ohne H <sub>2</sub> O	2.80	270-500	0.644	0.517	0.333
$\Sigma$	-	-	-	-	<b>0.960</b>

Stoffe	$c_{p,mittel}$ J/(g·K)	T-Bereich °C	$\Delta h$ MJ/kg	Massenanteil kg/kg	h MJ/kg
<b>Weizenstroh</b>	1.82	20-270	0.455	1.000	0.455
Koks+Asche	1.49	270-500	0.343	0.271	0.093
Gase	1.25	270-500	0.287	0.268	0.077
Reaktionswasserdampf	k.A.*	270-500	0.474	0.163	0.077
Kondensate ohne H <sub>2</sub> O	2.80	270-500	0.644	0.298	0.192
$\Sigma$	-	-	-	-	<b>0.894</b>

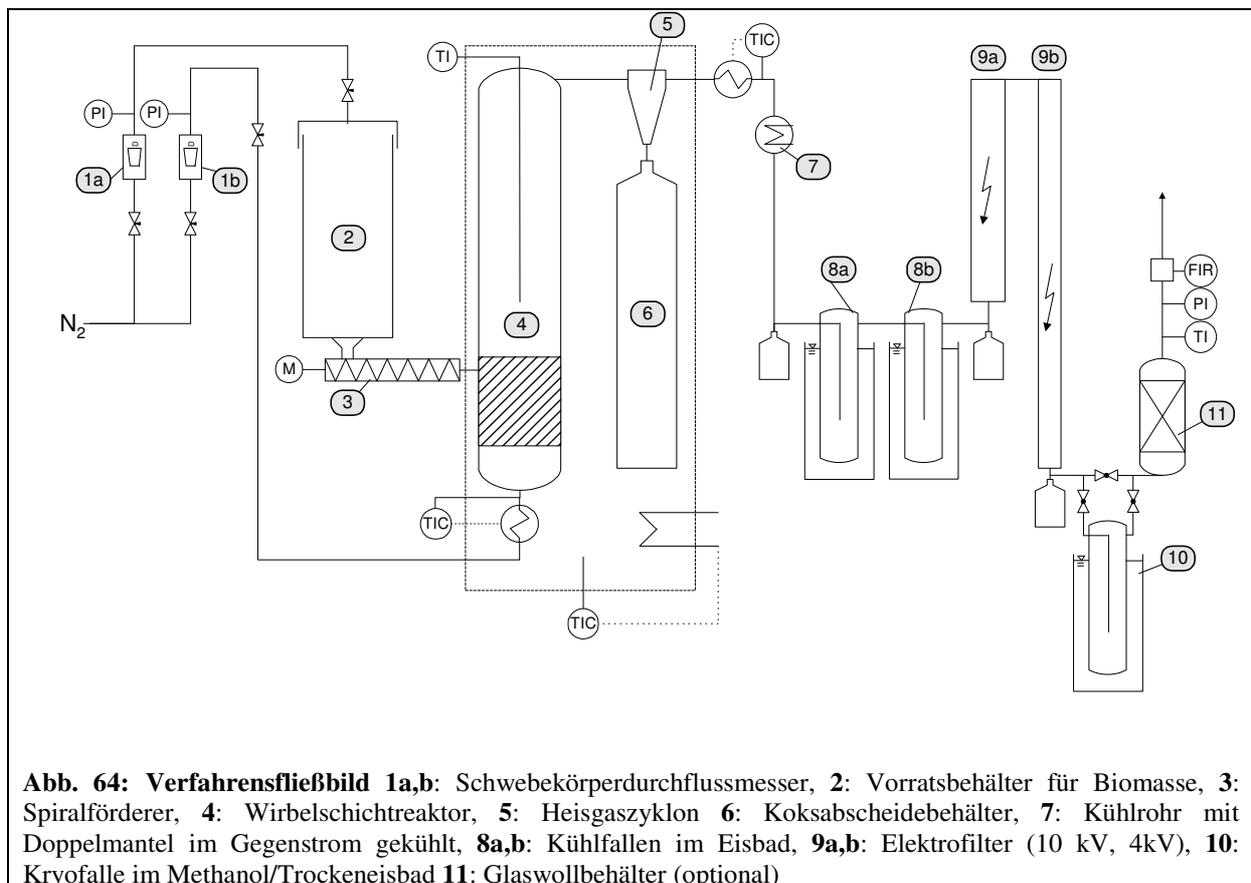
Stoffe	$c_{p,mittel}$ J/(g·K)	T-Bereich °C	$\Delta h$ MJ/kg	Massenanteil kg/kg	h MJ/kg
<b>Weizenkleie</b>	1.82	20-270	0.455	1.000	0.455
Koks+Asche	1.49	270-500	0.343	0.207	0.071
Gase	1.25	270-500	0.287	0.248	0.071
Reaktionswasserdampf	k.A.*	270-500	0.474	0.139	0.066
Kondensate ohne H <sub>2</sub> O	2.80	270-500	0.644	0.406	0.262
$\Sigma$	-	-	-	-	<b>0.925</b>

