
**Mathematische Modellierung und experimentelle
Untersuchungen zur Pyrolyse von Abfällen in
Drehrohrsystemen**

DISSERTATION

Zur Erlangung des akademischen Grades

Doktor-Ingenieur

an der Fakultät Bauingenieurwesen

der

Bauhaus-Universität Weimar

vorgelegt von

Hans-Joachim Gehrman

aus Pforzheim

Weimar 2005

Gutachter:

- 1 Prof. Dr.-Ing. Michael Beckmann
- 2 Prof. Dr.-Ing. Reinhard Scholz
- 3 Prof. Dr.-Ing. André Fontana
- 4 Prof. Dr.-Ing. Otto Carlowitz

Tag der Disputation: 9. Dezember 2005

Danksagung

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit an der CUTEC- Institut GmbH (CUTEC) im Zusammenhang mit dem Forschungsvorhaben der Deutschen Forschungsgemeinschaft (DFG) „Mathematische Modellierung und experimentelle Untersuchungen zur Pyrolyse von Abfällen in Wirbelschicht- und Drehrohrsystemen“ in den Jahren 2001 bis 2004.

Für die Themenstellung der Arbeit, die stets fruchtbaren Diskussionen und die Betreuung möchte ich mich ganz herzlich bei Herrn Professor Michael Beckmann bedanken.

Weiter gilt mein Dank Herrn Professor Scholz, Herrn Professor Fontana und Herrn Professor Carlowitz für die Übernahme der Koreferate.

Ohne die Unterstützung der DFG und der CUTEC wäre die Umsetzung der Arbeit, insbesondere der Experimente, nicht möglich gewesen.

Daher gilt mein Dank der DFG für die Projektförderung und der CUTEC, insbesondere Herrn Dipl.-Ing. Starke für die Konstruktion der Temperaturmesseinrichtung und Herrn Dipl.-Ing. Koch für die Unterstützung bei der Durchführung der Experimente. Für die Hilfe bei der Bearbeitung der Abbildungen danke ich Herrn Dipl.-Ing. Horeni.

Mein besonderer Dank gilt meiner Frau Christiane, die mich auf dem Weg der Promotion immer ermutigt und unterstützt hat.

Über allem aber steht der Dank an Gott, meinen Schöpfer, der mir täglich zur Seite steht und mich führt. Ihm gebührt alle Ehre.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	6
2	Pyrolyse in Drehrohrsystemen und Haupteinflussgrößen	8
3	Stand des Wissens	17
3.1	Reaktormodelle	21
3.1.1	Bilanzmodelle	21
3.1.2	Maximum-Gradienten-Modelle	25
3.2	Basismodelle (Wärme- und Stoffübergang)	27
3.2.1	Bilanzmodelle	27
3.2.2	Maximum-Gradienten-Modelle	28
3.3	Basismodelle (Kinetik)	30
4	Beschreibung der Anlagentechnik	34
4.1	Versuchsanlage Drehrohr	34
4.2	Mess- und Probenahmetechnik	37
4.2.1	Messtechnik - Pilotanlage Drehrohr	37
4.2.2	Probenahmesystem	41
4.2.3	Labor- Thermowaage	42
4.2.4	Technische Thermowaage	45
4.3	Massenbilanz	48
4.4	Energiebilanz	52
4.5	Stoffbilanz	56
5	Mathematische Modellierung	58
5.1	Reaktormodell (Verweilzeitmodell)	60
5.2	Basismodell	63
5.2.1	Massenbilanz	63
5.2.2	Energiebilanz	65
5.2.3	Trocknung	77
5.2.4	Chemische Umsatzvorgänge	83
5.2.4.1	Kinetischer Ansatz	83
5.2.4.2	Umsatzberechnung mit dem Gauß'schen Fehlerintegral	88
5.2.4.3	Modellvorstellung zur Speziesfreisetzung	89
5.3	Parametervariationen und Berechnungsergebnisse	90
6	Vergleich der berechneten und experimentell ermittelten Ergebnisse	106
6.1	Kaltversuche	106

6.2	Heißversuche ohne Umsatz	107
6.3	Heißversuche mit Umsatz	111
6.4	Übertragung in die Praxis - Grenzen des Modells	129
7	Ausblick und Zusammenfassung	131
8	Literaturverzeichnis	134
9	Symbolverzeichnis	141
9.1	Deutsch	141
9.2	Griechisch	143
9.3	Indizierung	144
9.3.1	Tiefgestellt	144
9.3.2	Hochgestellt	146
10	Anhang	147
10.1	Stoffwerte	147
10.1.1	Berechnung der Stoffanteile während der Pyrolyse	147
10.1.2	Partikeldurchmesser	148
10.1.3	Mittlere Schüttdichte Solid	149
10.1.4	Statischer Schüttwinkel.....	150
10.1.5	Mittlere spezifische Wärmekapazität Solid	150
10.1.6	Spezifischer Energiebedarf, Verkokungsenthalpie	150
10.1.7	Gaszusammensetzung	151
10.1.8	Spezifische Wärmekapazität des Gases	152
10.1.9	Kinematische Viskosität des Gases.....	155
10.1.10	Wärmeleitfähigkeit des Gases	155
10.1.11	Gasdichte.....	156
10.1.12	Prandtl-Zahl des Gases	156
10.2	Versuchsauswertung Drehrohr	156

1 Einleitung

Unter Pyrolyse versteht man die Zersetzung von organischen Substanzen unter der Freisetzung von flüchtigen Bestandteilen durch Wärmeeinwirkung und bei Sauerstoffabschluss von außen.

Dabei setzt sich der Einsatzstoff zu einem Pyrolysekoks oder koksartigem Rückstand und einem um.

Die in der Pyrolysetechnik eingesetzten Apparate sind im Wesentlichen Schacht-, Wirbelschicht- oder Drehrohrreaktoren.

Für Abfälle haben sich insbesondere aufgrund der heterogenen Zusammensetzung und Konsistenz Drehrohrsysteme als geeignet erwiesen.

Beispiele für die Anwendung von Pyrolyseprozessen sind:

- Erzeugung von Koks für die Stahl- und Hüttenindustrie,
- Erzeugung von heizwertreichen Synthesegasen,
- Erzeugung von Ruß als Farb- und Pigmentstoff,
- Rückgewinnung von Monomeren bei Kunststoffen (z.B. Plexiglas),
- Rückgewinnung von Metallen in reduzierter Form aus Schredderleichtfraktion oder Elektronikschrott,
- Thermische Aufbereitung für Abfälle oder Ersatzbrennstoffe, z.B. vor einem Kraftwerkskessel.

Für die Behandlung von Haus- und Gewerbeabfällen wird z.B. in Burgau, Landkreis Günzburg, eine Pyrolyseanlage mit einem Drehrohrsystem betrieben. Weiter findet die Pyrolyse als thermische Aufbereitungsstufe von Abfallfraktionen vor einem Kraftwerkskessel in Hamm (Con-Therm- Verfahren) Anwendung.

Derzeit rückt die Pyrolyse auch im Zusammenhang mit regenerativen Energieträgern (Biomassen) wieder stärker in das Blickfeld. Die Pyrolyse dient hier der Verbesserung der brennstofftechnischen Eigenschaften der Produkte aus biogenen Einsatzstoffen (z.B. Erhöhung des Heizwertes und Verringerung der flüchtigen Bestandteile im Pyrolysekoks).

Bisher sind Pyrolyseprozesse überwiegend empirisch optimiert worden.

Für die Optimierung eines bereits bestehenden Prozesses, z.B. im Hinblick auf den maximal möglichen Durchsatz bei gleich bleibender Qualität der Pyrolyseprodukte oder für die Einstellung der Betriebsparameter bei einem unbekanntem Einsatzstoff, kann ein mathematisches Modell eine erste Abschätzung für die Einstellung betrieblicher

Parameter, wie z.B. Temperaturprofile im Gas und Feststoff, geben. Darüber hinaus können mit einem geeigneten mathematischen Modell für neu zu konzipierende Anlagen konstruktive Parameter ermittelt oder überprüft werden.

Für Verbrennungs- und Brennprozesse in direkt beheizten Drehrohren existieren eine Reihe von Modellansätzen, die das Verweilzeitverhalten, den Stoff- und Wärmeübergang sowie den Umsatz von verschiedenen Brennstoffen mit Luftsauerstoff und Umwandlungsprozesse im Gut beschreiben.

Für Pyrolyseprozesse von Abfällen in indirekt beheizten Drehrohrsystemen besteht dagegen noch ein Entwicklungsbedarf im Hinblick auf mathematische Modelle, welche die Wechselwirkungen der Betriebsparameter mit den Haupteinflussgrößen für die Praxis tauglich wiedergeben.

Für einzelne Komponenten, wie z.B. Polyethylen, Mais oder mit Kohlenwasserstoffen kontaminiertes Erdreich gibt es bereits Modellvorstellungen und experimentelle Ergebnisse ([1],[2],[3]).

Abfälle sind i.d.R. komplex zusammengesetzt. Daher eignen sich Modellansätze, die auf der Basis von CFD- Simulationen sehr detaillierte Informationen bzgl. der Stoffzusammensetzung und der jeweiligen vorliegenden Randbedingungen erfordern, für heterogen zusammengesetzte Abfallgemische, deren Zusammensetzung auch häufig starken Schwankungen unterliegen kann, i.d.R. nicht.

Im vorliegenden Fall wird ein vereinfachtes Modell, welches die wesentlichen Wechselwirkungen der Haupteinflussgrößen abbildet, erarbeitet.

Ziel der Arbeit ist es, ein Gesamtmodell zu entwickeln, welches das Reaktorverhalten, den Wärme- und Stoffübergang und die Umsatzvorgänge für komplex zusammengesetzte Abfallgemische in indirekt beheizten Drehrohrsystemen richtig wiedergibt.

Das Gesamt- oder Prozessmodell basiert auf einem Verweilzeitmodell für den Feststoff nach Austin [4], Massen- und Energiebilanzen für Feststoff und Gasphase sowie summenkinetischen Ansätzen zur Beschreibung der Freisetzung von flüchtigen Bestandteilen.

Für die Betrachtung der Umsatzprozesse wird ein kleines Rührkessелеlement (RK-Element) aus der Sicht eines mitfahrenden Beobachters betrachtet.

Das RK- Element befindet sich nach einer ganz bestimmten Verweilzeit Δt an einem ganz bestimmten Ort x der Drehrohr längsrichtung.

An diesem Ort steht das RK- Element im Stoff- und Energieaustausch mit der als stationär angenommenen darüberstreichenden Gasatmosphäre und im Energieaustausch mit der Drehrohrwand.

Abhängig von den Prozessbedingungen (Temperaturen, Konzentrationen) erfolgen die Umsatzprozesse in diesem RK- Element.

Der Umsatzverlauf für einen Abfall bzw. ein Abfallgemisch wird aus Versuchen an einer Thermowaage ermittelt. Die für die Pyrolysevorgänge unter inerter Atmosphäre im Drehrohr wichtige Aufheizfunktion $\vartheta = f(L)$ wird zunächst als Annahme vorgegeben und

entsprechend dem Verweilzeitverhalten als Aufheizfunktion $\vartheta = f(t)$ für die Untersuchungen mit dem jeweiligen Abfall (-gemisch) in einer Thermowaage zu Grunde gelegt.

Die Ergebnisse aus den thermogravimetrischen Untersuchungen fließen in das Modell ein und man erhält u.a. eine entsprechende Aufheizfunktion $\vartheta = f(L)$ über der Drehrohlänge. Stimmt diese nicht mit der für die thermogravimetrischen Untersuchungen vorgegeben Kurven überein, so muss der Vorgang entsprechend iterativ wiederholt werden.

Im Hinblick auf den zuvor stichpunktartig beschriebenen Modellaufbau wird im Folgenden zunächst ein Überblick über die wesentlichen, den Pyrolyseprozess im Drehrohr beeinflussenden Parameter gegeben, bevor auf den Stand des Wissens der Reaktor- und Basismodelle eingegangen wird. Nach der Beschreibung der Anlagentechnik wird das Prozessmodell abgeleitet sowie erste Parametervariationen und Berechnungsergebnisse vorgestellt. Zur Validierung des Modells werden berechnete und experimentell ermittelte Ergebnisse miteinander verglichen und bewertet. Abschließend wird auf weitere Entwicklungsmöglichkeiten des hier dargestellten mathematischen Modells eingegangen.

2 Pyrolyse in Drehrohrsystemen und Haupteinflussgrößen

Wie eingangs beschrieben, werden in der Pyrolyse organische Substanzen unter der Freisetzung von flüchtigen Bestandteilen durch Wärmeeinwirkung und bei Sauerstoffabschluss von außen zu einem Pyrolyserückstand und zu einem Gas umgesetzt.

Das Pyrolysegas besteht u.a. aus einem Kohlenwasserstoffgemisch unterschiedlicher Siedepunkte (Öle und Teere, kohlenwasserstoffhaltige Permanentgase) und anorganischen Komponenten (z.B. Wasserstoff, Kohlendioxid, Kohlenmonoxid, Cyanwasserstoff). Der Pyrolyserückstand setzt sich im Wesentlichen aus fixem Kohlenstoff und aus so genanntem Inertmaterial (mineralische Substanzen, Metalle usw.) zusammen. Aus energetischer Sicht ist die Pyrolyse in der Summe ein endothermer Prozess; die für die Zersetzung von z.B. Kohlenwasserstoffketten nötige Energie muss dem Prozess von außen zugeführt werden. In einzelnen Temperaturabschnitten können auch exotherme Reaktionen, z.B. bei der Pyrolyse von Holz, auftreten.

Die Diskussion der die Pyrolyse maßgeblich beeinflussenden Parameter, der so genannten Haupteinflussgrößen (HEG), ist im Schrifttum ausführlich dargelegt ([5], [6], [7], [8], [75]). Die nachfolgende **Abbildung 2-1** gibt einen Überblick über die HEG in Pyrolyseprozessen.

In dem hier gesteckten Rahmen wird nur besonders auf die für die in Drehrohrsystemen bei der Pyrolyse von Abfallstoffen wesentlichen HEG und deren Wechselwirkungen eingegangen.

Einsatzstoffe	physikalische Eigenschaften Flüssig, pastös, fest (staubförmig oder stückig)
	chemische Eigenschaften Flüchtigenfreisetzung, Crackenthalpie
Sauerstoffangebot	Pyrolyse $0 < \lambda < 0,1$
Reaktionsgase	Sauerstofffreie Gase, z.B. Stickstoff, rückgeführte Pyrolysegase
Temperatur	Niedertemperatur $300^{\circ}\text{C} < \vartheta < 400^{\circ}\text{C}$ Normaltemperatur $400^{\circ}\text{C} < \vartheta < 700^{\circ}\text{C}$ Hochtemperatur $\vartheta > 700^{\circ}\text{C}$
Druck	Niederdruck $p \ll 0,1 \text{ MPa}$ Umgebungsdruck $p \approx 0,1 \text{ MPa}$ Hochdruck $p \gg 0,1 \text{ MPa}$
Reaktorverhalten	Rührkessel Realer Reaktor Rohrreaktor
Art der Stoffzufuhr	Eintragsimpuls, Zerstäubung, Dispergierung für z.B. Einsatzstoffe, Reaktionsgas, Zusatzstoffe
Verweilzeit	kurz Sekunden lang Minuten bis Stunden sehr lang Stunden bis Tage
Zusatzstoffe	Additiv z.B. zur Schadstoffeinbindung, Beeinflussung des Schmelzverhaltens Zusatzmaterialien z.B. zur Wandabreinigung Bett z.B. Umlaufbett, Trägermatrix

Abbildung 2-1: Haupteinflussgrößen (HEG) in Pyrolyseprozessen [6]

Zu den HEG bei der Pyrolyse in Drehrohrsystemen zählen der Einsatzstoff mit seinen spezifischen physikalischen und chemischen Eigenschaften, das Sauerstoffangebot, die Art der Reaktionsgase, Temperatur- und Druckniveau im Reaktor, die Ausgestaltung des Reaktors (Reaktorverhalten), die Art und Weise der Stoffzufuhr, die Verweilzeiten von Feststoff und Gasen sowie Zusatzstoffe.

Einsatzstoffe: Für Drehrohre kommen flüssig-pastöse und stückige Materialien in Frage. Eine wesentliche chemische Eigenschaft aller Einsatzstoffe ist das Vorhandensein kohlenwasserstoffhaltiger Verbindungen (Organik). Diese Verbindungen werden unter Energiezufuhr in niedermolekulare Verbindungen und festen Kohlenstoff aufgespalten. Zu den weiteren chemischen Eigenschaften zählen Spurenkomponenten wie z.B. Chlor, Fluor und Schwermetallverbindungen.

In Drehrohrsystemen werden i.d.R. feste und pastöse Einsatzstoffe zugeführt. Für das hier zur Verfügung stehende Pyrolysedrehrohr im Pilotmaßstab werden nur stückige Materialien (Polyethylen, Sand und Brennstoff aus Müll- (BRAM-) Pellets) betrachtet. Die jeweiligen Stoffeigenschaften, die einen Einfluss auf das Verweilzeitverhalten und die Wärmeübertragung haben, wie Partikeldurchmesser, Schüttdichte usw., werden im mathematischen Modell berücksichtigt.

Sauerstoffangebot: Die Pyrolyse, im Fachgebiet der thermischen Abfallbehandlung oftmals auch als Thermolyse bezeichnet, findet unter Sauerstoffabschluss statt. Mit dem Einsatzstoff eingebrachter Sauerstoff, z.B. in Form von Feuchte oder in

Kohlenwasserstoffverbindungen (z.B. in Alkoholen), wird i.d.R. zu CO, CO₂ und Prozesswasser sowie zu Ölen und Teeren umgesetzt. Insgesamt wird in technischen Pyrolyseprozessen eine Gesamtluftzahl λ zwischen 0 und 0,1 erzielt.

Reaktionsgase: Die dem Pyrolyseprozess gasförmig zugeführten Stoffe haben üblicherweise weniger die Funktion eines Reaktionsgases, vielmehr dienen sie als Spülgase bzw. zur Wärmeübertragung (z.B. Stickstoff). Von Reaktionsgasen im eigentlichen Sinne kann man dann sprechen, wenn z.B. Pyrolysegase über den Spüleffekt und die Wärmeübertragung hinaus mit dem Ziel einer weiteren Zersetzung in das Drehrohr zurückgeführt werden.

Temperaturen:

Bei der Pyrolyse unterscheidet man in Niedertemperatur-, Mitteltemperatur- und Hochtemperaturpyrolyse.

Die Niedertemperaturpyrolyse wird häufig auch als Niedertemperaturkonvertierung bezeichnet. Sie läuft bei Temperaturen zwischen 300 und 400 °C ab. Die Pyrolyseprodukte haben einen entsprechend hohen Kondensatanteil (Teere, Öle, Prozesswasser), wie **Abbildung 2-2** zeigt.

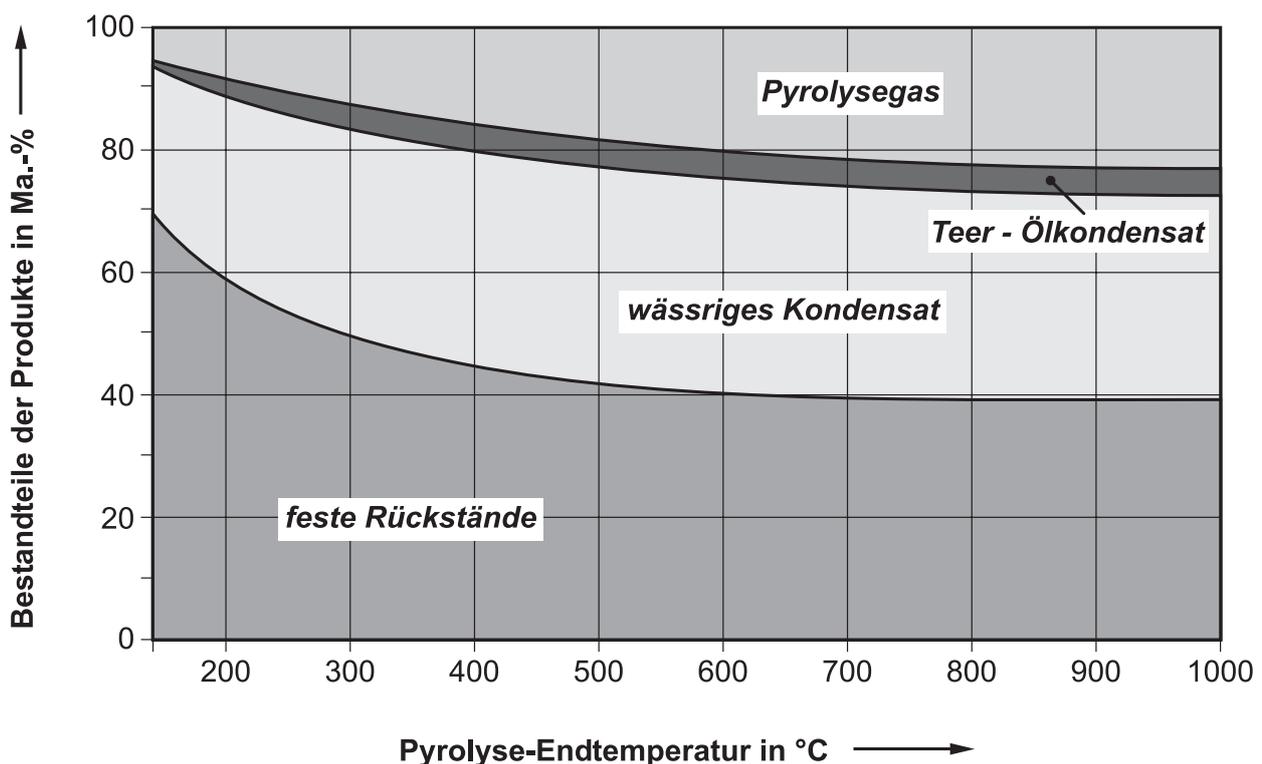


Abbildung 2-2: Produktverteilung in Abhängigkeit der Pyrolysetemperatur bei der Pyrolyse von Hausmüll in einem Tiegel [9]

In diesem Temperaturbereich ist der Umsatz häufig insbesondere für Abfälle noch nicht beendet. Bei Plexiglas hingegen wird eine maximale Monomerausbeute bereits bei Temperaturen um 420 °C erzielt.