Pyrolysegase	$c_{p,200^\circ\text{C}}$ J/(g·K)	$c_{p,500^\circ\text{C}}$ J/(g·K)	Interpoliert J/(g·K)	Massenanteil (%)	Anteile J/(g·K)
H <sub>2</sub>	14.41	14.55	14.5	0.03	0.50
CO	1.055	1.13	1.1	7.44	8.20
CH <sub>4</sub>	2.81	3.85	3.4	0.76	2.60
CO <sub>2</sub>	1.00	1.15	1.1	17.51	19.11
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2.18	2.95	2.7	0.14	0.36
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2.49	3.51	3.1	0.24	0.76
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.16	3.44	2.9	0.22	0.64
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2.28	3.39	3.0	0.42	1.23
				26.76	<b>1.25</b>

# I Wirbelschichtuntersuchungen

## I 1. Beschreibung der Laboranlage

Als Ergänzung und zum Vergleich mit der Schnellpyrolyse im Doppelschneckenreaktor wurden Untersuchungen in einer Laborwirbelschicht durchgeführt. Der Wirbelschichtreaktor mit einem Nenndurchmesser von 40 mm und 350 mm Höhe wird auf ca. 500°C beheizt und bei  $p = 1$  bar mit ca. 0.6 Nm<sup>3</sup>/h Stickstoff durchströmt. Diese Gasgeschwindigkeiten sind ausreichend, um bei Betriebstemperatur ein Wirbelbett (90g Bettmaterial) mit den durchschnittlich 450 µm großen Quarzsandpartikeln zu erzeugen. In Abb. 64 ist das Verfahrensfliessbild der Laboranlage dargestellt.



Beim Versuchsbetrieb wird zunächst der Vorratsbehälter mit 120g Biomasse gefüllt, verschlossen und mit Stickstoff beaufschlagt, um zum einen den restlichen Luftsauerstoff aus der Biomasse zu verdrängen und ein Druckgefälle zu erzeugen, so dass keine Dämpfe aus dem Reaktor in den Behälter zurückströmen um dort zu kondensieren. Nach einer Aufheizphase von Reaktor, Heißgaszyklon und Koksbehälter auf  $T = 500^{\circ}\text{C}$  kann die Förderung mittels einer Spirale in dem Reaktor beginnen.