Mit steigender Temperatur verringern sich die Kondensat- und Koksanteile zugunsten der Gasmenge. Dabei entstehen kürzerkettige Kohlenwasserstoffverbindungen (Abbau von Teeren zu Methan etc.) mit höherem Heizwert. In der Regel liegt der Anteil der ungesättigten Kohlenwasserstoffe über den Anteilen der gesättigten Komponenten (Alkene > Alkane).

Im mittleren Temperaturbereich, in dem die auch Abfallpyrolyse liegt, werden Temperaturen von 500 bis 600°C angestrebt. Oberhalb von 600 °C ändern sich Kondensat- und Koksanteile bei hausmüllartigen Abfällen nicht mehr wesentlich, wie aus **Abbildung 2-2** [9] zu entnehmen ist.

Die Wärmezufuhr für Drehrohre zur Pyrolyse erfolgt i.d.R. indirekt, z.B. mit Abgasen aus der Verbrennung von Pyrolysegas (und Koks) oder auch mit Heißluft aus einem Abgas-Heißluft-Wärmeübertrager. Werden die Pyrolyseprodukte weiter stofflich genutzt, so erfolgt die Wärmezufuhr für Pyrolysedrehrohre durch Zusatzbrennstoff über Erdgas- oder Ölbrenner. Für Versuchsanlagen im Pilotmaßstab - wie im vorliegenden Fall- ist üblicherweise eine elektrische Beheizung vorgesehen. In allen genannten Fällen ist eine Temperaturstufung über der Länge damit im Allgemeinen möglich.

Druck: Das Druckniveau liegt i.d.R. bei ca. -50 bis -100 Pa gegenüber dem Umgebungsdruck (Unterdruck), um ein Austreten der Pyrolysegase in die Umgebung zu verhindern. Die Produktbeeinflussung durch einen erhöhten Druck bzw. gegenüber dem Umgebungsdruck stark verminderten Druck, ist in der Pyrolyse in Drehrohrsystemen nicht üblich.

Reaktorverhalten: Über dem Querschnitt kann das Reaktorverhalten des Feststoffes in Drehrohren in einzelnen Zonen aufgrund der guten Durchmischung als Rührkesselverhalten (RK-Verhalten) betrachtet werden. Eigene Temperaturmessungen über der Feststoffbetthöhe bestätigten diese Annahme (s. Abschnitt 5). Im Hinblick auf die mathematische Modellierung können diese Zonen somit als ideale RK aufgefasst werden (vgl. Abschnitt 5.2). Über der Drehrohlänge ergibt sich für den Feststoff und das Gas mit guter Annäherung eine Kolbenströmercharakteristik.

Art der Stoffzufuhr: Flüssig-pastöse Stoffe werden in Drehrohrsysteme gepumpt und eingedüst, stückige Stoffe können mit Hilfe einer Schnecke oder pneumatisch in das Drehrohr gefördert werden. Mit Hilfe der pneumatischen Förderung kann der Einsatzstoff auch (in Grenzen) über der Drehrohlänge axial verteilt werden. Für heterogene Abfallgemische bieten sich Schneckenförderer an.

Verweilzeit: Die Feststoffverweilzeit beträgt für Abfälle in Drehrohrsystemen im Allgemeinen ca. 1 Stunde. Die Verweilzeit wird im Wesentlichen durch konstruktive Parameter wie Drehrohrdurchmesser und Drehrohlänge, durch betriebliche Parameter wie Neigung und Drehzahl und in Grenzen der Massenstrom sowie durch das Schüttverhalten der Einsatzstoffe beeinflusst. Zusätzlich können Wehre oder Einschnürungen zur Verlängerung der Verweilzeit vorgesehen werden.

Die Verweilzeit für die Gase beträgt dagegen nur wenige Sekunden.

In Kombination mit der Feststofftemperatur bestimmt die Aufheizrate für den Feststoff maßgeblich die Produktzusammensetzung des Gases. In Pyrolysedrehrohren betragen die Aufheizraten üblicherweise 20 bis 200 K/min (Normalpyrolyse). Im Hinblick auf eine stoffliche Nutzung der Kondensate muss der Feststoff schnell aufgeheizt ((50 bis 300) K/s; Flash-Pyrolyse) und das entstehende Gas schnell abgekühlt werden, um Sekundärreaktionen, d.h. Reaktionen der Komponenten untereinander und mit dem Koks, zu unterdrücken. Solch hohe Aufheizgeschwindigkeiten können in Drehrohrsystemen nicht erreicht werden, sie erfordern einen direkten Kontakt des Einsatzstoffes mit einem Wärmeträgermedium, wobei der Einsatzstoff entsprechend geringe Partikelgrößen aufweisen muss. Beispiele hierfür sind die Aufheizung in Wirbelschichtsystemen mit Sand oder Asche als Wärmeträger [10] oder aber Doppelrohrschneckenreaktoren, wie z.B. die Entwicklung des Forschungszentrums Karlsruhe (FZK), bei dem Stroh mit Hilfe von Sand schnell auf hohe Temperaturen aufgeheizt wird [13].

Zusatzstoffe: Zur Einbindung von Schadstoffen können zusammen mit dem Einsatzstoff Additive dem Prozess zugeführt werden. Wird dem chlorhaltigen Abfall z.B. Calciumoxid als Additiv (z.B. durch gekalkten Klärschlamm) zugemischt, so kann Chlorwasserstoff während der Pyrolyse im Additiv eingebunden werden. Durch Laugen des koksartigen Rückstandes mit Wasser können bis zu 60 Ma.-% des im Einsatzstoff enthaltenen Chlors als Calciumchlorid ausgewaschen werden, wie eigene Untersuchungen gezeigt haben [14].

Die **Abbildung 2-3** fasst noch einmal die wesentlichen Haupteinflussgrößen und deren Steuerungsmöglichkeiten in Pyrolysedrehrohren zusammen [6]:

Charakterisierung von Drehrohrsystemen für die Pyrolyse	
Einsatzstoffe	
	flüssig, pastös, stückig (Hausmüll, BRAM-Pellets, Kunststoffgemische, Schweröle...)
Sauerstoffangebot	
Niveau	Sauerstoffabschluss, Spülung mit Stickstoff
Temperatur	
Niveau	indirekte Beheizung, Niedertemperaturkonvertierung: 300 bis 400 °C; Normalpyrolyse zwischen 400 und 700 °C; Hochtemperaturpyrolyse bis 1000 °C; in Zusammenhang mit Verweilzeit bestimmt Aufheizrate die Produktzusammensetzung, z.B. Flashpyrolyse (50 bis 300 K/s)
Steuerung längs des Reaktionsweges	indirekte Wärmeeinkopplung über die Wand oder innenliegende Rohre; Steuerung über zonale Beheizung möglich
Druck	
	bei Umgebungsdruck, in der Regel aus anlagentechnischen Gründen wenige Pascal Unterdruck
Reaktorverhalten	
Feststoff	einzelne Abschnitte sind über dem Querschnitt wegen der Feststoffumwälzung angenähert als Rührkessel zu betrachten, über der gesamten Reaktorlänge ergibt sich angenähert eine Kolbenströmer-Charakteristik
Gas	das Reaktorverhalten der Gasphase ist angenähert durch eine Kolbenströmer-Charakteristik zu beschreiben; Gas überströmt den Feststoff
Verweilzeit	
Niveau (mittlere Verweilzeit)	im Bereich von mehreren Minuten bis Stunden; bei Projektierung durch Drehrohrdurchmesser- und -länge und über Einbauten von Wehren beeinflussbar
Steuerung längs des Reaktionsweges	im Betrieb durch Drehzahl und Neigung beeinflussbar
Zusatzstoffe	
	Additive z.B. zur Beeinflussung der Schlackeeigenschaften und Schmelztemperaturen

Abbildung 2-3: Niveau und Steuerungsmöglichkeiten der HEG bei Drehrohrsystemen zur Pyrolyse [6]

Ein Beispiel für eine großtechnisch realisierte Anlage mit den jeweiligen HEG ist in **Abbildung 2-4** schematisch dargestellt. Es handelt sich um die Müllpyrolyseanlage in Burgau [11]. In der Anlage, die seit 1987 in Betrieb ist, wird der Abfall mit dem Ziel einer Inertisierung der Reststoffe bei gleichzeitiger energetischer Nutzung des Pyrolysegases thermisch behandelt.

Die Abfälle werden in einem Müllbunker gemischt, bevor sie zusammen mit Additiven zur Schadstoffeinbindung über eine Förderschnecke dem Drehrohr zugeführt werden. In dem mit heißen Abgasen indirekt beheizten Drehrohr pyrolysiert der Abfall bei etwa 600 °C zu einem Schwel- (oder Pyrolyse-) gas und einem Schwelkoks. Der Koks wird durch einen Nassentschlacker zusammen mit Rückständen aus dem Zyklon auf einen Magnetscheider gegeben, wo Metallfraktionen abgeschieden werden. Der Schwelkoks wird anschließend auf einer Monodeponie abgelagert.

Im Hinblick auf eine möglichst hohe Verwertung ist allerdings hierbei anzumerken, dass die energetische Nutzung des Schwelkokes anzustreben ist (vgl. z.B. Siemens-Schwel-Brenn- oder Con-Therm-Verfahren).

Das Schwelgas wird in einem Heißgaszyklon entstaubt und anschließend einer bei ca. 1250°C betriebenen Brennkammer zugeführt. Die Verbrennungsluft wird aus dem Müllbunker abgesaugt. Zur Stickoxidminimierung wird ein Teil des kalten Abgases vor dem Kamin zur Brennkammer rückgeführt. Zusätzlich kann Ammoniakwasser in das heiße Abgas vor dem Abhitzekeessel eingedüst werden. Der heiße Abgasstrom wird nach der Brennkammer geteilt: Ein Teil dient zur Beheizung des Drehrohres, der zweite Teil wird zur Dampferzeugung in einem Abhitzekeessel genutzt.

Zur Schadstoffminderung werden an verschiedenen Stellen dem Abgasstrom Additive zugegeben, um schwefel- und chlorhaltige Komponenten zu binden. Diese Komponenten werden zusammen mit dem Flugstaub im Gewebefilter abgeschieden, bevor das Gas die Anlage über einen Kamin verlässt.

3 Stand des Wissens

Wie in der Einleitung bereits erwähnt, besteht im Zusammenhang mit der mathematischen Modellierung der Pyrolyse von heterogenen Abfallgemischen noch ein Entwicklungsbedarf. Das in der vorliegenden Arbeit entwickelte mathematische Modell (im Folgenden Gesamt- oder Prozessmodell genannt) besteht aus Teilmodellansätzen zur Beschreibung des

- Verweilzeitverhaltens (im Folgenden als Reaktormodell bezeichnet), des
- Wärme- und Stoffübergangs (Basismodell/ Massen- und Energiebilanz) und der
- Kinetik (Basismodell/ Kinetik).

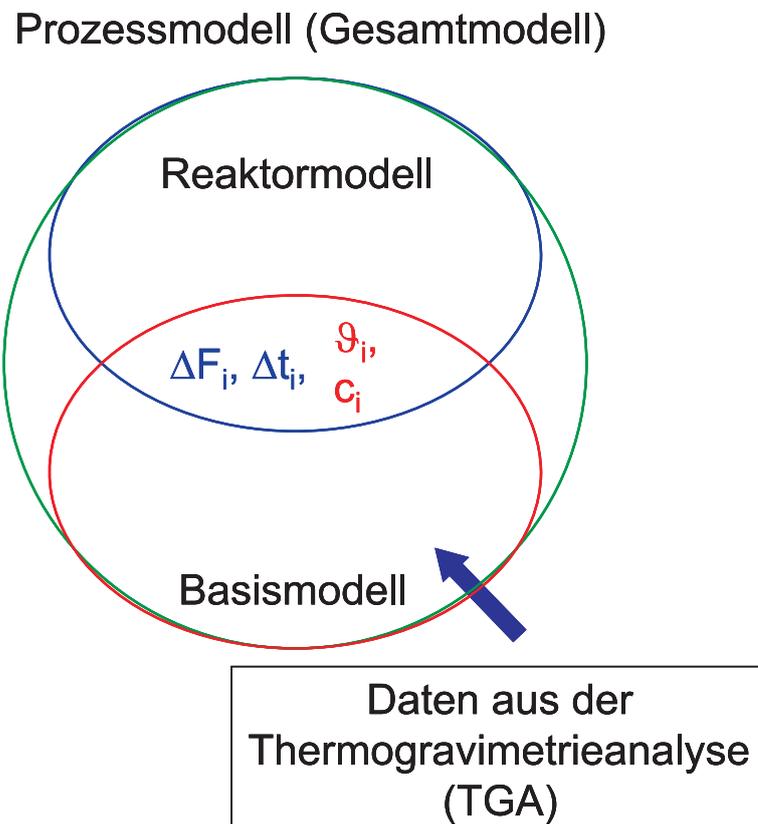


Abbildung 3-1: Aufbau des Prozessmodells

Das Reaktormodell liefert lokale Verweilzeiten Δt_i und mittlere Füllungsgrade, aus denen wärmeübertragenden Flächen ΔF_i und füllgradabhängige Wärmeübergangskoeffizienten α_i berechnet werden. Mit dem Basismodell werden mit Daten aus der Thermogravimetrieanalyse (TGA) Temperatur ϑ_i - und Konzentrationsprofile c_i im Drehrohr wiedergegeben.

In dem vorliegenden Abschnitt wird auf den Stand des Wissens zu den Teilmodellen eingegangen, für die, wie eingangs bereits erwähnt, im Schrifttum eine Reihe von Modellvorstellungen vorhanden sind. Die Übertragbarkeit der Modellvorstellungen wird im Zusammenhang mit dem in dieser Arbeit entwickelten mathematischen Modell für Pyrolyseprozesse von Abfällen in Drehrohrsystemen diskutiert.

Insofern beschränkt sich der Überblick nicht allein auf indirekt beheizte Drehrohre sondern schließt auch direkt befeuerte Drehrohre und im Zusammenhang mit der Betrachtung der Kinetik der Umsatzvorgänge auch andere Reaktoren und Apparate mit ein.

Die einzelnen Modellansätze werden hier ihrem mathematischen Grundansatz nach in Verbindung mit dem Verweilzeitverhalten und der Stoff- und Wärmeübertragung in so genannte

- Bilanzmodelle (**Abbildung 3-2**) und
- Maximum-Gradienten-Modelle (**Abbildung 3-3**) bzw. abschnittsweise unterteilte Modelle

unterschieden.

In einem getrennten Abschnitt wird darüber hinaus auf die chemische Kinetik bei den Umsatzvorgängen eingegangen.

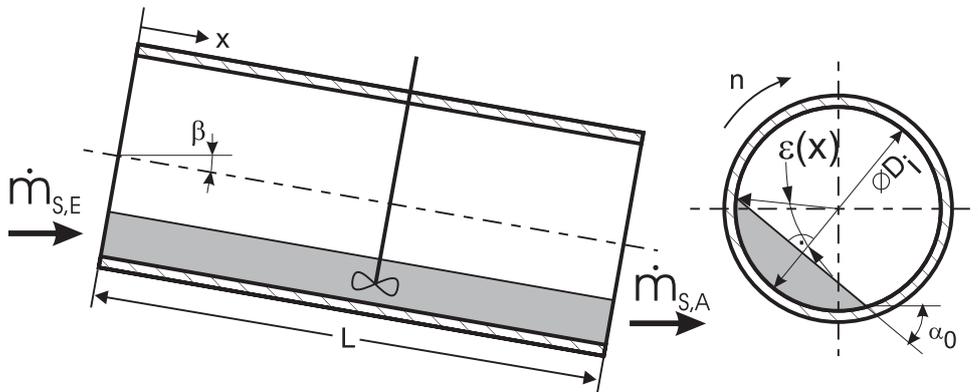


Abbildung 3-2: Bilanzmodell

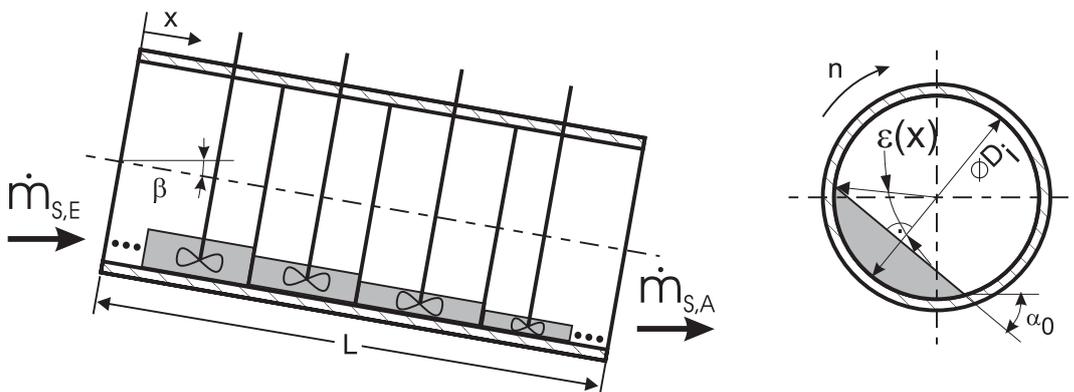


Abbildung 3-3: Maximum-Gradienten-Modell

Erläuterung zu den Abbildungen 3-2 und 3-3:

$\dot{m}_{S,E,A}$	Massenstrom Solid Eintritt, Austritt [kg/h]
β	Drehrohrneigungswinkel [°]
α_0	Schüttwinkel [°]
n	Drehzahl Drehrohr [min^{-1}]
D_i	Drehrohrradius [m]
L	Drehrohrlänge [m]
ε	halber Füllwinkel [°rad]

Bilanzmodelle gehen in der Regel auf das Grundelement Rührkessel (RK) zurück. Maximum-Gradienten-Modelle werden durch die Hintereinanderschaltung mehrerer RK-Elemente oder Zonen (Abschnitte) erhalten.

Die folgende **Abbildung 3-4** gibt einen Überblick über verschiedene Gesamt-Modellansätze mit den jeweiligen Teilmodellen, die im Weiteren im Detail erläutert werden.