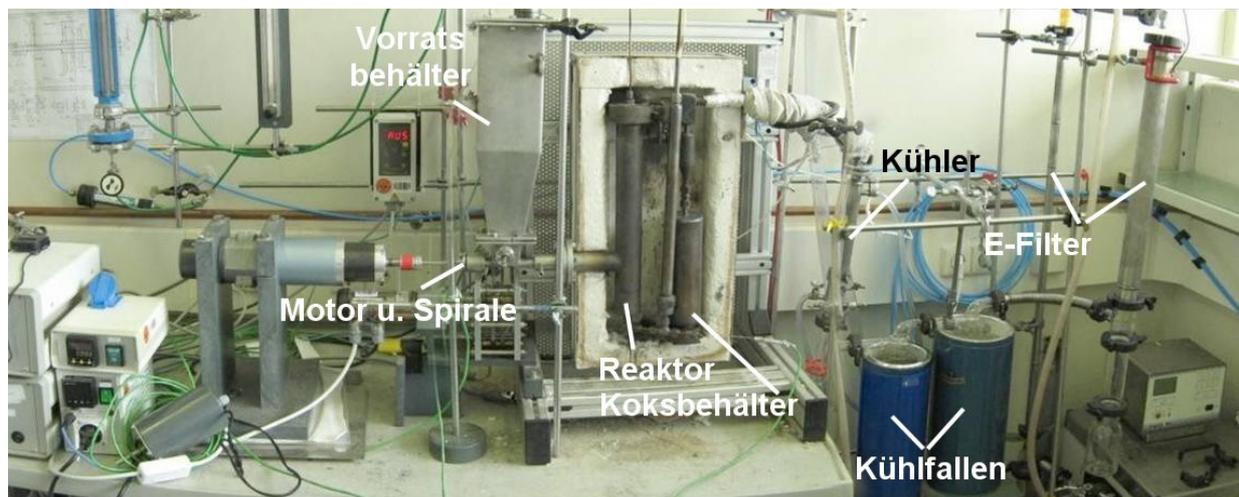
Zunächst werden mitgerissene Kokspartikeln durch den Fliehkraftabscheider abgetrennt. Die entstehenden Gase und Dämpfe werden nach dem Verlassen des beheizten Reaktionsraumes durch einen Doppelmantel-Kühler mit einer Vorlauftemperatur von 14°C im Gegenstrom heruntergekühlt. Anschließend durchläuft das Gas eine in Reihe geschaltete Strecke von zwei Kühlfallen und zwei Elektrofiltern. In den Kühlfallen fällt meist ein Produkt mit hohem Wassergehalt und geringer Viskosität an, während in den Elektrofiltern eine fast komplette

Abscheidung von Aerosole aus zähflüssigem Teer und feinen Kokspartikeln stattfindet. Der zweite Elektrofilter ist redundant, um im Falle einer Störung des ersten Filters kurzzeitig aushelfen zu können. Letzte Reste kondensierbarer Anteile werden durch eine Tieftemperatur-Kryofalle ( $< -60^{\circ}\text{C}$ ) abgeschieden. Anschließend wird das Gas in einer Beruhigungsstrecke auf Raumtemperatur gebracht und mittels einer Gasuhr quantifiziert ( $V_{\text{gesamt}}$ ). In der Beruhigungsstrecke werden zwei Gasproben je 200 ml entnommen, um offline eine gaschromatographische Analyse des Prozessgases durchzuführen. Für die Auswertung der Versuche wird die Zeit  $\Delta t$  für die Pyrolyse gestoppt. Das Volumen des Pyrolysegases wird wie folgt bestimmt:

$$V_{\text{Gas}} = V_{\text{gesamt}} - \dot{V}_{\text{N}_2} \cdot \Delta t$$

Die Masse des Pyrolysegases wird bestimmt, indem die durchschnittliche Molmasse des Pyrolysegases anhand der gaschromatographischen Analyse berechnet und das Pyrolysegasvolumen auf Standardbedingungen durch die Idealgasgleichung umgerechnet wird:

$$\tilde{M}_{\text{Gas}} = \frac{1}{V_{\text{Gas}}} \cdot \sum_{i=1}^N \tilde{M}_i \cdot V_{\text{Gas},i} \rightarrow m_{\text{Gas}} = \frac{1}{22,41 \text{ dm}^3 / \text{mol}} \cdot V_{\text{Gas},0^{\circ}\text{C},1.013\text{bar}} \cdot \tilde{M}_{\text{Gas}}$$



**Abb. 65: Laboranlage: Reaktor, Zyklon und Koksbehälter sind in einem beheizten und isolierten Kasten untergebracht.**

Die weitere Bilanzierung des Versuchs gestaltet sich durch Wägung der einzelnen Anlagenteile. Zunächst werden die einzelnen Anlagenteile auseinandgebaut und der Gewichtsunterschied vor und nach dem Versuch bestimmt. Der Koksanteil wird durch die Gewichtszunahme des Sandbettes und die Menge des im Zyklon abgeschiedenen Kokses bestimmt. Hinzu kommt außerdem die kleine Menge an Kokspartikeln, die durch unvollständige Abscheidung des Zyklons im Kondensat gelandet sind. Die Trennung erfolgt durch Lösen des Kondensats in Methanol und Filtration. Der getrocknete Filter wird zurückgewogen und die Masse der Kokspartikeln im Kondensat somit quantifiziert. Der abgeschiedene Anteil in der Kryofalle wird ebenfalls durch Differenzwägung bestimmt. Per Definition kann aber nicht der gesamte gemessene Anteil der Kryofalle dem Kondensat zugerechnet werden, da hier Anteile kondensiert sind, die bei Raumtemperatur in die Gasphase übergehen. Deshalb wird der Inhalt der Kryofalle mit der Raumtemperatur ins Gleichgewicht gebracht und anschließend noch mal gewogen. Der verbleibende Anteil in der Kryofalle ist dem Kondensat, der verdampfte Anteil rein formal der Pyrolysegasmenge zu addieren.

## I 2. Bilanzen für Weizenstroh, Hartholz und Weizenkleie

Weizenstroh (roh)	No. 1		No. 2		No. 3		Mittel
	31.01.07 (30)		30.05.07 (47)		31.05.07 (48)		
	g	%	g	%	g	%	
m <sub>Bio</sub>	120	100	120	100	120	100	<b>100</b>
m <sub>Koks+Asche</sub>	25.41	21.2	26.72	22.3	28.30	23.6	<b>22.3</b>
m <sub>Kondensat</sub>	63.67	53.1	62.13	51.8	61.61	51.3	<b>52.1</b>
m <sub>Gas</sub>	32.02	26.7	26.59	22.2	22.27	18.6	<b>22.5</b>
m <sub>Differenz</sub>	-1.1	-0.9	4.6	3.8	7.8	6.5	<b>3.1</b>

(waf)	No. 1		No. 2		No. 3		Mittel
	31.01.07 (30)		30.05.07 (47)		31.05.07 (48)		
	g	%	g	%	g	%	
m <sub>Bio,wf</sub>	111.72	-	111.72	-	111.72	-	-
m <sub>Bio,waf</sub>	107.14	100.0	107.14	100.0	107.14	100.0	<b>100</b>
m <sub>Koks</sub>	20.83	19.4	22.14	20.7	23.72	22.1	<b>20.7</b>
m <sub>Kondensat</sub>	55.39	51.7	53.85	50.3	53.33	49.8	<b>50.6</b>
m <sub>Gas</sub>	32.02	29.9	26.59	24.8	22.27	20.8	<b>25.2</b>
m <sub>Differenz</sub>	-1.1	-1.0	4.56	4.3	7.82	7.3	<b>3.5</b>

Hartholz (roh)	No. 1		No. 2		No. 3		Mittel
	25.04.07 (40)		26.04.07 (41)				
	g	%	g	%	g	%	
m <sub>Bio</sub>	120	-	120	-	-	-	<b>100</b>
m <sub>Koks+Asche</sub>	16.42	13.7	14.72	12.3	-	-	<b>13.0</b>
m <sub>Kondensat</sub>	82.38	68.7	77.81	64.8	-	-	<b>66.7</b>
m <sub>Gas</sub>	16.68	13.9	22.62	18.9	-	-	<b>16.4</b>
m <sub>Differenz</sub>	4.52	3.8	4.85	4.0	-	-	<b>3.9</b>

(waf)	No. 1		No. 2		No. 3		Mittel
	25.04.07 (40)		26.04.07 (41)				
	g	%	g	%	g	%	
m <sub>Bio,wf</sub>	109.2	-	109.2	-	-	-	-
m <sub>Bio,waf</sub>	108.00	100.0	108.00	100.0	-	-	<b>100</b>
m <sub>Koks</sub>	15.22	14.1	13.52	12.5	-	-	<b>13.3</b>
m <sub>Kondensat</sub>	71.58	66.3	67.01	62.0	-	-	<b>64.2</b>
m <sub>Gas</sub>	16.68	15.4	22.62	20.9	-	-	<b>18.2</b>
m <sub>Differenz</sub>	4.52	4.2	4.85	4.5	-	-	<b>4.3</b>