	Gesamtmodelle					
	Reaktormodell			Basismodell		
				Stoff- und Wärmeübergang		Kinetik
Autor	Bilanzmodell	Max.-Gradienten-Modell	Bemerkungen	Bilanzmodell	Max.-Gradienten-Modell	Stoffübergang, Kinetik:
Heiligenstaedt	x			x		keine Kinetik, kein Stoffübergang
Onissi	x		empirische Formeln	x		keine Kinetik, kein Stoffübergang
Biardi	x		Grundmodell von Saeman (Sullivan)	x		Sherwood-Funktionen; Vergasungs- und Verbrennungsstöchiometrie
Gardeik		x	Annahme konstanter Füllgrad		x	keine Reaktion
Wocadlow		x	Mollekopf, Verweilzeit nach Neidel (ähnlich Saeman)		x	modifiziertes Penetrationsmodell (Mollekopf)
Frisch		x	Annahme konstanter Füllgrad		x	chemische Reaktion mit Neumann'scher Lösung
Adams		x	konstanter Füllgrad		x	konstante Gaszusammensetzung
Phu		x	konstanter Füllgrad von 11,5 %		x	Verbrennungsrechnung und CO ₂ - Freisetzung durch Entsäuerung
Ghenda		x	2-dim. Mellmann (radial); Austin (axial)		x	Zersetzungsfunktionen, Abbrandmodell, mit Stoffübergang
Bauersfeld		x	Gesamtmodell für keinen speziellen Reaktor		x	nicht betrachtet
Lehmberg		x	kein VWZ-Modell; Kontaktzeiten Wand-Solid werden gemessen		x	nicht betrachtet
Ludera		x	empirische Gleichungen (Polynome)		x	nicht betrachtet
Cross		x	Bayard		x	nicht betrachtet
Ruppert		x	Heiligenstaedt; Berechnung eines mittleren Füllwinkels		x	Abbrandverhalten, Stoffübergang, chemische Reaktion
Yang		x	Bettbewegung über Kontinuitätsgleichung, Impulsbilanz, Mischungsterm		x	Verbrennungsrechnung, Kinetik
Wiest		x	VWZ nach Heiligenstaedt; Messung des Füllgrades		x	Formalkinetik mit TGA; mit Sekundärreaktionen
Schinkel		x	Heiligenstaedt, Saeman mit Berechnung der Grenzkurven zwischen verschiedenen Bewegungsformen		x	Formalkinetik mit TGA, mit Sekundärreaktionen
Mellmann		x	Mellmann		x	keine Reaktionen, kein Stoffübergang
eigener Ansatz		x	radial: Rührkessel; axial: Austin		x	Summenkinetik mit TGA; ohne Sekundärreaktionen

Literaturverweise:

Heiligenstaedt [21]; Onissi [40], Biardi [41], Saeman [17], Sullivan [19], Gardeik [42], Wocadlow [2], Mollekopf [35], Neidel [15], Frisch [34], Adams [44], Phu [46], Ghenda [47], Mellmann [38], Austin [4], Bauersfeld [48], Lehmberg [53], Ludera [58], Cross [59], Bayard [18], Ruppert [60], Yang [61], Wiest [3], Schinkel [78].

Abbildung 3-4: Übersicht über Gesamtmodelle und die verwendeten Teilmodelle

3.1 Reaktormodelle

Das Verhalten des Feststoffes, auch als Verweilzeitverhalten oder in Verbindung mit dem Apparat als Reaktorverhalten bezeichnet, hat einen wichtigen Einfluss auf den Verlauf des Umsatzes über der Reaktorlänge. Für die Optimierung des Gesamtprozesses sind deshalb das Verweilzeitverhalten und die Einflussgrößen zur Steuerung des Verweilzeitverhaltens von großer Bedeutung. Darüber hinaus bildet die Beschreibung des Verweilzeitverhaltens eine wichtige Grundlage für die mathematische Modellierung des Feststoffumsatzes. Bei Drehrohrsystemen sind im Zusammenhang mit dem Verweilzeitverhalten konstruktive Einflussgrößen, wie z.B. der Drehrohrradius R , die Drehrohrlänge L und betriebliche Einflussgrößen, wie z.B. der Massenstrom \dot{m}_S , der Neigungswinkel β und die Drehrohrgeschwindigkeit n von Bedeutung (**Abbildung 3-5**).

Das Verweilzeitverhalten wird darüber hinaus durch den Einsatzstoff mit den jeweiligen

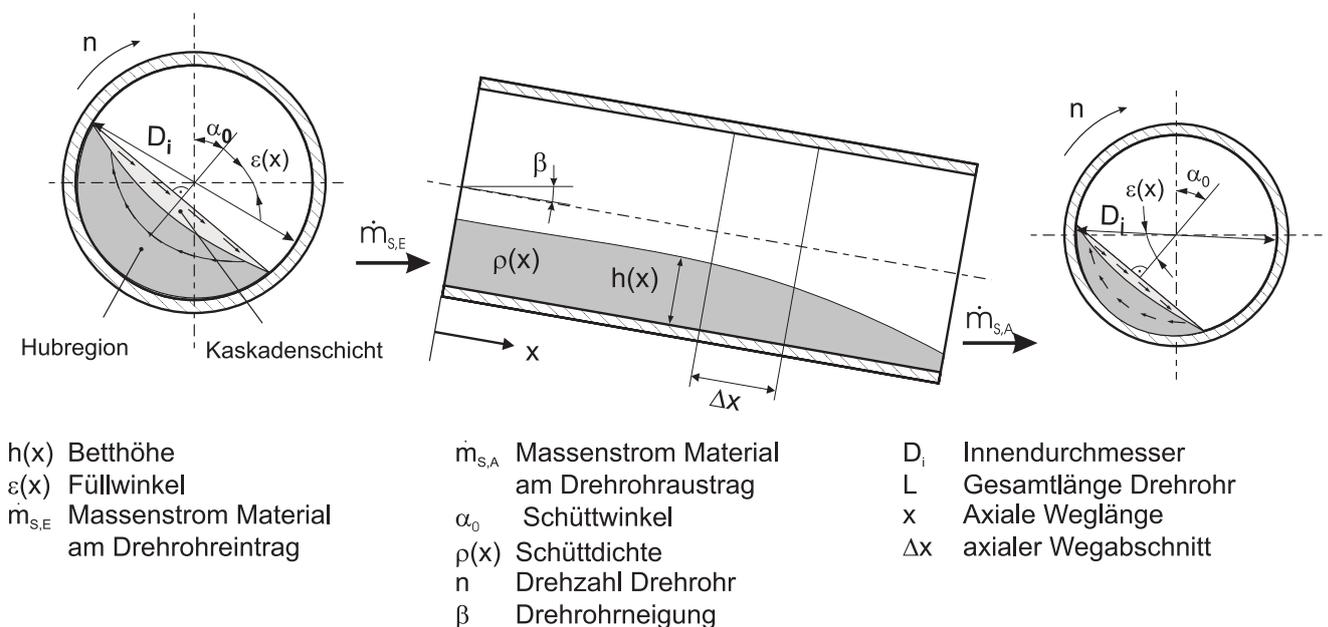


Abbildung 3-5: Wesentliche Haupteinflussgrößen beim Feststofftransport

Eigenschaften, wie z.B. die Zusammensetzung, die Schüttdichte ρ_F , der Schüttwinkel α_0 , die Partikelgrößenverteilung usw. beeinflusst. Allgemein wird das Verweilzeitverhalten bekanntlich durch die Verweilzeitverteilung $E(\Theta)$ [16] und, daraus abgeleitet, durch die mittlere Verweilzeit τ charakterisiert. Speziell in Drehrohren kann das Verweilzeitverhalten durch wegabhängige Größen wie z.B. die Füllhöhe $h(x)$, den Bettneigungswinkel $\psi(x)$ und den Füllwinkel $\varepsilon(x)$ beschrieben werden.

3.1.1 Bilanzmodelle

Bilanzmodelle (globale Modelle oder Black-Box-Modelle) gehen nicht im Detail auf den Feststofftransport in dem Reaktor ein, sondern geben die charakteristischen Kennwerte wie die mittlere Verweilzeit τ oder axiale Dispersion insgesamt aus geometrischen und

apparatetechnischen Überlegungen und/oder aus Versuchsergebnissen gewonnenen Beziehungen an. Die Grundgleichung zur Ermittlung einer globalen mittleren Verweilzeit τ für Drehrohrsysteme kann in Anlehnung an einschlägige Ansätze aus dem Schrifttum [17] wie folgt definiert werden:

$$\tau = \frac{k_1 \cdot L \cdot f_1(a_0)}{n \cdot D_i \cdot f_2(\beta)} \text{ [min]} \quad (3-1)$$

Für einen konstanten Massenstrom ist die Verweilzeit τ dem Durchmesser D_i umgekehrt proportional und der Länge L direkt proportional. Darüber hinaus wurde in (3-1) die Drehrohrneigung β , die Drehzahl n , der dynamische Schüttwinkel α_0 berücksichtigt. Die Gleichung gilt für kleine Füllgrade ϕ , z.B. kleiner 15 bis 20 %. Der Faktor k_1 berücksichtigt u.a. evtl. Einbauten im Drehrohr.

Ähnliche Zusammenhänge wurden empirisch von Bayard [18] und Sullivan [19] formuliert.

Bereits in den 40-iger Jahren wurden erste Untersuchungen zum Feststofftransport in einem Zementdrehrohr an einem Labordrehrohr von Zollinger [20] durchgeführt. Dabei wurde von folgenden Annahmen ausgegangen:

- Rollreibung bzw. Haftreibung an der Drehrohrinnenwand wird vorausgesetzt,
- Das betrachtete Masseteilchen hat a) Kugelform oder b) Quaderform.

Bei diesen Untersuchungen wurde beobachtet, dass sich das Labordrehrohr unter dem kugelförmigen Teilchen spiralförmig abwickelt. Zollinger stellte eine Abhängigkeit der Bewegung des Teilchens von der Drehzahl und der Neigung des Drehrohrs fest. Beim Vergleich der Durchlaufzeiten von Kugeln und Quadern, die die nichtkugelförmigen Zementklinker symbolisieren sollten, wurde beobachtet, dass die Quader zum Durchlauf des Laborroreaktors länger brauchen als die Kugeln. Es wurde ein Zusammenhang zwischen der Axialgeschwindigkeit (Verweilzeit) der Teilchen (Kugel und Quader) von der Neigung und Drehzahl des Reaktors erkannt. Für die Kugeln ergibt sich danach theoretisch eine lineare Abhängigkeit zwischen der Axialgeschwindigkeit der Kugeln und der Drehzahl des Rohres und der Neigung. Beim Quader macht sich die Haftung zwischen Quader und Wand stärker bemerkbar, wodurch sich von der Längsseite des Drehrohres betrachtet, ein "Sägezahnverlauf" ergibt. Ausgehend von diesen Geometrien lässt sich der Gesamtweg eines Partikels durch das Drehrohr als Funktion von Neigung und Drehzahl bei konstantem Axialvorschub errechnen. Daraus ergibt sich ein umgekehrt proportionaler Zusammenhang zwischen der Drehzahl und der Verweilzeit einerseits sowie zwischen der Ofenneigung und der Verweilzeit andererseits. Dabei zeigte sich, dass die Änderung der Ofenneigung sich nicht so stark auf die Verweilzeit auswirkt, wie eine Drehzahländerung.

Bei Heiligenstaedt [21] wurde der Materialtransport im Drehrohr für den Fall des Gleitens an der Drehrohrwand mit Hilfe eines Kräftegleichgewichtes an einem Massepunkt beschrieben. Für die mittlere Verweilzeit erhielt er folgende Beziehung:

$$\tau = \frac{L \cdot \sin \kappa_{S,W}}{n \cdot \pi \cdot D_i \cdot \sin \beta} \text{ [min]} \quad (3-2)$$

Der Winkel $\kappa_{S,W}$ charakterisiert den Wandreibungswinkel (dynamischen Schüttwinkel).

In der Arbeit von Schlegel [22] wurde die als „Reibungsgesetz“ von Vogel [23] entwickelte Gleichung für die stationäre überkritische Materialbewegung (entspricht der Kaskadenbewegung) technischer Schüttgüter durch experimentelle Untersuchungen bestätigt.

$$\frac{n \cdot \tan \beta}{w_{x,m}} = \frac{\sin \delta \cdot \varepsilon_m}{\sin \varepsilon}, \quad (3-3)$$

mit

n als Ofendrehzahl,

β als Drehrohrneigung,

$w_{x,m}$ als mittlere axiale Feststoffgeschwindigkeit,

δ als Reibungswinkel zwischen Material und der Drehrohrwand,

ε_m als mittlerer Füllwinkel und

ε als aktueller Füllwinkel.

Darüber hinaus ermittelte Schlegel [22] Kennwerte für verschiedene Betriebspunkte in Zementdrehrohren für unterschiedliche Verfahren der Zementherstellung (Nass-, Lepol- und Trockenverfahren).

Merz [24] berechnete nach der Momentenmethode aus den gemessenen Verweilzeitspektren aus der Isotopenmarkierung des Feststoffstromes entsprechende Bodensteinzahlen als charakteristische Größe zur Axialvermischung. Dabei wurden wichtige Einflussgrößen auf die Verweilzeitverteilung untersucht: Die Axialgeschwindigkeit nimmt mit der Teilchengröße zu. Auch die Markiermethode hat einen Einfluss auf die mittlere Verweilzeit: Sie ist bei aktivierten Sandkörnern stets kleiner als bei gefärbten. Bei gefärbten Partikeln kommt es bei größeren Verweilzeiten zum Abrieb der Tracer untereinander und zur Anlagerung an anderen Teilchen. Größere Teilchen werden dabei schneller ausgetragen als kleinere. Die mittlere Teilchengeschwindigkeit ist unabhängig von der Apparatelänge. Bei sehr kurzen Apparaten nimmt jedoch der Einfluss der Axialvermischung zu. Mit zunehmender Drehzahl nimmt die Axialvermischung zu, weil sich die Materialbewegung ändert.

Wahlster, Jost, Serbent und Meyer [25] haben Untersuchungen zur Optimierung der Reduktion von Eisenschwamm in einem Plexiglas-Labordrehrohr und in einem heißen halbtechnischen Drehrohr mit verschiedenen körnigen Stoffen durchgeführt.

Aus den Modellversuchen an der Laboranlage konnten sie u.a. ableiten, dass sich im Inneren der Schüttung stets die größte Schüttdichte mit dem höchsten Feinkornanteil einstellt. Aus den Heißversuchen konnte mit Hilfe von Splitt als Tracer die Wanderungsgeschwindigkeit des Feststoffes in Abhängigkeit vom Durchsatz ermittelt werden: Bei höherem Durchsatz verhält sich die Axialgeschwindigkeit ungefähr umgekehrt proportional zum Schüttvolumen. Bei einer Verdreifachung des Umsatzes halbierte sich die mittlere Verweilzeit. In eigenen Untersuchungen konnte dieser Sachverhalt für die gegebenen Randbedingungen nicht bestätigt werden (vgl. **Abbildung 6-1**). Für eine Verbesserung des Wärme- und Stoffaustausches wurde in [25] ein hoher Füllgrad empfohlen.

Bei einem neu in Betrieb genommenen Rohrkühler für Zementklinker [26] wurde bei einem bestimmten Durchsatz das Herausrieseln von feinem Klinker an der Einlaufseite beobachtet. Mit Hilfe radioisotopischer Untersuchungen konnte festgestellt werden, dass sich in der Gusschaufelzone in der Mitte des Kühlers die Feinfraktion $d_p = 0,5$ bis $d_p = 1$ mm stark anreicherte und vom gegenläufigen Gasstrom feine Partikel zur Einlaufseite mitgenommen wurden. Bei den gröberen Fraktionen $d_p = 1,6$ bis $d_p = 2,75$ mm konnte dieses Verhalten nicht beobachtet werden.

In der Arbeit von Reuter [27] zum Transport- und Mischverhalten von Drehrohrenmüller bei der Erzeugung von Eisenschwamm wurde das Mischverhalten von Erz und Kohle in Abhängigkeit von Stoff- und Prozessparametern untersucht. Für den Grenzfall keiner Durchmischung (Gleitförderung) wurde ein mathematischer Gleichgewichtsansatz vorgestellt. Aus umfangreichen experimentellen Untersuchungen wurde u.a. ermittelt, dass eine Erhöhung der Drehzahl zu einer verbesserten Durchmischung führt. Daneben sind der Korndurchmesser und die Schüttdichte die wichtigsten HEG für den Wärmeübergang und die Mischgüte. Im Hinblick auf die Annahme eines ideal durchmischten RK-Elementes für den Feststoff ist die Feststellung interessant, dass der radiale Diffusionskoeffizient ca. 20-fach höher ist als der axiale. Dieser Aspekt ist auch für den in der vorliegenden Arbeit zu Grunde liegenden Modellansatz (s. Abschnitt 5) wichtig. Ferner wurde in [27] ermittelt, dass, je kleiner die Teilchen sind, sie um so länger im Bett verweilen und weniger lange an der Bettoberfläche zum Gas hin erscheinen.

Müller [32] betrachtete in seinen Untersuchungen insbesondere den Einfluss von unterschiedlicher Korngröße und Rohdichte auf die Entmischung in Abhängigkeit der Drehzahl. Seine Ergebnisse sind durch entsprechende Fotodokumentationen sehr anschaulich. Bei der Vermischung gleich großer weißer und schwarzer Glaskugeln wurde erst bei 10 Umdrehungen je Minute eine Gleichverteilung über dem Bettquerschnitt erreicht. Bei Glas- und Bleikugeln gleicher Größe sammeln sich die Bleikugeln bei einer Kaskadenbewegung überwiegend in der Bettmitte an, was die Untersuchungen von Wahlster [25] bestätigt. Darüber hinaus berechnete und maß er für verschiedene Einstellungen den Mischungsgrad aus der Standardabweichung.

Zengler [36] hat die Ablösung eines Partikels aus der Kaskadenschicht mit Hilfe einer so genannten Ablösespirale beschrieben. Diese charakterisiert den Punkt der Ablösung eines Teilchens vom Gutverband infolge der größeren Komponente der Zentrifugalkraft gegenü-

ber der Schwerkraft. Die Teilchen bewegen sich dann parabelförmig ähnlich einer Wurfparabel durch das Drehrohr. In seinem Ansatz wurde die Reibung zwischen dem Teilchen und dem Gutbett durch den Reibungskoeffizienten berücksichtigt. Eingeschränkt wird der Ansatz durch die Tatsache, dass nicht für alle Teilchen die Komponente der Zentrifugalkraft größer ist als die der Schwerkraft.

3.1.2 Maximum-Gradienten-Modelle

Eine Reihe von Untersuchungen zum Feststofftransport wurden bis zu den 50-iger Jahren u. a. von Khodorow [28] und Saeman [29], [30] durchgeführt. Für eine den verfahrenstechnischen Abläufen optimal angepasste Prozessführung genügten die bisher verwendeten empirischen Verweilzeitformeln nicht mehr. Durch die Hintereinanderschaltung mehrerer Grundelemente „Rührkessel“ war man nun bestrebt, für jeden Prozessabschnitt im Drehrohr (z. B. Trocknungs-, Erwärmungs-, Brenn- und Nachbrennzzone) eine definierte mittlere Verweilzeit zu berechnen. Eine weitere Erhöhung der Genauigkeit der Modelle wird durch das Einführen der transversalen Kontaktzeiten Feststoff-Gas und Feststoff-Wand sowie durch die Einbeziehung der Änderung der Kaskadenschichthöhe erreicht.

Zu diesen Modellen zählen u. a. die Ende der 70-iger Jahre entwickelten Ansätze von Austin [33] sowie von Rogers und Gardener [31].

Mit wenigen Kaltversuchen zum Verweilzeitverhalten kann für einen unbekanntem Einsatzstoff der Füllwinkelverlauf $\varepsilon(z)$ nach dem Modell von Hogg, Shoji und Austin [33] gemäß **Abbildung 3-5** bestimmt werden nach:

$$\left(\frac{M \cdot z}{R}\right) = \int_{\varepsilon(z=0)}^{\varepsilon(z)} \frac{M^2 \cdot \sin \varepsilon \cdot d\varepsilon}{\sin^3 \varepsilon - \left[\sin^6 \varepsilon - M^2 \cdot \left(1 - \frac{2 \cdot C}{M} \cdot \sin^3 \varepsilon\right) \right]^{0,5}} \quad [-] \quad (3-4)$$

$$\text{mit } M = \left(\frac{2 \cdot \dot{m}_s}{K}\right) \text{ und} \quad (3-5)$$

$$C = \left(\frac{\tan \beta}{\cos \alpha_0}\right) \quad (3) \quad (3-6)$$

$$\text{sowie } K = 2/3 \cdot B \cdot \rho_s \cdot 2 \cdot \pi \cdot n \cdot R^3 \cdot \cot \alpha_0 \quad (3-7)$$

\dot{m}_s	Massenstrom Solid [kg/s]
β	Drehrohrneigungswinkel [°]
α_0	Schüttwinkel [°]
ρ_s	Schüttdichte Solid [kg/m ³]
n	Drehzahl Drehrohr [s ⁻¹]
R	Drehrohrradius [m]

ε	halber Füllwinkel [°rad]
z	Variable in Drehrohrlänge, beginnend beim Austrag [m]
B	Materialfaktor (Summenparameter, kann durch Vergleich von Simulation und Experiment ermittelt werden) [-].

Mit Hilfe des aktuell ermittelten Füllwinkels ε können nun abgeleitete Größen wie z.B. die Solidquerschnittsfläche $F_{S,quer}$ berechnet werden zu:

$$F_{S,quer} = R^2 \cdot (\varepsilon - 0,5 \cdot \sin(2 \cdot \varepsilon)) \quad [m^2] \text{ Querschnittsfläche Solid} \quad (3-8)$$

Der Zeitabschnitt Δt , den ein RK-Element mit der Länge Δx zum Durchlaufen braucht errechnet sich zu:

$$\Delta t = \frac{\Delta x \cdot F_{S,quer}(\varepsilon) \cdot \rho_s}{\dot{m}_s} \quad [s] \text{ Verweilzeit des RK-Elementes mit der Länge } \Delta x \quad (3-9)$$

Die gesamte Verweilzeit ergibt sich aus der Summe der Einzelverweilzeiten:

$$\tau_m = \sum_i \Delta t_i \quad [s] \quad (3-10)$$

Die Gleichungen (3-3) bis (3-6) gelten nur für geringe Füllgrade zwischen 5 und 20 %. Der in Gleichung (3-6) befindliche Materialfaktor B ist ein experimentell zu ermittelnder dimensionsloser Stoffparameter, der physikalisch das Verhältnis der Verweilzeit eines Partikels im Bett zur Gesamtverweilzeit für einen Umlauf im Bett und auf der Oberfläche beschreibt. Für Sand mit einem Kornspektrum von $d_p = 1,5$ mm bis $d_p = 4$ mm und einem Mittelkorn von $d_p = 2,3$ mm ergibt sich aus eigenen Untersuchungen ein B von 0,7. Für Silikoncarbidgepartikel wird im Schrifttum [33] ein Materialfaktor von 0,51 angegeben. Dieser Modellansatz wird in dieser Arbeit als Reaktormodell verwendet.

Bei der Wärmeübertragung fließen die Verweilzeiten in die Wärmeübergangskoeffizienten ein, wie aus Arbeiten von Frisch [34] und Mollekopf zu ersehen ist [35]. Zur Berechnung der Kontaktzeit Feststoff-Wand nach Rogers [31] und Vogel [23] wurde die Zeit betrachtet, die ein Partikel im Bett verweilt. Zur Berechnung der Kontaktzeit Feststoff-Gas wurde vereinfachend angenommen, dass sich das Partikel auf der Bettoberfläche gleichmäßig beschleunigt bewegt. Die Reibung wurde dabei vernachlässigt.

Ein weiteres Verweilzeitmodell wurde von Mu und Perlmutter [37] vorgeschlagen. In dem betrachteten Ansatz wird das Feststoffbett in N Zellen unterteilt, wobei eine Differenzierung zwischen der Hubregion und der Kaskadenschicht erfolgt. Dabei werden eine mögliche Rückvermischung durch einen Rückströmanteil und ein unvermischt weitertransportierter Anteil durch einen so genannten Bypass berücksichtigt. Die für diesen Modellansatz benötigten Parameter wurden experimentell ermittelt. Mit Hilfe der Laplace-Transformation kann schließlich die Gesamtverweilzeitverteilung im Drehrohr berechnet werden.

Neben der zonalen Massenbilanz in der Kaskadenschicht und der Hubregion beinhaltet das Modell nach Mellmann [38] die Lösung der Differentialgleichungen zur Fließgrenzfunktion anhand einer differentiellen Kräftebilanz in der Kaskadenschicht und des Füllgradverlaufes mit Hilfe des Differenzenverfahrens. Die Grundlage zur Lösung der Differentialgleichungen liefern die Bilanzgleichungen für die Massen- und Impulserhaltung.

3.2 Basismodelle (Wärme- und Stoffübergang)

Bei Drehrohrreaktoren erfolgt die Wärmezufuhr in das Gutbett

- direkt durch ein Verbrennungsgas oder
- indirekt durch eine Außenbeheizung.

Die Art der Energiezufuhr hängt von dem jeweils durchgeführten Prozess ab. Beispielsweise wird der Wärmestrom für die endothermen Reaktionen zum Brennen von Zementklinker durch ein heißes Gas übertragen (direkte Wärmeübertragung). Für Prozesse unter inerter Atmosphäre, wie bei der Pyrolyse, wird üblicherweise die Energie indirekt, z.B. elektrisch oder über ein heißes Gas über die äußere Drehrohrwand oder aber über im Drehrohr angebrachte Strahlungsrohre eingebracht.

Bei der Wärmeübertragung sind die Teilmechanismen Strahlung, Konvektion und Leitung miteinander gekoppelt. Weiterhin müssen bei der Energiebilanz Prozesse der Stoffumwandlung berücksichtigt werden.

Eine Einteilung der Modelle gemäß ihrem Ansatz in Bilanz- und Maximum-Gradienten-Modelle erfolgt hier in gleicher Weise wie für die Modelle des Feststofftransportes.

3.2.1 Bilanzmodelle

Bilanzmodelle mit dem Grundelement „Rührkessel“ (globale Modelle) beschreiben die Wärmeübertragungsmechanismen in einem Drehrohr in ihrer Gesamtheit, d.h. die grundlegenden Gleichungen zur Wärmeübertragung werden auf das gesamte Drehrohr bezogen ohne verfeinerte Einteilung in verschiedene Abschnitte oder Zonen.

Heiligenstaedt [39] hat den Wärmeübergang in direkt befeuerten Drehrohren für verschiedenartige Trommelausführungen beschrieben. Seinen Ansatz bilden die Gleichungen für den konvektiven Wärmetransport und die Strahlung. Das Ziel war die Bestimmung des auf das Gut insgesamt übertragenen Wärmestroms.

Onissi [40] stellte in seinem Beitrag halbempirische Funktionen aus Simulation und Messungen für ein Zementdrehrohr u.a. zum Wärmeverbrauch und zu den Übertragungsflächen vor. Die Ergebnisse seiner Untersuchungen belegte er mit Werten aus dem Schrifttum. Für die gesamte Ofenleistung ergibt sich z.B. eine Abhängigkeit von der Länge, dem Durchmesser, der Drehzahl, dem Füllungsgrad und der mittleren Temperaturdifferenz. Einige Einflussgrößen sind mit entsprechenden empirisch ermittelten Exponenten versehen.

Die von Biardi [41] entwickelte Vorstellung zur Modellierung einer Abfallverbrennung in Drehrohrsystemen berücksichtigt neben einer globalen Feststoffverweilzeit nach Gleichung 3-1 eine auf das gesamte Drehrohr bezogene Feststoffmassen- und Energiebilanz. Der Abbau des Abfalls wird danach u.a. von Transportkoeffizienten aus Sherwood-Funktionen und stöchiometrischen Koeffizienten bestimmt. Das Modell liefert Anhaltswerte für die Auslegung und Betriebsweise von Großanlagen als Funktion von sich ändernden Inputgrößen.

3.2.2 Maximum-Gradienten-Modelle

Zu den Maximum-Gradienten- Modellen zählt das Modell nach Gardeik [42] und das Drehrohr-Modell nach Wocadlow [2]. Gardeik befasste sich in seinen Arbeiten mit der Wärmeübertragung in innenbeheizten, adiabaten Drehrohren. Er entwickelte dazu zwei Modellansätze. Im ersten Ansatz werden Gas, Solid und Wand als homogene, unbewegliche Körper in einem stationären Zustand angenommen. Im zweiten Ansatz wird zusätzlich das instationäre Verhalten der Wand während einer Drehung betrachtet. Der zweite Ansatz lässt sich dabei durch eine Grenzwertbetrachtung in den ersten Ansatz überführen. Zur Beschreibung des axialen Gastemperaturverlaufes wurde analog zu den Rekuperatorgleichungen auf effektive Transportkoeffizienten zurückgegriffen. Ferner wurde ein so genannter Speicherfaktor definiert, der den verstärkenden Einfluss der Drehrohrwand auf die Wärmeübertragung vom Gas auf das Solid berücksichtigt. Das Modell müsste, um den Einfluss praxisnaher Parameter abschätzen zu können, in den Bereichen Wärmestrahlung und Wärmeverluste noch erweitert werden.

Ähnliche vereinfachte Ansätze unter Berücksichtigung der Strahlung und der endothermen Reaktionen beim Brennprozess in einem Zementdrehrohr sind von Frisch [43] vorgeschlagen worden.

Mit dem Modell nach Wocadlow [2] wurden axiale Temperatur- und Konzentrationsverläufe eines Pyrolyse-Drehrohres zur Bodensanierung der Deutschen Babcock AG und der Ruhrkohle Westfalen AG mathematisch angenähert. Dabei interessierte vor allem die Bodenaustrittstemperatur, die als Maß für die Güte der Schadstoffabreinigung diente. Um den Wärmeübergang von der Wand an die Schüttungsunterseite beschreiben zu können, wurde dabei auf das Penetrationsmodell nach Mollekopf [35] zurückgegriffen. Zur Beschreibung des Wärmeüberganges an der Schüttungsobenseite und an der Schüttungsunterseite wurde dieser Modellansatz entsprechend modifiziert. Da bei Pyrolyse-Prozessen im Vergleich zu Verbrennungsprozessen die Gastemperaturen i.d.R. geringer sind, kann die Gasstrahlung nicht mehr als grau angenommen werden. Die Berechnung der insgesamt von der Drehrohrwand, dem Feststoff und dem Gas aufgenommenen und effektiv übertragenen Wärmeströme erfolgte nach dem Modell von Adams und Brimacombe [44], [45].

Ein zonal-kartesisches Modell wurde in der Dissertation von Phu [46] entwickelt. Diese Arbeit ist an einem Verbrennungs-Drehrohr der Zementindustrie durchgeführt worden. Die Grundidee der Zonenmethode besteht aus der Lösung der aus differentiellen Bilanzen

entstandenen Integral- und Differentialgleichungen durch die einfachere simultane Lösung eines Satzes nichtlinearer algebraischer Gleichungen für jede Zone. Ziel der Modellierung war die Berechnung einer Temperaturverteilung im Drehrohr sowie die Bestimmung der auf das Gut übertragenen Wärmeströme. Dazu waren Betriebsparameter (z. B. Abgaskonzentrationen) und Geometrieparameter (z.B. Abmessungen des Drehrohres) erforderlich. Mit Hilfe einer geschätzten Temperaturverteilung kann durch Iteration der übertragene Wärmestrom auf das Gut ermittelt werden.

Das mehrdimensionale Wärmeübertragungsmodell von Mellmann [38] berücksichtigt im Vergleich zum zonal-kartesischen Modell von Phu [46] oder dem zonal-zylindrischen Modell nach Bauersfeld [48], den axialen Füllwinkelverlauf im Drehrohr und damit die sich von Zone zu Zone ändernde Kaskadenschichthöhe. Die Grundlage seines Modells bildet die Massen- und Energiebilanz für jede Zone. Für die Berechnung der Wärmeübergänge von der Wand zum Gut und vom Gas zum Gut baut das Modell von Mellmann [38] auf Arbeiten von Frisch [49], [50], [51], [52], Lehmborg, Hehl und Schügerl [53], [54] auf. Für die Aufteilung des Drehrohres in Zonen werden Gas-, Bett- und Wandzonen unterschieden. Die Bettzonen unterteilen sich weiter in die Kaskadenschicht und in die Hubregion. Die aus chemischen Reaktionen freiwerdenden Enthalpien werden berücksichtigt, die Reaktionen selber werden hingegen nicht modelliert. Die Einbeziehung der chemischen Reaktionen in die Massen- und Energiebilanz kann z.B. mit Hilfe eines Arrheniusansatzes 1. Ordnung nach Boeßert [57] erfolgen. Eine Erweiterung des Modells zur Berechnung der Gasströmung im flammenbeheizten Drehrohr kann mit mathematischen Modellen von Bundrock [55], [56] umgesetzt werden. Mellmann [38] validiert sein Modell an einem direkt befeuerten Drehrohr zur Bodendekontamination.

Ghenda [47] hat das Brennen von Zementklinker in einem Zementdrehrohr auf der Basis der Reaktormodelle von Austin und Mellmann sowie der Massen- und Energiebilanzen im Rahmen eines Zonenmodells mathematisch beschrieben. Wärmesenken durch das Kalzinieren werden durch entsprechende mathematische Ansätze berücksichtigt ebenso wie der Abbrand von Ersatzbrennstoffen und Kohlenstaub zur Befeuerung des Ofens. Zur Validierung seines Modellansatzes nutzt er experimentelle Daten einer Großanlage.

Für die Modellierung der Verbrennung heizwertarmer Abfälle in Drehrohren entwickelte Ruppert [60] ein Modell, das den Ausbrand des Kohlenstoffes einzelner Partikel und die Partikelbewegung im Drehrohr berücksichtigt. Es werden Maximum-Gradienten-Modelle für einen porösen und nicht porösen Körper mit einer umgebenden Ascheschicht kombiniert. Die Modelle wurden mit experimentellen Ergebnissen verifiziert.

Ein CFD- Modell für die Modellierung der Sondermüllverbrennung im Drehrohr wurde von Yang, Pijnenborg und Reuter [61] vorgestellt. Mit Hilfe dieses mathematischen Modells werden Temperatur- und Speziesverteilungen im Drehrohr und der nachgeschalteten Brennkammer berechnet. Die Validierung erfolgte anhand ausgewählter Messdaten. Die zur Verfügung stehenden Messdaten waren jedoch für eine umfangreiche Validierung nicht ausreichend.

Zusammenfassend lässt sich feststellen, dass die aufwändigen mehrdimensionalen Zellenmodelle exakte Randbedingungen zur Lösung der Differentialgleichungen

benötigen. Oft sind jedoch diese Randbedingungen insbesondere bei Abfällen nicht ermittelbar, so dass eine Übertragung der Ergebnisse bei Variation von HEG sehr schwierig ist. In dem eigenen vereinfachten Modellansatz werden daher sowohl im Reaktormodell als auch in der Kinetik Summenparameter gebildet.

3.3 Basismodelle (Kinetik)

Die Untersuchungen zur Kinetik können in rein empirische Untersuchungen zum Produktspektrum in Abhängigkeit der Pyrolysebedingungen und in Untersuchungen zur Produktbildung unter Berücksichtigung kinetischer Ansätze unterschieden werden.

In [62] wird von Bilitewski, Härdtle und Marek u.a. auf Produktzusammensetzungen und -verteilungen in Abhängigkeit der wesentlichen Haupteinflussgrößen wie z.B. Einsatzstoffzusammensetzung, Temperatur anhand von Beispielen (u.a. Hausmüll) eingegangen.

Heil [63] hat Untersuchungen an verschiedenen zusammengesetzten Abfallstoffen unter Variation von Temperatur und Verweilzeit hinsichtlich der Produktverteilung (Gas, Koks und Teer) und deren Zusammensetzung in einem im Gleichstrom betriebenen Schachtreaktor durchgeführt. Speziell sind die Produkte auf Schwermetalle und Schadstoffe, wie z.B. H_2S , NH_3 und HCN untersucht worden.

Ähnliche Untersuchungen wurden von Berghoff [64] mit dem Ziel durchgeführt, neben der Ermittlung der Produktzusammensetzung und -verteilung in Abhängigkeit der Pyrolysetemperatur, auch Methoden zur Reduzierung der sich im Waschwasser ansammelnden Öl- und Teerbestandteile zu entwickeln. Als Pyrolyse- und Crackreaktor wurde ein Tiegel verwendet. Diesem war ein Crackreaktor in Form eines indirekt beheizten Strömungsrohres nachgeschaltet. Die Wirksamkeit des Crackreaktors mit einem Volumen von 1 Liter wurde anhand der Bestimmung der Verschmutzung des Waschwassers mit Hilfe von TOC- und CSB-Werten ermittelt. Für eine Pyrolysegastemperatur von $500\text{ }^\circ\text{C}$, einer Cracktemperatur von $1160\text{ }^\circ\text{C}$ sowie einer Gasverweilzeit von 4,5 s konnte der TOC-Wert um 95 % und der CSB-Wert um 87 % gegenüber den Versuchen ohne nachgeschaltete Crackung reduziert werden. Der Energieaufwand zur Erzeugung eines vollständig verkokten Rückstandes wurde über die Bildung von Verkokungsenthalpien berechnet.

In den Arbeiten von Federle [65] wurden Untersuchungen zur Abfallpyrolyse mit dem Ziel durchgeführt, den Einfluss des Wassergehaltes und der Pyrolysetemperatur auf die Entstehung der Produkte Öl, Gas und Koks darzustellen. Die Abhängigkeit der Produktverteilung von der Feuchte im Einsatzstoff und der Pyrolysetemperatur wurden ähnlich wie in der Arbeit von Berghoff [9] über die Berechnung von Verkokungsenthalpien ausgedrückt. Über die Ermittlung der Verkokungs- und Verdampfungsenthalpien ist es möglich, eine grobe Klassifizierung der Produktpalette zu erreichen. Die Untersuchungen wurden an einer aus der Kohleforschung bekannten „Jenkner-Retorte“ (senkrecht stehender Rohrofen) durchgeführt. Dabei zeigt sich in Übereinstimmung mit Versuchen

von Kaiser [66] und Sanner [67], dass mit zunehmender Temperatur die Gasausbeute ansteigt und die Pyrolysedauer abnimmt.

Eine allgemeine Übersicht zur Verwertung von Kunststoffabfällen durch pyrolytischen Abbau wurde von Sinn und Kaminsky [68] gegeben. Ein Ziel der Arbeiten war es, zu untersuchen, inwieweit durch Pyrolyse in einem Wirbelschichtreaktor reine Kunststoffe und Kunststoffgemische stofflich verwertet werden können. Nach einer faktoriellen Versuchsplanung wurden beispielsweise die Ausbeuten von Einzelkomponenten im Rohgas bei der Pyrolyse von Polyethylen (PE) durch Regressionsgleichungen in Abhängigkeit der Temperatur, der Durchsatzleistung und des Wirbelgasvolumenstroms angenähert. Mit Hilfe dieser Gleichungen können Optimierungsrechnungen hinsichtlich beispielsweise der Ausbeute von Methan durchgeführt werden. Neben einer Wirtschaftlichkeitsbetrachtung für eine Großanlage wurden Einzeluntersuchungen zur Pyrolyse von PE, PVC und PTFE in Abhängigkeit von Verweilzeit und Temperatur sowie katalytischen Einflüssen durchgeführt. Dabei konnte u.a. bei der Pyrolyse von PVC festgestellt werden, dass mit Hilfe von Aktivkohle-Adsorbentien rund 90 % des gebundenen Chlorwasserstoffs als reine Salzsäure zurückgewonnen werden können. Im Rahmen eines DFG-Vorhabens mit der CUTEC und der Bauhaus-Universität Weimar wurden die Umsatzvorgänge bei der Crackung von Polyethylen ausführlich untersucht [69].

In Beiträgen von Steffensen und Makuszies [70] wurde die Pyrolyse von Sonderabfällen und speziell die Weiterbehandlung von dechloriertem Deponiesickeröl hinsichtlich der Produkte und Schadstoffpfade untersucht. Diese Öle wiesen beim Einsatz des Recyclon-Verfahrens (das Öl wird dabei mit Natrium versetzt) nicht nachweisbare Mengen an Chlor auf. Durch die katalytischen Einflüsse der dadurch entstandenen Natriumverbindungen (vorwiegend NaCl) wurde beispielsweise die Ausbeute an Gas verbessert, ein höherer Aromatisierungsgrad der Öle erreicht und die Teerbildung verringert.

Untersuchungen zum pyrolytischen Abbau von Kunststoffen in einer katalytisch aktiven Salzsäureschmelze sind von Perkow [71] mit dem Ziel einer Massen-, Stoff- und Energiebilanzierung unter Variation der Pyrolysetemperatur durchgeführt worden. Dazu wurde eine Versuchsapparatur im Labormaßstab entwickelt, in der die Kunststoffe kontinuierlich über eine Förderschnecke unter die Salzsäureschmelzenoberfläche transportiert werden. Sowohl die Verweilzeit der Kunststoffe als auch ihrer Reaktionsprodukte kann dabei über die Füllhöhe der Salzsäureschmelze im Reaktor variiert werden. Für die Pyrolyse von Polystyrol (PS) und Polymethylmethacrylat (PMMA) wurde beispielsweise festgestellt, dass unterhalb von 640 °C rund 64 bzw. 82 Ma.-% der Monomere zurück gewonnen werden können. Eine Erhöhung der Pyrolysetemperatur führt zu einer Minderung der Monomerausbeute bei gleichzeitiger Kohlenstoffzunahme. Neben der Darstellung der Produktverteilung in Abhängigkeit der Temperatur wurde der für die Crackung benötigte Wärmebedarf gemessen und mit Hilfe des Hess'schen Wärmesatzes aus der Differenz der Verbrennungswärmen der Edukte und Pyrolyseprodukte berechnet. Der für die Crackung von PMMA benötigte Wärmestrom wurde beispielsweise bei einer Pyrolysetemperatur von 690 °C zu 538 kcal/kg gemessen und zu 580 kcal/kg berechnet.

Im Bereich der Pyrolyse von Shredderleichtmüll sind u.a. Untersuchungen von C. Pasel [72] und M. Hamm [73] durchgeführt worden.