Weizenkleie (roh)	No. 1		No. 2		No. 3		Mittel
	08.08.07 (57)		09.08.07 (58)				
	g	%	g	%	g	%	
m <sub>Bio</sub>	120		120		-	-	<b>100</b>
m <sub>Koks+Asche</sub>	31.3	26.1	31.2	26.0	-	-	<b>26.0</b>
m <sub>Kondensat</sub>	61.0	50.9	61.3	51.1	-	-	<b>51.0</b>
m <sub>Gas</sub>	24.9	20.8	25.1	20.9	-	-	<b>20.8</b>
m <sub>Differenz</sub>	2.7	2.3	2.4	2.0	-	-	<b>2.1</b>

(waf)	No. 1		No. 2		No. 3		Mittel
	08.08.07 (57)		09.08.07 (58)				
	g	%	g	%	g	%	
m <sub>Bio,wf</sub>	104.4		104.4		-	-	-
m <sub>Bio,waf</sub>	98.1	100.0	98.1	100.0	-	-	<b>100</b>
m <sub>Koks</sub>	25.0	25.5	24.9	25.4	-	-	<b>25.5</b>
m <sub>Kondensat</sub>	45.4	46.3	45.7	46.5	-	-	<b>46.4</b>
m <sub>Gas</sub>	24.9	25.4	25.1	25.6	-	-	<b>25.5</b>
m <sub>Differenz</sub>	2.7	2.8	2.4	2.5	-	-	<b>2.6</b>

## I 3. Stickstoffbereinigte Gasanalysen

Weizenstroh	M g/mol	No. 1 31.01.07 (30)		No. 2 30.05.07 (47)		No. 3 31.05.07 (48)		Mittel
		Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	- Vol%
H <sub>2</sub>	1.01	0*	0*	0*	0*	0*	0*	0.00
CO	28.01	27.53	27.53	39.06	36.79	21.90	27.64	34.72
CO <sub>2</sub>	44.01	68.46	63.55	60.31	55.01	65.68	69.21	60.17
CH <sub>4</sub>	16.04	0.87	2.79	0.00	6.40	0.00	2.73	2.93
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.05	0.89	0.83	0.19	0.50	0.09	0.24	0.45
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	1.27	1.26	0.25	1.02	0.00	0.00	0.85
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.1	0.40	3.56	0.08	0.25	0.04	0.10	0.67
i C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.12	0.33	0.26	0.10	0.00	0.06	0.06	0.08
n C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.12	0.25	0.23	0.02	0.03	0.05	0.02	0.12
C <sub>2</sub> bis C <sub>4</sub>	-	3.13	6.13	0.63	1.80	0.24	0.42	2.18
M <sub>gas</sub>	g/mol	39.12	38.59	37.71	36.12	35.15	38.80	37.47

\* Unterhalb der Nachweisgrenze auf Grund des hohen Spülgasanteils.

Hartholz	M g/mol	No. 1 25.04.07 (40)		No. 2 26.04.07 (41)		No. 3 -		Mittel
		Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	- Vol%
H <sub>2</sub>	1.01	0	0	0	0	-	-	0.00
CO	28.01	43.01	47.85	43.95	47.01	-	-	42.60
CO <sub>2</sub>	44.01	51.07	51.65	49.02	43.92	-	-	51.65
CH <sub>4</sub>	16.04	5.13	0.00	5.86	7.37	-	-	4.38
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.05	0.46	0.23	0.60	0.74	-	-	0.70
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	0.01	0.00	0.14	0.44	-	-	0.19
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.1	0.27	0.27	0.34	0.44	-	-	0.26
i C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.12	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.06
n C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.12	0.04	0.00	0.09	0.08	-	-	0.16
C <sub>2</sub> bis C <sub>4</sub>	-	0.79	0.50	1.17	1.70	-	-	1.37
M <sub>gas</sub>	g/mol	35.62	36.32	35.24	34.26	-	-	35.86