Pasel hat Primär- und Sekundärreaktionen bei der Pyrolyse von zunächst reinem Polypropylen (PP) und anschließend Shredderleichtmüll in Abhängigkeit von Temperatur, Druck, Verweilzeit und Gasatmosphäre in verschiedenen Apparaten (Curie-Punkt, Batch-Rohr-Schmelreaktor und Drehrohr) untersucht.

Die Untersuchungen von Pasel wurden von Hamm hinsichtlich der Beschreibung des Pyrolyse-Prozesses im Drehrohr und der Charakterisierung des Pyrolyseverhaltens von Shredderleichtmüll fortgeführt. Insbesondere wurden Untersuchungen zum Verbleib von Chlor und PCB in den Pyrolyseölen und im Rückstand vorgenommen. Die Chlor- und PCB-Gehalte im Pyrolyseöl lagen dabei oberhalb der für die Vermarktung zugelassenen Grenzwerte. Da der Rückstand jedoch PCB-frei war, konnte durch die Pyrolyse insgesamt rund 60 % des PCB's abgebaut werden. Rund 50 % des vorwiegend durch PVC eingebrachten Chlors lagerte sich im Rückstand u.a. an anorganischen Begleitstoffen, wie z.B. Calciumoxid, an.

Neben diesen rein empirischen Untersuchungen sind Arbeiten zur Produktbildung bei der Pyrolyse unter Berücksichtigung kinetischer Ansätze für Einzelstoffe und Stoffgemische durchgeführt worden.

Zum Abbau von chloraromatischen Verbindungen unter Variation der Pyrolysebedingungen sind Untersuchungen von Bleise [74] im Strömungsrohr und in Quarzampullen durchgeführt worden. Dabei wurden Produktverteilungen und -zusammensetzungen in Abhängigkeit von der Temperatur, der Pyrolysezeit und anorganischen Zusatzstoffen untersucht sowie kinetische und thermodynamische Daten der Produkte ermittelt. Aus der Abnahme der Einsatzstoffmasse über der Zeit kann unter der Annahme einer pseudo-ersten Reaktionsordnung die Geschwindigkeitskonstante über den Arrheniusansatz in Abhängigkeit der Temperatur berechnet werden. Durch die Angabe der Bildungswärme, der Bildungsentropie und der molaren Wärmekapazität werden die entstandenen Substanzen auch thermodynamisch charakterisiert. Die Berechnung der thermodynamischen Daten erfolgte nach der Benson-Theorie über Inkremente.

Eine Reihe von mathematischen Ansätzen sind im Zusammenhang mit der Pyrolyse an Kohlepartikeln von Klose und Toufar unter Annahme einer isothermen Pyrolyse mit progressivem Temperaturverlauf in z.B. [75] beschrieben worden. Ferner wurden Vorgehensweisen zur Bestimmung der kinetischen Parameter aufgezeigt, die berechneten Daten mit Versuchsergebnissen verglichen und diskutiert. Dabei zeigt sich u.a. für die Bildungsgeschwindigkeit einer Reihe von Produkten eine Abhängigkeit von der Temperatur. Die Theorie der Reaktionskomplexe (d. h. eine Produktkomponente entsteht aus einer Vielzahl von Einzelreaktionen) ist eine Annahme, die eine sehr gute Übereinstimmung von Experiment und Rechnung liefert.

Die Untersuchung und Modellierung der Trocknung und Pyrolyse von Holzkugeln aus Fichte und Buche an einer Thermowaage sind von Staudinger u. a. [77], [78] mit dem Ziel

der Simulation von Stoff- und Wärmeübergangsprozessen in einer Wirbelschichtanlage vorgenommen worden. Das Modell berücksichtigt dabei nur eine Dimension des Partikels. Es wurden differentielle Massen- und Energiebilanzen sowie thermodynamische Gleichgewichtsbeziehungen und kinetische Reaktionsgleichungen aufgestellt. Speziell wurde die Produktbildung bei der Pyrolyse von Holz mit Hilfe der Arrhenius-Funktion beschrieben. Die simultane Lösung der Differentialgleichungen erfolgt numerisch.

Ähnliche Untersuchungen und Modellansätze sind in der Arbeit von Wiest [3] und Schinkel [78] zur Pyrolyse von Biomasse, insbesondere von Mais, in einem Drehrohr durchgeführt worden.

In Untersuchungen zur Pyrolyse von PVC und Kunststoffgemischen mit Hilfe einer Thermogravimetrie- Massenspektrometrie von Bockhorn [79] wurde neben den entstehenden Produkten auch kinetische Parameter der Zersetzung bestimmt. Die Zersetzungsgeschwindigkeit bzw. der Umwandlungsgrad der Kunststoffe wurde über einen degressiven Ansatz mit Hilfe der Arrheniusgleichung berechnet. Die kinetischen Parameter lassen sich aus der logarithmischen Darstellung der Gleichung ermitteln. Beispielsweise vollzieht sich die Zersetzung von PVC in zwei Stufen: In einer ersten Stufe zwischen 220 °C und 375 °C verliert die Probe bei maximaler Zersetzungsgeschwindigkeit rund 60 % ihres Ausgangsgewichtes. Die dabei ermittelte scheinbare Reaktionsordnung wurde zu 1,49 angegeben. Zwischen 375 und 530 °C wurden in einer zweiten Stufe weitere 30 % der Masse abgebaut. Die Zersetzungsgeschwindigkeit war dabei jedoch wesentlich geringer. Anhand der gemessenen TG und DTG-Verläufe konnte eine scheinbare Reaktionsordnung von 1,57 ermittelt werden.

Ein mathematischer Ansatz zur Modellierung der Verbrennung von Abfällen in Drehrohrsystemen wurde von Rovaglio, Manca, Biardi und Falcon [41] vorgestellt. Das Modell berücksichtigt neben der Feststoffverweilzeit Massen-, Stoff- und Energiebilanzen für Feststoff und Gasphase. Für den Feststoffumsatz wurden beispielsweise Transportansätze mit Hilfe von Sherwoodfunktionen aufgestellt. Im Vergleich mit experimentellen Untersuchungen hat sich der globale mathematische Ansatz als tragfähig erwiesen.

Auch in dem hier verwendeten Modellansatz werden die Abbauvorgänge summenkinetisch mit Hilfe von erweiterten Arrheniusansätzen berechnet.

4 Beschreibung der Anlagentechnik

In diesem Abschnitt werden die Anlagentechnik und die Peripherie des Pilotdrehrohres und der Thermowaage beschrieben.

4.1 Versuchsanlage Drehrohr

Das Drehrohr im Pilotmaßstab wurde zur Ermittlung von Messdaten zum Verweilzeitverhalten und zur Gaszusammensetzung in den Heißversuchen sowie zur Validierung des mathematischen Modells eingesetzt.

Abbildung 4-1 zeigt ein Foto und **Abbildung 4-2** das Fließbild der Drehrohr Pilotanlage zur Pyrolyse der CUTEC-Institut GmbH.

Die Drehrohranlage setzt sich aus den Hauptkomponenten

- ◆ Pyrolysedrehrohr ((1) in **Abbildung 4-2**,
- ◆ Waschkolonne zur Reinigung der Pyrolysegase ((2) in **Abbildung 4-2**)
und
- ◆ Brennkammer zur Nachverbrennung der gereinigten Pyrolysegase
((3) in **Abbildung 4-2**)

zusammen.

Der Einsatzstoff gelangt über eine mit Stickstoff inertisierte Kammerschleuse mittels einer Förderschnecke in das Drehrohr. Die Förderung pastöser Einsatzstoffe kann mit Hilfe einer Pumpe und einem Förderrohr anstelle der Schnecke erfolgen. Das Drehrohr hat einen Durchmesser von 0,3 m und eine Gesamtlänge von 5,8 m. Die Fördermenge der Schnecke kann über die Schneckendrehzahl eingestellt werden. Damit wird ein maximaler Massenstrom von ca. 15 bis 70 kg/h (je nach Schüttdichte des Einsatzstoffes) erreicht. Die Erwärmung des Einsatzgutes erfolgt über vier voneinander unabhängig einstellbare elektrische Heizungen mit einer Gesamtleistung von 40 kW. Die beheizte Rohrlänge beträgt 3,6 m. Der Reaktionsraum des Drehrohres ist gegenüber der Umgebung durch zwei Gleitringdichtungen abgedichtet, die mit Stickstoff beaufschlagt werden. Die Maximaltemperatur im Drehrohr sollte 1000 °C nicht überschreiten. Der Pyrolyserückstand wird am Drehrohrende über eine elektrisch beheizte Austragsschleuse trocken abgezogen. Das Pyrolysegas gelangt aus dem Austrittsstutzen des Drehrohres in eine dreistufige mit Füllkörpern gefüllte Waschkolonne (Position (2) in **Abbildung 4-2**). Hier wird das mit Kohlenwasserstoffen beladene Gas auf etwa 30 °C heruntergekühlt und die Mittel- und Schwersiederfraktionen werden ausgewaschen. Die Waschflüssigkeit besteht aus in Wasser verdünnter Natronlauge und wird über zwei in Reihe geschaltete

Absetzbehälter im Kreis gefahren. Das gereinigte Pyrolysegas gelangt in das nachgeschaltete Brennkammersystem (Position (3) in **Abbildung 4-2**). Die für die Nachverbrennung erforderliche Stützfeuerung wird mit Erdgas betrieben. Bei Ausfall der Waschkolonne kann das heiße Pyrolysegas über einen elektrisch beheizten Bypass direkt in der Brennkammer nachverbrannt werden.

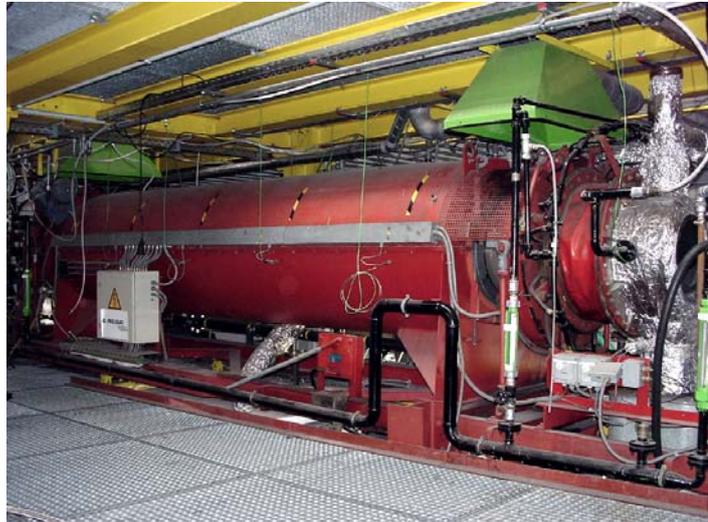


Abbildung 4-1: Foto der Pilotanlage Drehrohr an der CUTEC-Institut GmbH

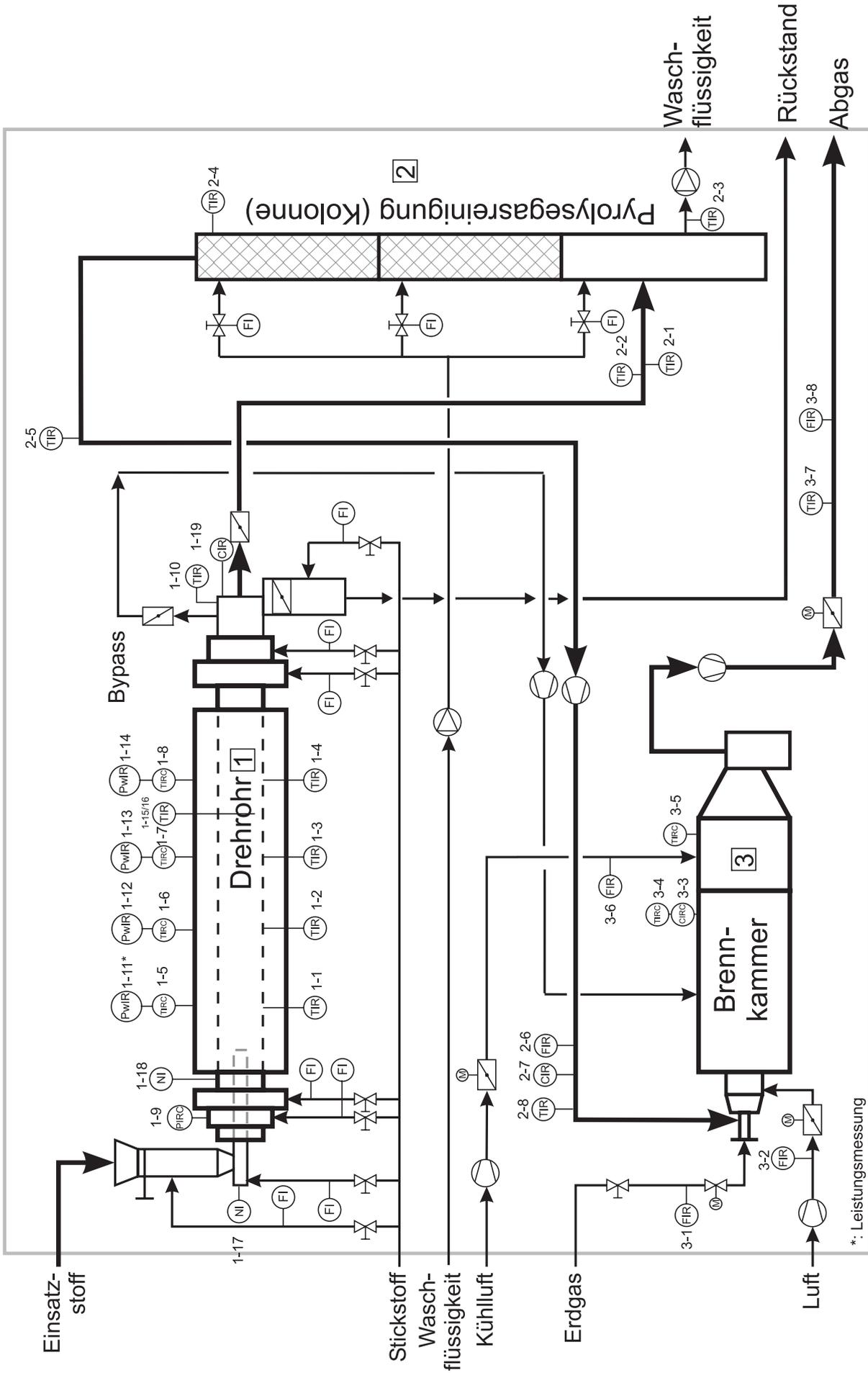


Abbildung 4-2: Verfahrenstechnisches Fließbild der Pilotanlage Drehrohr einschließlich MSR-Schema

Alle für den Betrieb und die Auswertung wichtigen Messgrößen (Temperaturen, Drücke, Konzentrationen) werden kontinuierlich aufgezeichnet und entsprechend verarbeitet.

Zur Bestimmung der Zusammensetzungen und stoffspezifischen Eigenschaften (z. B. Heizwert oder Glühverlust) der ein- und austretenden Stoffströme (Einsatzstoff, gereinigtes Pyrolysegas, Kondensat und Pyrolyserückstand) können diese diskontinuierlich beprobt werden.

Variation von Betriebsparametern

Die Betriebszustände in der Versuchsanlage können u. a. durch folgende Parameter variiert werden:

- ◆ Zusammensetzung des Einsatzstoffes,
- ◆ Temperatur und Temperaturverteilung,
- ◆ Verweilzeit (Drehrohrneigung, Drehrohdrehzahl),
- ◆ Vermischungsbedingungen,
- ◆ Variation des Lastverhältnisses und
- ◆ Zugabe von Additiven.

Bei pastös- flüssigen Einsatzstoffen kann am Ende der vierten Heizzone ein Wehr angebracht werden, das einen Ausfluss von nicht vollständig pyrolysiertem Material verhindert.

4.2 Mess- und Probenahmetechnik

Im Folgenden wird für die Pilotanlage Drehrohr zunächst die Messtechnik näher erläutert. Anschließend wird auf das Probenahmesystem zur Sammlung der Kondensate und Messung spezieller Gaskomponenten eingegangen.

4.2.1 Messtechnik - Pilotanlage Drehrohr

Die Messtechnik umfasst die Aufnahme und Weiterverarbeitung von Daten zur Charakterisierung der Stoffströme und zur Erstellung von Massen- und Energiebilanzen. Die Messstellen werden nachfolgend kurz beschrieben und sind in **Abbildung 4-2** eingetragen.

- 1-Drehrohr
 - ◆ 1-1 bis 1-4: Temperaturen an der Drehrohraußenwand in den Zonen 1 bis 4 (**Abbildung 4-3**)

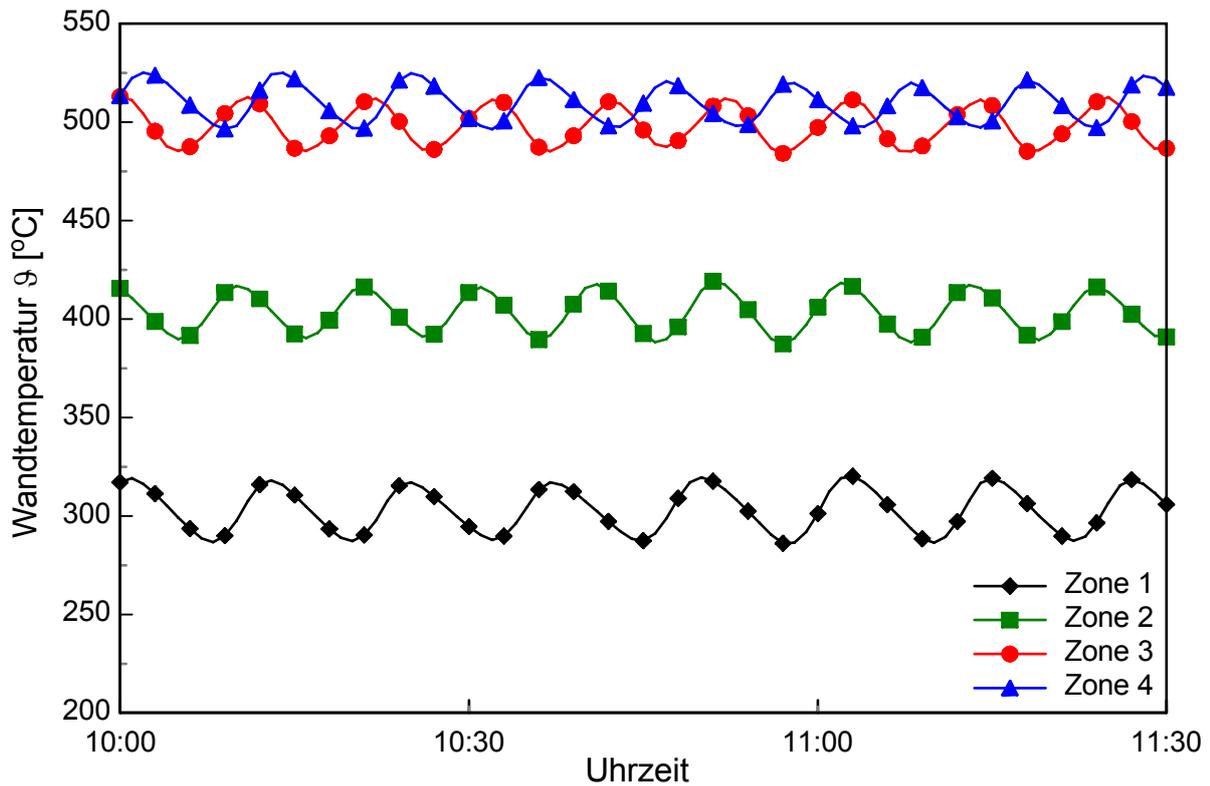


Abbildung 4-3: Temperaturverlauf der Wandtemperaturen im Drehrohr bei Sollwerten für die Zone 1 von 300 °C, für die Zone 2 von 400 °C und für die Zonen 3 und 4 von je 500 °C

- ◆ 1-5 bis 1-8 Temperaturen im Heizmantel in den Zonen 1 bis 4
- ◆ 1-9: Druckmessung und -regelung
- ◆ 1-10: Pyrolysegastemperatur
- ◆ 1-11 bis 1-14: Leistungsmessung in den Zonen 1 bis 4
- ◆ 1-15, 1-16: Feststoff- und Gastemperaturen gemäß **Abbildung 4-4**

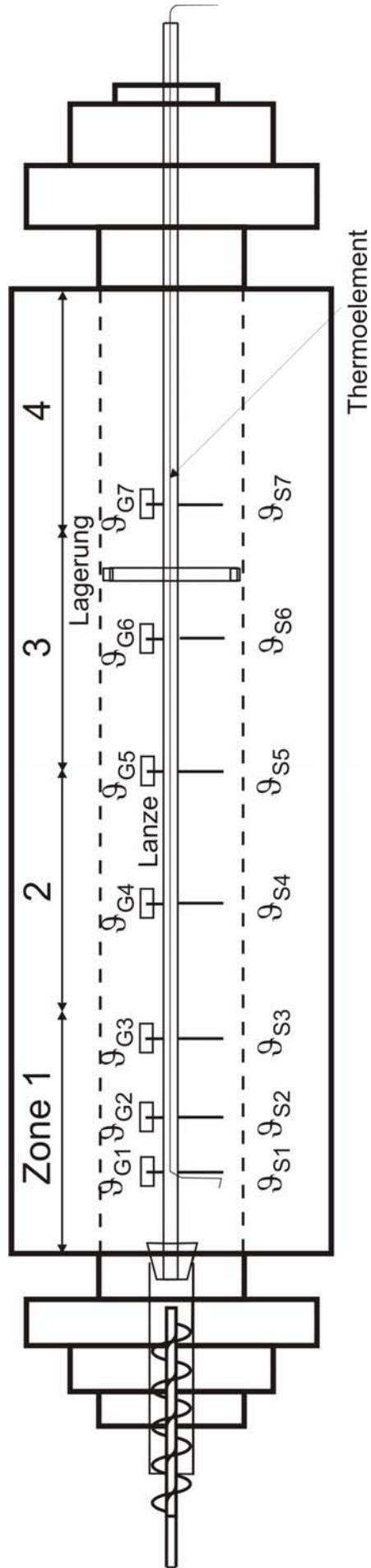


Abbildung 4-4: Übersicht über die verwendeten Feststoff- und Gastemperaturmessstellen

- ◆ 1-17: Steuerung der Schneckendrehzahl
 - ◆ 1-18: Steuerung der Drehrohdrehzahl
 - ◆ 1-19: Probenahmestelle für Gasbeprobung vor der Kolonne (s. Beschreibung Probenahmesystem)

 - 2- Waschkolonne
 - ◆ 2-1: Temperatur an der Rohraußenwand der Kolonne vor dem Gaseintritt in die Kolonne
 - ◆ 2-2: Gastemperatur Pyrolysegas vor dem Gaseintritt in die Kolonne
 - ◆ 2-3: Temperatur Waschflüssigkeit
 - ◆ 2-4: Gastemperatur gereinigtes Pyrolysegas (Permanentgas) am Kolonnenkopf
 - ◆ 2-5: Gastemperatur gereinigtes Pyrolysegas
 - ◆ 2-6: Volumenstrommessung Permanentgas
 - ◆ 2-7: weitere Probenahmestelle für Gasbeprobung nach der Kolonne
 - ◆ 2-8: Gastemperatur gereinigtes Pyrolysegas

 - 3- Nachbrennkammer
 - ◆ 3-1: Erdgasvolumenstrom
 - ◆ 3-2: Brennluftvolumenstrom
 - ◆ 3-3: Sauerstoffkonzentration im heißen Abgas
 - ◆ 3-4: Temperatur des heißen Abgases in der Brennkammer
 - ◆ 3-5: Temperatur des gekühlten Abgases in der Brennkammer
 - ◆ 3-6: Kühlluftvolumenstrom
 - ◆ 3-7: Temperatur des Abgases
 - ◆ 3-8: Abgasvolumenstrom
-

4.2.2 Probenahmesystem

Die Entnahmestelle für die diskontinuierliche Beprobung der Zusammensetzung des Pyrolysegases befindet sich am Drehrohrende (Messstelle CIR 1-19). Wie aus **Abbildung 4-5** hervorgeht, setzt sich das zugehörige Probenahmesystem aus 4 Hauptkomponenten

- ◆ Vorabscheider (1),
- ◆ Fingerkühler (2),
- ◆ Spiralkühler (3) und einem
- ◆ Filter (4)

zusammen.

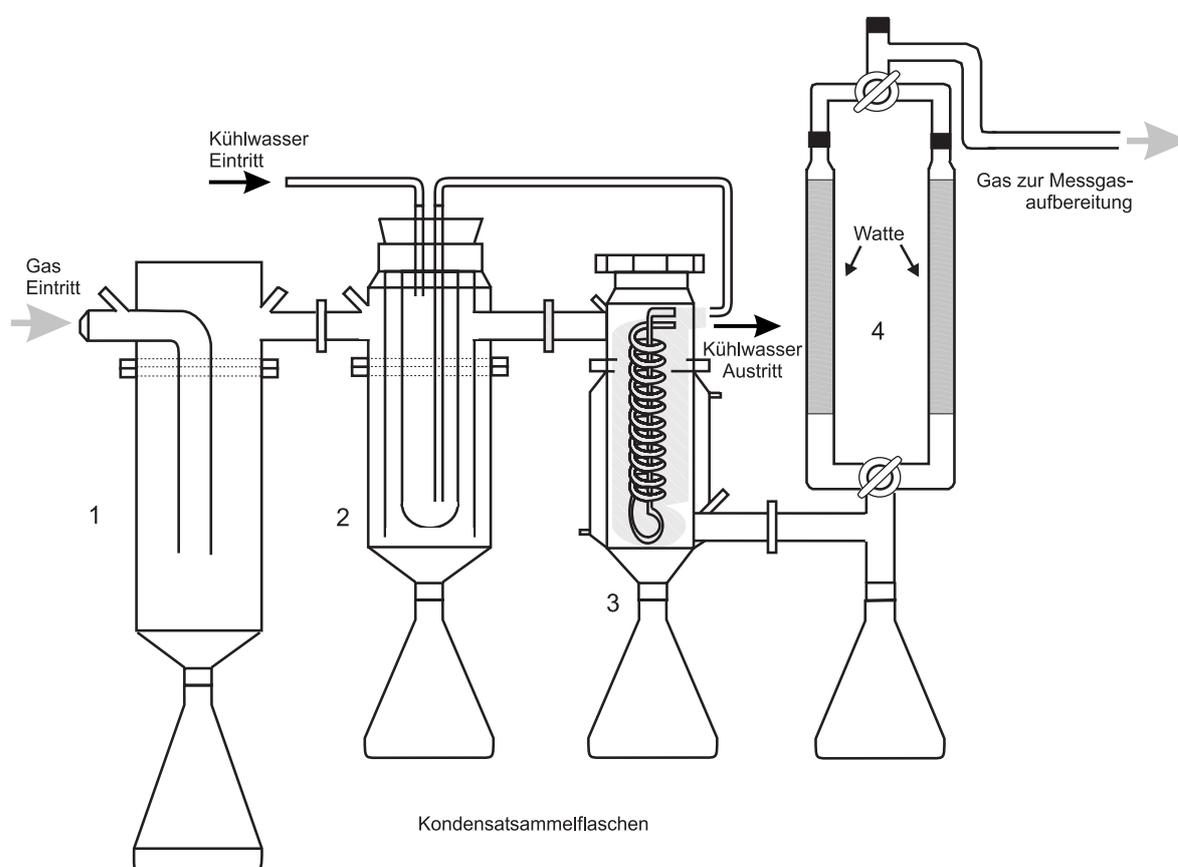


Abbildung 4-5: Probenahmesystem zur Ermittlung der Kondensat- bzw. Gasanteile

Die Gaskühlung umfasst drei wesentliche Komponenten, einen Vorabscheider (1) zur Flugkoksabscheidung, einen so genannten Fingerkühler (2) und einen nachgeschalteten Spiralkühler (3). Das abgesaugte heiße Pyrolyserohgas durchströmt den Vorabscheider (1), der den Hauptteil des Flugkokes abscheidet sowie danach den Fingerkühler im Gegenstrom zum eingeleiteten Kühlwasser, was zu einer raschen Abkühlung des Gases führt. Der Kühler bietet durch seine glatte Oberfläche den schwersiedenden Komponenten des Pyrolyserohgases eine gute und schnelle Ablaufmöglichkeit in die darunter angebrachte

Kondensatsammelflasche. Bei einem nennenswerten Anteil schwersiedender Komponenten im Gas reichen schon vergleichsweise geringe Temperaturabsenkungen zur Kondensation dieser Fraktionen aus. Das nunmehr vorgekühlte Pyrolysereingas gelangt nachfolgend in einen, ebenfalls im Gegenstrom betriebenen, Spiralkühler (3), über dessen große Oberfläche eine weitere Abkühlung erfolgt. Der Pyrolysereingasteilstrom wird über zwei parallel geschaltete mit Quarzwolle gefüllte Filter (4) der weiteren Messgasaufbereitung zugeführt. Dort erfolgt eine Kühlung auf ca. 5 °C mit restlicher Kondensatabscheidung.

Das gereinigte Gas wird zur kontinuierlichen Messung der Gaskomponenten CO, CO₂, O₂, H₂ und CH₄ über eine Gasuhr zu den entsprechenden Analysatoren geleitet. Zur diskontinuierlichen Beprobung des Permanentgases können nach der Gasuhr Gasbeutel gezogen werden.

4.2.3 Labor- Thermowaage

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wurden die kinetischen Daten für das Basismodell mit Hilfe der Thermowaage für verschiedene Einsatzstoffe ermittelt. Darüber hinaus wurde für BRAM zum Vergleich die kinetischen Daten an einer technischen Thermowaage (Abschnitt 4.2.4) bestimmt.

Die TGA-Apparatur im Labormaßstab (TG-MS-Kopplung) des Lehrstuhls Verfahren und Umwelt der Bauhaus-Universität Weimar [84] wird für thermoanalytische Untersuchungen auf dem Gebiet der Grundlagen- und angewandten Forschung von Festkörper-Gas-, Flüssig-Gas- sowie Festkörper-Flüssig-Gas-Reaktionen eingesetzt. Mit dieser Apparatur können neben den herkömmlichen Bedingungen wie bei kommerziellen Thermoanalyse-Geräten auch der Einfluss von Art und Druck der an den physikalisch-chemischen Umsetzungen beteiligten Gase bei Temperatur-Zeit-Bedingungen wie in einem industriellen Prozess simuliert werden.

Die Anlage (**Abbildung 4-6** und **Abbildung 4-7**) besteht aus den Hauptkomponenten:

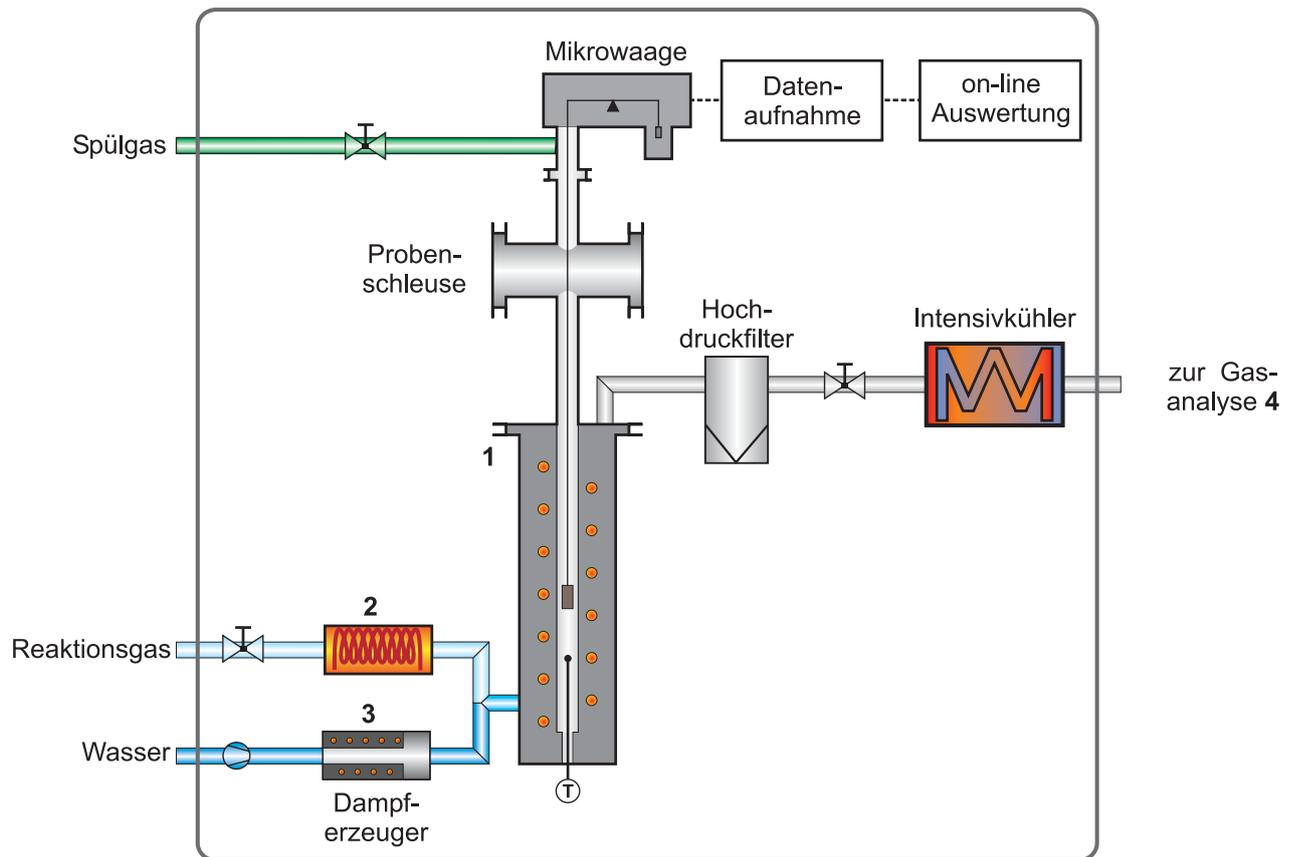


Abbildung 4-6: Verfahrenstechnisches Schema der Thermowaage an der Bauhaus-Universität in Weimar

- Standard-TGA-Hochdruckreaktor (1100 °C, 100 bar) ((1) in **Abbildung 4-6**)
- Gasversorgung für Reaktionsgasherstellung aus 3 oder mehr (bis zu ca. 10) Gas-Komponenten mit und ohne Wasserdampf (2)
- Wasserdampferzeuger (100 bar) (3)
- Gasanalysator (Massenspektrometer Balzers, QMS 421; $m/Z = 1...200$) (4)

Die für die Messung und Auswertung maßgebliche Probentemperatur wird ca. 5 mm unterhalb des Probengefäßes ermittelt.

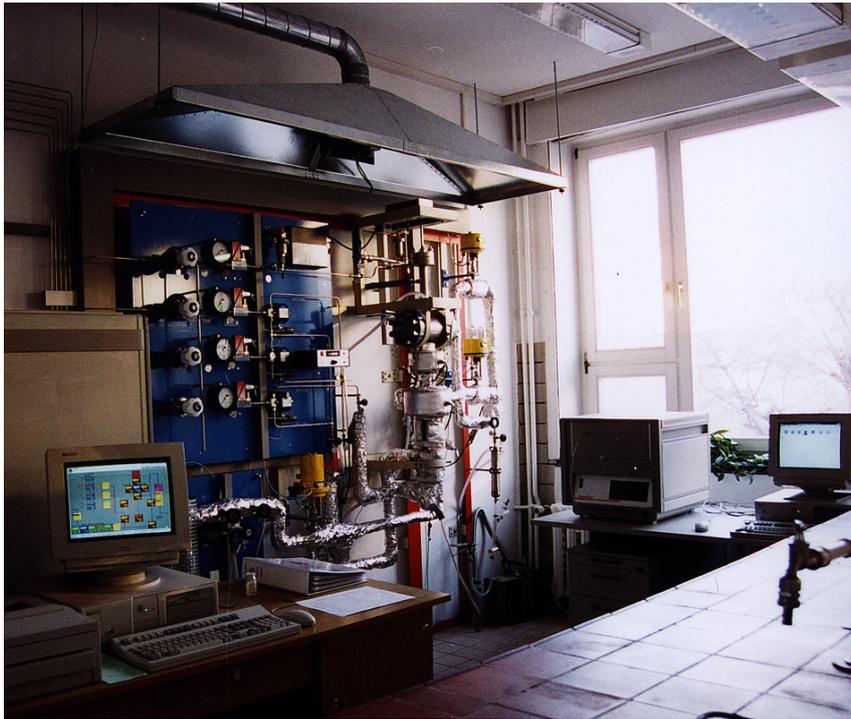


Abbildung 4-7: Foto der Thermowaage an der Bauhaus-Universität in Weimar

Für die Untersuchungen von Flüssig-Gas-Feststoffreaktionen können u.a. folgende Parametervariationen eingestellt werden:

- Materialprobe: pulverförmig und flüssig (bis ca. 1 cm^3); kompakte Proben: Nettomasse bis etwa 15 g; Abmessung: 1...8 mm, Durchmesser u. bis ca. 30 mm Länge
- Reaktionsgas-Atmosphäre: inert, oxidierend, reduzierend, korrosiv; bestehend aus 1 bis ca. 10 Komponenten, mit/ohne Wasserdampf, mit Drücken von 1 bis 100 bar absolut
- Temperaturbedingungen: isotherm mit $\vartheta = 20 \text{ °C} \dots 1100 \text{ °C}$, nicht-isotherm mit $dT/dt = 20 \text{ K} \dots 100 \text{ K/min}$, für Spezialfälle bis ca. 15000 K/min, komplexe Temperatur-Zeit-Programme: Simulation industrieller Prozesse – kombinierte isotherm-nichtisotherme T-t-Programme

Mit Hilfe dieser Apparatur können u.a. folgende Ergebnisse ermittelt werden:

- TG-, DTG-Kurve (Reaktionsverlauf, Masseverlust, Reaktionsgeschwindigkeit; Optimierung der Einflussparameter/Reaktionsbedingungen),
 - Massenspektrogramme mit Zuordnung der m/Z-Werte, Identifizierung der freigesetzten gasförmigen Verbindungen
-

0,143 m. Die Reaktionskammer ist konzentrisch von einem elektrisch beheizten Röhrenofen (2 in **Abbildung 4-8**) umgeben, dessen Heizleistung von einem programmierbaren Regler einstellbar ist. Hierdurch unterliegt der in der Reaktionskammer befindliche Einsatzstoff einem vorgegebenen Temperaturprogramm mit unterschiedlichen Aufheizraten (bis 20 K/min) bzw. isothermen Haltephasen (bis max. 1200°C). In der Mitte der Reaktionskammer ist ein zylindrisches Probengefäß aus Stahlblech (3 in **Abbildung 4-8**) (Höhe: 50 mm, Durchmesser: 80 mm) aufgehängt, in dem sich der zu untersuchende Einsatzstoff befindet. Das Probengefäß ist über eine Stange mit der sich im Waagenraum befindlichen Waage (4 in **Abbildung 4-8**) verbunden. Bei dieser Waage handelt es sich um eine handelsübliche Laborwaage mit einem Wägebereich von 0 bis 3 kg und einer Auflösung von 0,1 g. Um die Waage zu kühlen bzw. vor heißen und korrosiven Gasen zu schützen, wird dem Waagenraum Spülgas (Stickstoff) zugeführt. Das Reaktionsgas wird der Reaktionskammer aus Gasflaschen von unten zentral zugeführt. Neben der Zufuhr von Stickstoff zur Einstellung pyrolytischer Bedingungen ist ebenso eine Zufuhr von sauerstoffhaltigem Reaktionsgas möglich. Die im unteren Teil vorhandene Schüttschicht (5 in **Abbildung 4-8**) aus inerten Keramikkugeln (Kugeldurchmesser: 30 mm) dient hierbei der Vergleichmäßigung des Strömungsprofils über dem Querschnitt und damit der gleichmäßigen Erwärmung des Reaktionsgases. Die gasförmigen Reaktionsprodukte werden am oberen Ende der Reaktionskammer über zwei Rohrleitungen abgeführt.

Direkt oberhalb der Probe wird in ca. 1 cm Abstand die Gastemperatur gemessen. Mit einem weiteren Thermoelement kann die Temperatur direkt in der Mitte der Probe bestimmt werden.

Zur Ermittlung kinetischer Daten müssen in zwei getrennten Versuchen mit identischen Randbedingungen zunächst die Massenabnahme über der Zeit und in einem weiteren Versuch die Temperatur in der Probe ermittelt werden. Aus der Probentemperatur wird über eine Rückrechnung mit Hilfe der instationären Wärmeleitung auf die Manteltemperatur geschlossen. Die Manteltemperatur entspricht dann bei Beginn der Massenabnahme der Zersetzungstemperatur.

Die getrennte Versuchsdurchführung ist deshalb erforderlich, da mit der Messung der Temperatur in der Probe die Wägung beeinflusst wird und die Gastemperatur nicht mit der Probentemperatur übereinstimmt (thermische Trägheit).



Abbildung 4-9: Foto der Thermowaage am IEVB

Die Reaktionsbedingungen in der Reaktionskammer sind insbesondere durch folgende Parameter festgelegt:

- Zusammensetzung des Einsatzstoffes,
- Ausgangsmasse des Einsatzstoffes,
- Aufheizrate der Reaktionskammer von 1 K/min bis 20 K/min,
- Haltedauer (Verweilzeit) bei einer vorgegeben Temperatur und
- Art des zugeführten Reaktionsgases (Stickstoff, Luft, mit Sauerstoff angereicherte Luft usw.).