Weizenkleie	M g/mol	No. 1 08.08.07 (57)		No. 2 09.08.07 (58)		No. 3 -		Mittel
		Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	Vol%	- Vol%
H <sub>2</sub>	1.01	0	0	0	0	-	-	0.00
CO	28.01	13.29	14.86	13.73	0.16	-	-	10.32
CO <sub>2</sub>	44.01	85.85	78.55	85.29	88.55	-	-	86.18
CH <sub>4</sub>	16.04	0.00	4.59	0.00	7.69	-	-	2.05
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.05	0.07	0.37	0.24	0.66	-	-	0.26
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	0.33	1.06	0.40	1.83	-	-	0.69
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.1	0.27	0.47	0.31	0.69	-	-	0.36
i C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.12	0.15	0.08	0.00	0.10	-	-	0.05
n C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.12	0.05	0.02	0.03	0.32	-	-	0.09
C <sub>2</sub> bis C <sub>4</sub>	-	0.86	2.01	0.99	3.60	-	-	1.45
M <sub>gas</sub>	g/mol	41.85	40.16	41.72	41.53	-	-	41.01

### I 4. Vergleich der Ausbeuten bei Wirbelschicht und bei Doppelschnecken-Mischreaktor

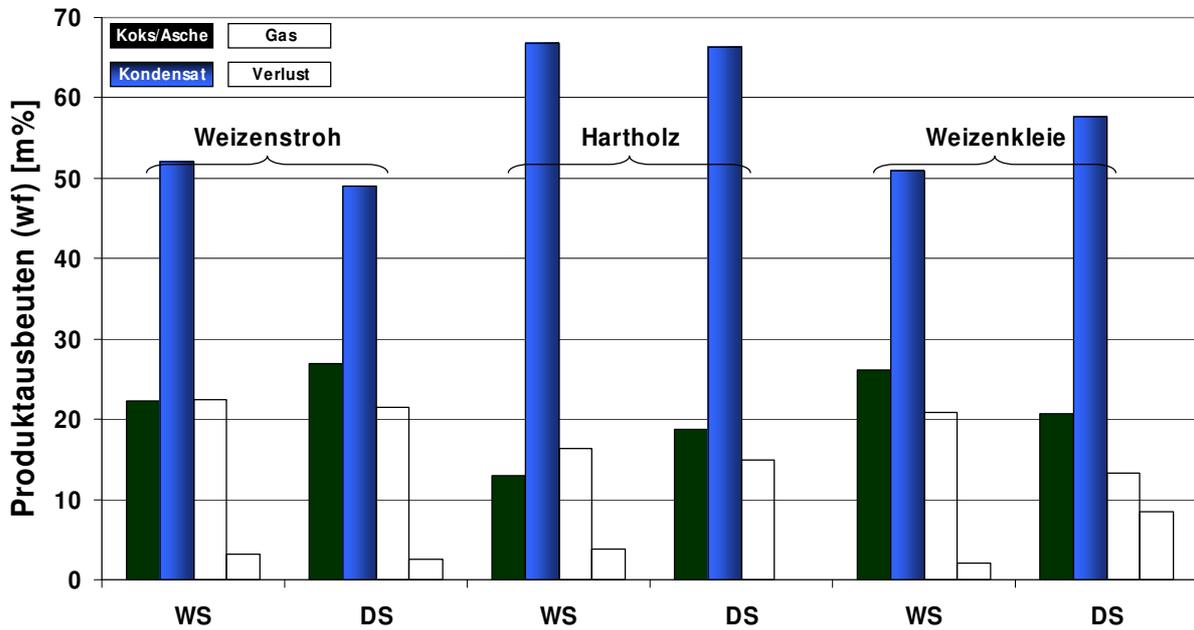


Abb.: Vergleich zwischen Wirbelschicht (WS) und Doppelschnecken-Mischreaktor (DS) in der Ausbeute von Hartholz, Weizenstroh und -kleie.

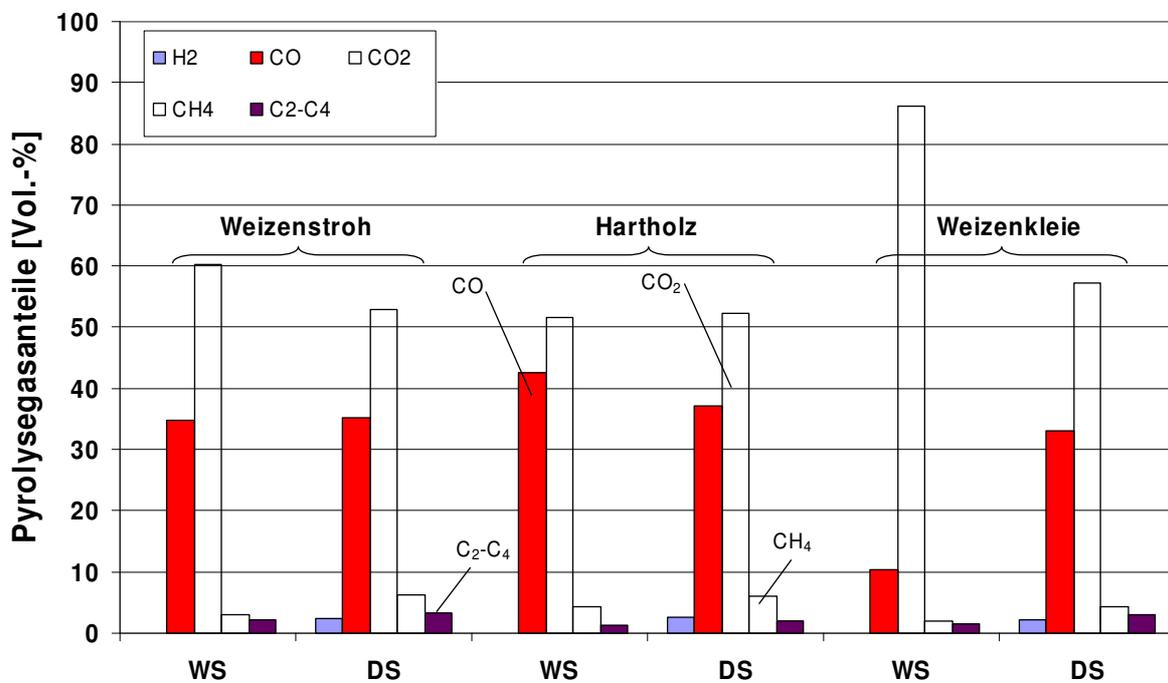


Abb.: Vergleich zwischen Wirbelschicht (WS) und Doppelschnecken-Mischreaktor (DS) in der Pyrolysegaszusammensetzung von Hartholz, Weizenstroh und -kleie.

## Lebenslauf

### Allgemeine Angaben:

**Name** Christoph Kornmayer  
**Geburtsdatum:** 24.08.1977  
**Geburtsort:** 77736 Zell am Harmersbach  
**Familienstand:** ledig  
**Staatsangehörigkeit:** deutsch

### Schulbildung:

**1988 - 1994** Realschule Ritter v. Buss in Zell a. H.  
**1994 - 1997** Abitur am Wirtschaftsgymnasium der kaufmännischen Schulen Hausach,

### Zivildienst:

**09/1997 - 08/1998** Rehabilitationsklinik Nordrach/Klausenbach

### Studium:

**10/1998** Studiengang Verfahrenstechnik an der Universität Karlsruhe (TH)  
**02/2003** Studienarbeit im Bereich Design und Funktionalisierung nanoskaliger Partikeln  
**10/2003 – 07/2004** Diplomarbeit am Department of Chemical Engineering der Virginia Tech State University, Blacksburg (USA), Projektierung und Aufbau eines Versuchsstandes zur Messung von Phasengleichgewichten

### Beruflicher Werdegang:

**01/2005** Doktorand am Institut für Technische Chemie, Abteilung für Chemisch-Physikalische Verfahren (ITC-CPV)  
**01/2008 – 12/2008** Wissenschaftlicher Angestellter im ITC-CPV  
**seit 01/2009** Stabsstelle Produktentwicklung bei der Wehrle-Werk AG in Emmendingen