Die Erfassung der Temperaturen und der Massen über der Zeit erfolgt über eine Rechner-x,t-Schreiber-Einheit.

4.3 Massenbilanz

Im Hinblick auf die Validierung der experimentellen Ergebnisse wurde parallel zu den Versuchen eine entsprechende Massen- und Energiebilanz um das Drehrohrsystem durchgeführt.

Der Bilanzraum für das Drehrohrsystem ist in **Abbildung 4-10** dargestellt und setzt sich aus drei Bilanzen zusammen:

- ◆ Gesamtbilanz um Drehrohr und Kolonne,
- ◆ Bilanz um das Drehrohr,
- ◆ Bilanz um die Waschkolonne.

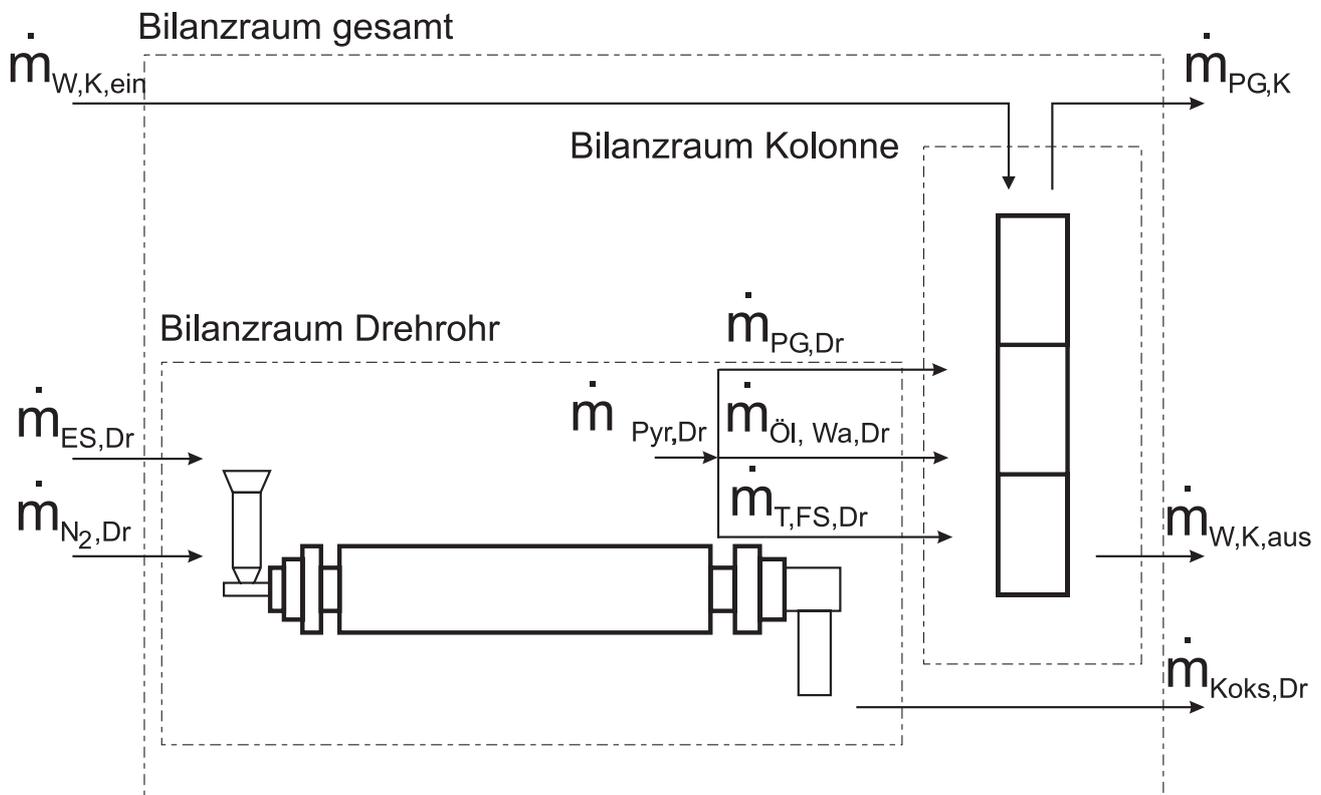


Abbildung 4-10: Massenbilanz Drehrohrsystem

- $\dot{m}_{W,K,ein}$: Massenstrom WaschKolonne, Eintritt [kg/h],
- $\dot{m}_{ES,Dr}$: Massenstrom EinsatzStoff Drehrohr [kg/h],
- $\dot{m}_{N_2,Dr}$: Massenstrom Stickstoff Drehrohr [kg/h],
- $\dot{m}_{PG,K}$: Massenstrom PermanentGas Kolonne [kg/h],
- $\dot{m}_{Pyr,Dr}$: Massenstrom PyrolyseGas Drehrohr [kg/h],
- $\dot{m}_{PG,Dr}$: Massenstrom PermanentGas Drehrohr [kg/h],

$\dot{m}_{T,FS,Dr}$: Massenstrom Teer, FlugStaub (Flugkoks und Teere) Drehrohr [kg/h],

$\dot{m}_{\ddot{O}l, Wa, Dr}$: Massenstrom Öl, Wasser Drehrohr [kg/h],

$\dot{m}_{W,K,aus}$: Massenstrom Waschwasser Kolonne, Austritt [kg/h],

$\dot{m}_{Koks, Dr}$: Massenstrom Koks Drehrohr [kg/h].

Im weiteren Verlauf wird nur auf das Drehrohr (Bilanzraum Drehrohr) eingegangen:

$$\dot{m}_{ES,Dr} + \dot{m}_{N_2,Dr} = \dot{m}_{Koks,Dr} + \dot{m}_{Pyr,Dr} \quad [kg/h] \quad (4-1)$$

$$\dot{m}_{Pyr,Dr} = \dot{m}_{PG,Dr} + \dot{m}_{\ddot{O}l, Wa, Dr} + \dot{m}_{T,FS,Dr} \quad [kg/h] \quad (4-2)$$

Gemessen werden: $\dot{m}_{ES,Dr}$, $\dot{m}_{N_2,Dr}$, $\dot{m}_{Koks,Dr}$, $\dot{m}_{PG,Dr}$, $\dot{m}_{\ddot{O}l, Wa, Dr}$ und $\dot{m}_{T,FS,Dr}$.

Die Bestimmung der einzelnen Pyrolysegasmassenteilstrome Permanentgas $\dot{m}_{PG,Dr}$, Öl und Prozesswasser (flüssige Kondensate) $\dot{m}_{\ddot{O}l, Wa, Dr}$ und Teere und Flugstaub $\dot{m}_{T,FS,Dr}$ erfolgt mit den abgesaugten Pyrolysegasteilmengen anhand des zuvor beschriebenen Probenahmesystems (Abschnitt 4.2.2). Als Teer und Flugstaub werden die Anhaftungen an den Wänden und Leitungen des Probenahmesystems gemäß **Abbildung 4-11** definiert.

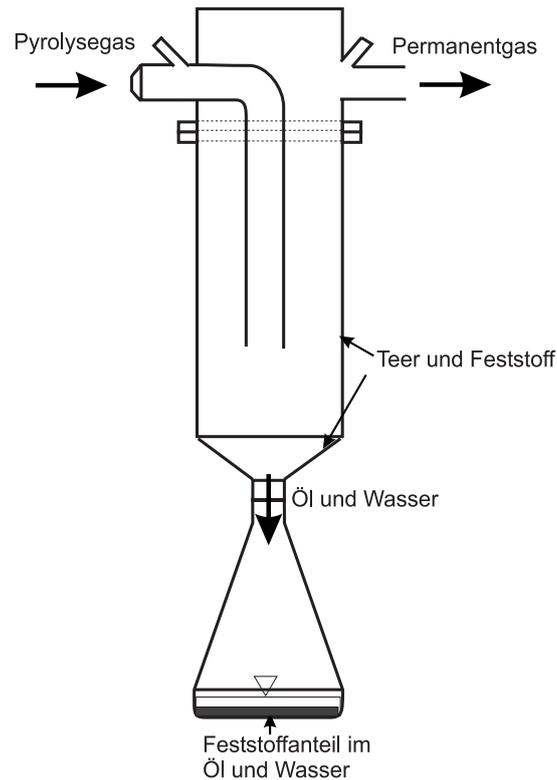


Abbildung 4-11: Beschreibung der abgeschiedenen Produkte aus dem Gas im Kühlsystem

Kondensate sind bei Umgebungstemperatur flüssig und fließfähig. Das Kondensat setzt sich i.d.R. aus Zersetzungswasser, Wasser aus der Trocknung und Ölen zusammen. Teere sind bei Umgebungstemperatur fest. Der gesamte Wasseranteil kann z.B. mit Hilfe einer Xylolschleppung aus dem Kondensat ermittelt werden.

Abschätzung der Kondensatmengen im Pyrolysegas

$$\dot{V}_{PG,B,N_2-frei} = \frac{V_{PG,B,N_2-frei}}{t_{Pr\ obe}} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (4-3)$$

Volumenstrom des Permanentgases der Probe, N_2 - freier Bezugszustand bzw. entsprechender Massenstrom

$$\dot{m}_{PG,N_2-frei,Pr\ obe} = \rho_{PG,B,N_2-frei} \cdot \dot{V}_{PG,B,N_2-frei} \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (4-4)$$

$\rho_{PG,N_2-frei,B} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$ Betriebsdichte Permanentgas, N_2 - freier Bezugszustand

$\dot{m}_{PG,N_2-frei} \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$ Massenstrom Permanentgas, N_2 - freier Bezugszustand

$V_{PG,B,N_2-frei} [\text{m}^3]$ abgesaugtes Permanentgasbetriebsvolumen, N_2 - freier Bezugszustand

t_{Probe} [h] Probenahmezeit

$$\text{Massenstrom Teer- und Flugstaubmenge: } \dot{m}_{T,FS,Probe} = \frac{m_{T,FS,Probe}}{t_{Probe}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (4-5)$$

$m_{T,FS,Probe}$ [kg] Teer- und Flugstaubmasse im Probenahmesystem,

$$\text{Massenstrom Kondensat: } \dot{m}_{\text{Öl,Wa},Probe} = \frac{m_{\text{Öl,Wa},Probe}}{t_{Probe}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (4-6)$$

$m_{\text{Öl,Wa},Probe}$ [kg] Öl- und Wasserkondensatmasse im Probenahmesystem

Gesamtpyrolysegasmassenstrom, N₂- frei:

$$\dot{m}_{\text{Pyr}_{N_2\text{-frei}},Probe} = \dot{m}_{PG,N_2\text{-frei},Probe} + \dot{m}_{T,FS,Probe} + \dot{m}_{\text{Öl,Wa},Probe} \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (4-7)$$

$$\dot{m}_{PG,Probe} = \frac{V_{PG,B}}{t_{Probe}} \cdot \rho_{PG,B} \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \text{ Permanentgasstrom mit N}_2 \quad (4-8)$$

$$\dot{m}_{\text{Pyr},Probe} = \dot{m}_{PG,Probe} + \dot{m}_{\text{Öl,Wa},Probe} + \dot{m}_{T,FS,Probe} \text{ [kg/h]} \quad (4-9)$$

$$\chi_{PG} = \frac{\dot{m}_{PG,Probe}}{\dot{m}_{\text{Pyr},Probe}} \text{ [-] Anteil Permanentgas am Pyrolysegas} \quad (4-10)$$

$$\chi_{\text{Öl,Wa}} = \frac{\dot{m}_{\text{Öl,Wa},Probe}}{\dot{m}_{\text{Pyr},Probe}} \text{ [-] Anteil Öl und Wasser am Pyrolysegas} \quad (4-11)$$

$$\chi_{T,FS} = \frac{\dot{m}_{T,FS,Probe}}{\dot{m}_{\text{Pyr},Probe}} \text{ [-] Anteil Teer und Flugstaub am Pyrolysegas} \quad (4-12)$$

Für das Drehrohr ergibt sich damit:

$$\dot{m}_{PG,Dr} = \chi_{PG} \cdot \dot{m}_{\text{Pyr},Dr} \text{ [kg/h]} \quad (4-13)$$

Permanentgasmassenstrom Drehrohr

$$\dot{m}_{\text{Öl,Wa},Dr} = \chi_{\text{Öl,Wa}} \cdot \dot{m}_{\text{Pyr},Dr} \text{ [kg/h]} \quad (4-14)$$

Massenstrom Öl und Wasser Drehrohr

$$\dot{m}_{T,FS,Dr} = \chi_{T,FS} \cdot \dot{m}_{\text{Pyr},Dr} \text{ [kg/h]} \quad (4-15)$$

Massenstrom Teer und Flugstaub Drehrohr

Der Permanentgasmassenstrom wird zur Absicherung der Massenbilanz nach der Waschkolonne an der Messstelle 2-6 in **Abbildung 4-2** ermittelt.

Die Ergebnisse der Massenbilanz sind für einen ausgewählten Versuch im Anhang unter 10.2 dargestellt.

4.4 Energiebilanz

Mit dem Ziel der Validierung der Messwerte wird nun in Ergänzung zur Massenbilanz die Energiebilanz aufgestellt.

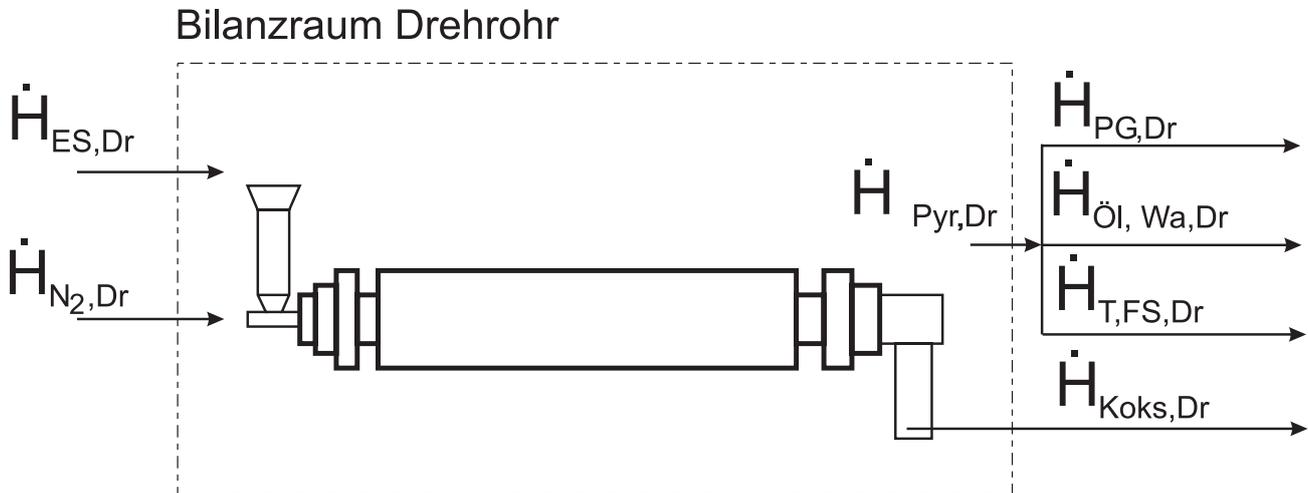


Abbildung 4-12: Energiebilanz für das Drehrohr

Für die in **Abbildung 4-12** dargestellten Enthalpie- und Wärmeströme ergibt sich diese zu:

$$\dot{H}_{ES,Dr} + \dot{H}_{N_2,Dr} + \dot{Q}_{zu} - \dot{H}_{Koks,Dr} - \dot{H}_{PG,Dr} - \dot{H}_{\text{Öl, Wa, Dr}} - \dot{H}_{T,FS,Dr} - \dot{Q}_V = 0 \quad (4-16)$$

$$\dot{H}_{ES,Dr} = \dot{m}_{ES,Dr} \cdot (c_{pES} \cdot (\mathcal{G}_{ES} - \mathcal{G}_0) + h_{uES}) [kW] \quad (4-17)$$

$$\dot{H}_{N_2,Dr} = \dot{m}_{N_2,Dr} \cdot c_{pN_2} \cdot (\mathcal{G}_{ES} - \mathcal{G}_0) [kW] \quad (4-18)$$

$$\dot{H}_{Koks,Dr} = \dot{m}_{Koks,Dr} \cdot (c_{pKoks} \cdot (\mathcal{G}_{Koks} - \mathcal{G}_0) + h_{uKoks}) [kW] \quad (4-19)$$

$$\dot{H}_{PG,Dr} = \dot{m}_{PG,Dr} \cdot (c_{pPG} \cdot (\mathcal{G}_{Pyr,Dr} - \mathcal{G}_0) + h_{uPG}) [kW] \quad (4-20)$$

$$\dot{H}_{\text{Öl, Wa, Dr}} = \dot{m}_{\text{Öl, Wa, Dr}} \cdot (c_{p\text{Öl, Wa}} \cdot (\mathcal{G}_{Pyr,Dr} - \mathcal{G}_0) + h_{u\text{Öl, Wa}}) [kW] \quad (4-21)$$

$$\dot{H}_{T,FS,Dr} = \dot{m}_{T,FS,Dr} \cdot (c_{pT,FS} \cdot (\mathcal{G}_{Pyr,Dr} - \mathcal{G}_0) + h_{uT,FS}) [kW] \quad (4-22)$$

Der untere Heizwert des Teeres und des Flugstaubes wird in erster Näherung gleich dem unteren wasserfreien Heizwert des Ölkondensates nach Gleichung (4-23) gesetzt

$$h_{u,T,FS} = h_{u,\text{Öl, Wa}} [kJ/kg] \quad (4-23)$$

Die jeweiligen trockenen Ölkondensat bzw. Teer- und Flugstaubanteile können aus den folgenden Beziehungen errechnet werden:

$$\xi_{tr,\text{Öl, Wa}} = 1 - w_{\text{Öl, Wa}} [-] \quad (4-24)$$

$$\xi_{w,T,FS} = 1 - w_{T,FS} \quad [-] \quad (4-25)$$

Aus der Elementaranalyse für das wasserfreie Ölkondensat kann der Heizwert nach D.L. Wilson berechnet werden zu:

$$h_{u,\text{Öl},Wa} = \xi_{C,\text{Öl}} \cdot 32215,71 + \xi_{H,\text{Öl}} \cdot 150442,19 - \xi_{O,\text{Öl}} \cdot 13834,61 \quad [\text{kJ/kg}] \quad (4-26)$$

$\dot{H}_{ES,Dr}$	[kW] Enthalpiestrom Einsatzstoff,
$\dot{H}_{N_2,Dr}$	[kW] Enthalpiestrom Spülstickstoff (Gleitringe, Schnecke, Koksaustrag),
\dot{Q}_{zu}	[kW] der Drehrohranlage zugeführter elektrische Wärmestrom (Messwerte),
$\dot{H}_{Koks,Dr}$	[kW] Enthalpiestrom Rückstand,
$\dot{H}_{PG,Dr}$	[kW] Enthalpiestrom erzeugtes Permanentgas,
$\dot{H}_{\text{Öl},Wa,Dr}$	[kW] Enthalpiestrom Öl-, Wasserkondensat,
$\dot{H}_{T,FS,Dr}$	[kW] Enthalpiestrom Teer und Flugstaubgemisch im Pyrolysegas,
\dot{Q}_v	[kW] Enthalpieverluste der Drehrohranlage,
c_{pi}	[kJ/(kg K)] spezifische Wärmekapazitäten der Komponente i,
ϑ_0	[°C] Bezugstemperatur 0°C,
ϑ_{ES}	[°C] Eintrittstemperatur Einsatzstoff,
ϑ_{Koks}	[°C] Austrittstemperatur Koks,
$\vartheta_{Pyr,Dr}$	[°C] Austrittstemperatur Pyrolysegas,
$h_{u,T,FS\ tr}$	[kJ/kg] Heizwert der Trockenmasse des Teeres und des Flugstaubes,
$h_{u,\text{Öl},Wa}$	[kJ/kg] Heizwert des Öl-, Wasserkondensates,
$h_{u,T,FS}$	[kJ/kg] Heizwert des Teeres und des Flugstaubes,
$w_{\text{Öl},Wa}$	[kg/kg] Wasseranteil im Öl-, Wassergemisch,
$w_{T,FS}$	[kg/kg] Wasseranteil im Teer- Flugstaubgemisch (in der Regel Null).

Berechnung des Verlustwärmestroms des Drehrohres

Die Verlustwärme am Drehrohr setzt sich vereinfacht angenommen aus zwei Anteilen zusammen:

- ◆ Einem axialen Verluststrom durch Leitung, Strahlung und Konvektion über nicht isolierte Rohrlängen im Ein- und Austragsbereich

und

- ◆ der radialen Abstrahlung und freien Konvektion über den isolierten Teil der Drehrohroberfläche.

Zur Berechnung des axialen Verlustwärmestromes werden die Gleichungen zur Berechnung des Temperaturverlaufes an einem Stab [83] zugrunde gelegt.

Die Temperaturdifferenz $\Delta\vartheta$ zwischen Stab (Drehrohrwand) und Umgebung (Ein- bzw. Austragsbereich) berechnet sich nach folgender Gleichung:

$$\Delta\vartheta = \Delta\vartheta_1 \cdot \left(\frac{e^{m \cdot (h-x)} + e^{-m \cdot (h-x)}}{e^{m \cdot h} + e^{-m \cdot h}} \right) \text{ [}^\circ\text{C]}, \text{ mit} \quad (4-27)$$

$h = l_E$ bzw. l_A als freie Ein- bzw. Austragslänge des Drehrohres

$$\Delta\vartheta_1 = \vartheta_{W,a,Dr} - \vartheta_u \text{ [}^\circ\text{C]}, \text{ mit} \quad (4-28)$$

$\vartheta_u = \vartheta_{\text{Ausfallgehäuse}} = 250 \text{ }^\circ\text{C} = \text{konstant angenommen.}$

$$m = \sqrt{\frac{\alpha_{ges,axial} \cdot U}{\lambda_{Stahl} \cdot F}} \text{ mit} \quad (4-29)$$

$$\alpha_{ges,axial} = \alpha_\alpha + \alpha_\varepsilon \text{ [W/(m}^2\text{ K)]} \quad (4-30)$$

$$U = \pi \cdot d_a \cdot l_E \text{ [m}^2\text{]} \text{ als freie Drehrohroberfläche und} \quad (4-31)$$

$$F = \frac{\pi}{4} \cdot (d_a^2 - d_i^2) \text{ [m}^2\text{]} \text{ als Querschnittsfläche des Drehrohres} \quad (4-32)$$

$$\alpha_\varepsilon = \frac{\varepsilon_{12} \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot ((\vartheta_{W,a} + 273)^4 - (\vartheta_u + 273)^4)}{\vartheta_{W,a} - \vartheta_u} \text{ [W/(m}^2\text{ K)]} \quad (4-33)$$

$$\varepsilon_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_{W,Dr}} + \frac{U}{F} \cdot \left(\frac{1}{\varepsilon_u} - 1\right)} \quad [-] \quad (4-34)$$

$$\varepsilon_{W,Dr} = \varepsilon_u = 0,9$$

$$\alpha_\alpha = \frac{Nu_d \cdot \lambda_{L,a}}{\pi \cdot \frac{d_{Ausfall}}{2}} \quad [W/(m^2 K)] \quad \text{mit} \quad (4-35)$$

$$\lambda_{L,a} = 0,025 \cdot \left(\frac{\vartheta_m + 273}{273}\right)^{0,76} \quad [W/(m K)] \quad \text{vereinfachend für Luft} \quad (4-36)$$

$$\vartheta_m = 0,5 \cdot (\vartheta_{W,a} + \vartheta_u) \quad [^\circ C] \quad (4-37)$$

$$Nu_d = 0,14 \cdot (Gr_d \cdot Pr)^{0,33} \quad [-] \quad \text{mit } Pr = 0,7 \quad \text{und} \quad (4-38)$$

$$Gr_d = \frac{9,81 \cdot \beta_T \cdot \left(\pi \cdot \frac{d_{Ausfall}}{2}\right)^3 \cdot (\vartheta_{W,a} - \vartheta_u)}{\nu_L^2} \quad [-] \quad \text{mit} \quad (4-39)$$

$$\beta_T = \frac{1}{\vartheta_m + 273} \quad [1/K] \quad (4-40)$$

$$\nu_L = 17,4 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1}{1,29} \cdot \left(\frac{\vartheta_m + 273}{273}\right)^{1,67} \quad [m^2/s] \quad (4-41)$$

Damit ergibt sich für den axialen Verlustwärmestrom am Eintrag

$$\dot{Q}_{V,axial,E} = m \cdot \lambda_{Stahl} \cdot A \cdot (\vartheta_{W,a} - \vartheta_u) \cdot \tanh(m \cdot l_E) \quad [W] \quad (4-42)$$

Entsprechendes gilt für den Austrag.

Der radiale Verlustwärmestrom berechnet sich nach folgenden Gleichungen:

$$\dot{Q}_{V,radial} = \alpha_{ges,radial} \cdot F_{W,a} \cdot (\vartheta_{W,u} - \vartheta_u) \quad [W] \quad \text{mit} \quad (4-43)$$

$\vartheta_u = 20 \text{ } ^\circ C$ und $\vartheta_{W,u} = 40 \text{ } ^\circ C$ als konstante Oberflächentemperatur des isolierten Teils

$$F_{W,a} = \pi \cdot d_a \cdot l_{isoliert} \quad [m^2] \quad \text{mit} \quad (4-44)$$

$$d_a = 0,495 \text{ m und } l_{isoliert} = 3,6 \text{ m}$$

$$\alpha_{ges,radial} = \alpha_{\alpha,rad} + \alpha_{\varepsilon,rad} \quad [\text{W}/(\text{m}^2 \text{ K})] \quad (4-45)$$

$$\alpha_{\alpha,rad} = \frac{Nu_d \cdot \lambda_{L,a}}{\pi \cdot \frac{d_a}{2}} \quad [\text{W}/(\text{m}^2 \text{ K})] \quad \text{mit} \quad (4-46)$$

$$\lambda_{L,a} = 0,025 \cdot \left(\frac{\vartheta_m + 273}{273} \right)^{0,76} \quad [\text{W}/(\text{m K})] \quad \text{vereinfachend für Luft} \quad (4-47)$$

$$\vartheta_m = 0,5 \cdot (\vartheta_{W,u} + \vartheta_u) \quad [^\circ\text{C}]$$

Des Weiteren gelten die Gleichungen (4-33) bis (4-41).

Bei der Berechnung von $\alpha_{\varepsilon,rad}$ wird ε_{12} zu 1 gesetzt.

Der gesamte axiale und radiale Verlustwärmestrom berechnet sich zu

$$\dot{Q}_{V,ges} = \dot{Q}_{V,radial} + \dot{Q}_{V,axial,E} + \dot{Q}_{V,axial,A} \quad [\text{W}] \quad (4-48)$$

Zur Feststellung der Plausibilität kann der auf diese Weise ermittelte Verlustwärmestrom mit dem aus der Energiebilanz ermitteltem Wert überprüft werden.

Die Ergebnisse der Energiebilanz sind für einen ausgewählten Versuch im Anhang 10.2 dargestellt.

Die ermittelten Daten halten einer Validierung stand.

4.5 Stoffbilanz

Die Stoffbilanz dient der weiteren Validierung der Messwerte, diese wird hier anhand der einzelnen Elementbilanzen für C, H, O, S, Asche, Chlor und N für das Drehrohr aufgestellt. Exemplarisch wird die Vorgehensweise für die spülstickstofffreie C- und H- Bilanz durchgeführt:

$$\begin{aligned} \Psi_{C,ES} \cdot \dot{m}_{ES,Dr} &= \Psi_{C,Koks} \cdot \dot{m}_{Koks,Dr} \\ &+ \Psi_{C,PG,N_2-frei} \cdot \dot{m}_{PG,Dr,N_2-frei} \\ &+ \Psi_{C,\text{öl},Wa} \cdot \dot{m}_{\text{öl},Wa,Dr} \\ &+ \Psi_{C,T,FS} \cdot \dot{m}_{T,FS,Dr} \end{aligned} \quad (4-49)$$

$\Psi_{C,ES}, \Psi_{C,Koks}, \Psi_{C,\text{öl},Wa}, \Psi_{C,T,FS}$ Massenanteile von C der einzelnen Fraktionen aus Analysen

Ermittlung von $\Psi_{C,PG,wf}$ aus der Permanentgaszusammensetzung:

$$\begin{aligned}\Psi_{C,PG,wf} &= \frac{12}{16} \cdot \Psi_{CH_4} + \frac{12}{28} \cdot \Psi_{CO} + \frac{12}{44} \cdot \Psi_{CO_2} + 2 \cdot \frac{12}{30} \cdot \Psi_{C_2H_6} \\ &+ 2 \cdot \frac{12}{28} \cdot \Psi_{C_2H_4} + 3 \cdot \frac{12}{44} \cdot \Psi_{C_3H_8} + 3 \cdot \frac{12}{42} \cdot \Psi_{C_3H_6} \\ &+ 4 \cdot \frac{12}{58} \cdot \Psi_{C_4H_{10}} + 5 \cdot \frac{12}{72} \cdot \Psi_{C_5H_{12}} + 6 \cdot \frac{12}{86} \cdot \Psi_{C_6H_{14}}\end{aligned}\quad (4-50)$$

für H:

$$\begin{aligned}\Psi_{H,PG,wf} &= 2 \cdot \frac{1}{2} \cdot \Psi_{H_2} + 4 \cdot \frac{1}{16} \cdot \Psi_{CH_4} + 6 \cdot \frac{1}{30} \cdot \Psi_{C_2H_6} + 4 \cdot \frac{1}{28} \cdot \Psi_{C_2H_4} \\ &+ 8 \cdot \frac{1}{44} \cdot \Psi_{C_3H_8} + 6 \cdot \frac{1}{42} \cdot \Psi_{C_3H_6} + 10 \cdot \frac{1}{58} \cdot \Psi_{C_4H_{10}} + 12 \cdot \frac{1}{72} \cdot \Psi_{C_5H_{12}} \\ &+ 14 \cdot \frac{1}{86} \cdot \Psi_{C_6H_{14}}\end{aligned}\quad (4-51)$$

Spurenkomponenten wie HCN oder HCl werden in der Stoffbilanz nicht berücksichtigt.

Massen- Stoff- und Energiebilanzen sind im Anhang unter 10.2 für einen Versuch mit BRAM exemplarisch dargestellt.

Die Bilanzen halten einer Plausibilitätsprüfung stand.

5 Mathematische Modellierung

Das Gesamt- oder Prozessmodell basiert, wie bereits einleitend in Abschnitt 3.1, Stand des Wissens, dargestellt (siehe **Abbildung 3-1**), auf einem

- Verweilzeitmodell für den Feststoff (Reaktormodell) nach Austin [4],
- Modellansätzen auf der Basis von der Erhaltung von Masse und Energie für die Feststoff- und Gasphase einschließlich der dazugehörigen Transportansätze für die Wärme- und Stoffübertragung (Basismodell/ Massen- und Energiebilanz) und
- kinetischen Ansätzen zur Beschreibung der Freisetzung von Flüchtigen (Basismodell/ Kinetik).

Die Frage, ob man für ein bestimmtes Modell z.B. ein Einzelpartikelmodell oder aber einen Modellansatz für ein Partikelkollektiv als Basismodell wählt, muss zunächst anhand der ablaufenden Umsatzvorgänge und der Bewegung des Feststoffes im Reaktor beantwortet werden. Darüber hinaus spielt selbstverständlich die Verfügbarkeit und die Bestimmung von experimentellen Daten sowie die Validierung des Gesamtmodells für die Auswahl des Basismodells eine Rolle.

Abfälle sind i.d.R. heterogen mit großen Schwankungen zusammengesetzt und die chemischen Umsatzvorgänge verlaufen entsprechend komplex, so dass die zugehörigen Stoffdaten sehr schwierig bzw. mit großem Aufwand zu ermitteln sind. Daher bietet sich für den vorliegenden Fall die Beschreibung der Umsatzvorgänge durch zusammengefasste Reaktionsmechanismen für ein Partikelkollektiv an.

Im Folgenden wird die Vorgehensweise prinzipiell anhand der **Abbildung 5-1** und **Abbildung 5-2** dargestellt.

Der Wärmestrom \dot{Q} wird über die Drehrohrwand an das Gas und an den Feststoff übertragen. Der Einsatzstoff entgast und die entstehenden Produkte Gas und Koks verlassen das Drehrohr. Über der Drehrohlänge bildet sich im Feststoffbett die in **Abbildung 5-1** dargestellte Höhenlinie in Abhängigkeit von Stoff-, Geometrie- und Betriebsdaten aus.

Temperaturen auf der Bettoberfläche ergaben. Eigene Untersuchungen durch Messung der Temperaturen im Bett über der Höhe bestätigen diesen Sachverhalt (Abweichung der Temperatur im Bett über der Höhe: ca. $\Delta\vartheta = 3\text{ °C}$ bei $\Delta h = 2\text{ cm}$ Höhenunterschied).

Ein bestimmtes RK- Element befindet sich nach einer ganz bestimmten Verweilzeit t , die über das Reaktormodell (Verweilzeitmodell) ermittelt wird, an einem ganz bestimmten Ort x der Drehrohlängsrichtung.

An diesem Ort steht das RK- Element im Stoff- und Energieaustausch (Basismodell/ Massen- und Energiebilanz) mit der darüberstreichenden Gasatmosphäre und im Energieaustausch mit der Drehrohrwand.

Abhängig von den Prozessbedingungen (Feststofftemperaturen) erfolgen die Umsatzprozesse (Basismodell/ Kinetik) in diesem RK- Element. Die Umsatzvorgänge lassen sich in Trocknung und chemische Umsetzung unterscheiden.

Der Umsatzverlauf für einen Abfall bzw. ein Abfallgemisch wird aus Versuchen an einer Thermowaage ermittelt. Die für die Pyrolysevorgänge unter inerter Atmosphäre im Drehrohr wichtige Aufheizfunktion $\vartheta = f(L)$ wird zunächst als Annahme vorgegeben und entsprechend dem Verweilzeitverhalten als Aufheizfunktion $\vartheta = f(t)$ für die Untersuchungen mit dem jeweiligen Abfall (-gemisch) in einer Thermowaage zu Grunde gelegt.

Die Ergebnisse aus den thermogravimetrischen Untersuchungen fließen in das Modell ein und man erhält u.a. eine entsprechend berechnete Aufheizfunktion $\vartheta = f(L)$ über der Drehrohlänge. Stimmt diese berechnete Aufheizfunktion nicht mit der für die thermogravimetrischen Untersuchungen vorgegeben Kurven überein, so muss der Vorgang entsprechend iterativ wiederholt werden.

5.1 Reaktormodell (Verweilzeitmodell)

Als kontinuierliches Maximum-Gradienten-Modell wird hier der Ansatz nach Austin [4] gewählt, mit dem in Abhängigkeit von Betriebs- und konstruktiven Parametern der Verlauf der Schütthöhe $h(z)$ bzw. des Füllwinkels $\varepsilon(z)$ sowie die Verweilzeit τ berechnet werden kann. Durch die Annahme eines ideal durchmischten RK-Elementes entfällt die Unterscheidung in eine aktive dünne Bettschicht an der Bettoberfläche (Kaskadenschicht) und in die darunter liegende Hubregion.

Das Verweilzeitmodell liefert für das gesamte Prozessmodell folgende Parameter:

- den Füllwinkelverlauf $\varepsilon(z)$ (**Abbildung 5-3**) mit den daraus ableitbaren Größen Füllhöhe $h(z)$, Füllgrad $\phi(z)$ und den entsprechenden Flächenanteilen von
 - mit Solid bedeckter Fläche F_{WS} ,
 - Oberfläche des Solids zur Gasseite F_{SG} und
 - freier Wandfläche F_{WG} , deren Kenntnis für die Wärmeübertragung erforderlich ist sowie
-

- die mittlere Verweilzeit τ , sowie Einzelverweilzeiten Δt_i für jedes RK-Element i und
- die mittlere axiale Feststoffgeschwindigkeit $w_{S,x}$

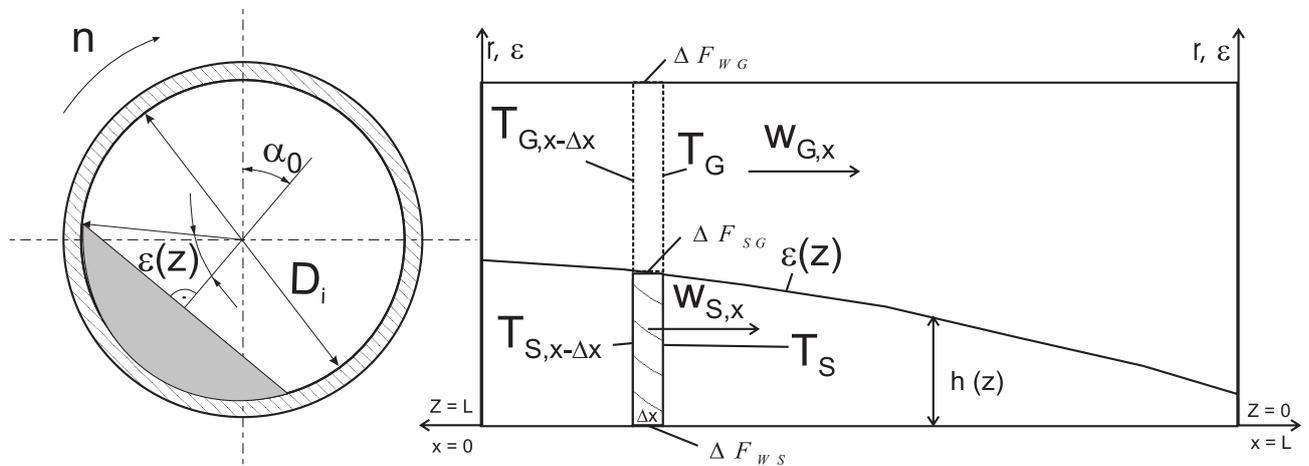


Abbildung 5-3: Daten aus dem Reaktormodell

ΔF_{WG}	Flächenanteil Wand- Gas [m ²]
ΔF_{SG}	Flächenanteil Oberfläche Solid- Gas [m ²]
ΔF_{WS}	Flächenanteil Wand- Solid [m ²]
z, x	Laufvariablen [m]
L	Drehrohlänge [m]
$\varepsilon(z)$	Füllwinkelverlauf [-]
α_0	Schüttwinkel [°rad]
$h(x)$	Füllhöhe [m]
$T_{G, x-\Delta x}$	Bilanztemperatur Gas des vorherigen RK-Elements [K]
$T_{S, x-\Delta x}$	Bilanztemperatur Solid des vorherigen RK-Elements [K]
T_G	Bilanztemperatur Gas des aktuellen RK-Elements [K]
T_S	Bilanztemperatur Solid des aktuellen RK-Elements s [K]
Δx	Rührkessellänge [m]
D_i	Innendurchmesser Drehrohr [m]
n	Drehzahl [u/min]
$w_{S/G,x}$	axiale Geschwindigkeit von Solid und Gas [m/s]

Mit wenigen Kaltversuchen zum Verweilzeitverhalten kann für einen unbekanntem Einsatzstoff der Füllwinkelverlauf nach dem Modell von Hogg, Shoji und Austin [4] gemäß der Gleichungen (3-3 bis 3-6) bestimmt werden. Zur Berechnung des Füllwinkelverlaufes wird abweichend vom physikalischen Verhalten nicht der aus den jeweiligen Randbedingungen

resultierende dynamische Schüttwinkel verwendet, sondern der statische Schüttwinkel. Der dynamische Schüttwinkel hängt u.a. von der Drehzahl und den lokalen Reibungsverhältnissen im Drehrohr ab. Da der statische Schüttwinkel im Vergleich zum dynamischen Winkel leichter zu ermitteln ist, wird hier in diesem Modellansatz mit statischen Schüttwinkeln gerechnet. Der Fehler, der dadurch entsteht, ist vernachlässigbar.

Änderungen des Schüttwinkels und der Schüttdichte im Heißbetrieb werden im Modell umsatzabhängig berechnet (Kapitel 10.1). Der Materialfaktor B wird im Heißbetrieb zu „1“ gesetzt.

In einem Heißversuch wurden dem Feststoffmassenstrom Steine zugesetzt und die Zeit bis zum Aufschlagen der Steine im Austragsgefäß ermittelt. Die berechnete mittlere Verweilzeit lag um ca. 15 bis 20 % über der im Versuch ermittelten Zeit. Wie später noch gezeigt wird, wirkt sich dieser Unterschied bei der Verweilzeitberechnung im Hinblick auf die Erwärmung des Feststoffes nur geringfügig aus (Abschnitt 5.3).

Das verwendete Verweilzeitmodell ist für eine Kaskadenbewegung des Gutes und Füllgraden über 5 bis 20 % geeignet. Für eine Kaskadenbewegung sollte die Froude-Zahl zwischen $10^{-4} < Fr < 0,1$ liegen [47]. Die Froude-Zahl ist definiert zu

$$Fr = \frac{(2 \cdot \pi \cdot n)^2 \cdot R}{g}, \quad (5-1)$$

mit g als Erdbeschleunigung $9,81 \text{ m/s}^2$.

Zur Untersuchung des Verweilzeitverhaltens wurde dem stationären Feststoffmassenstrom ein Dirac-Impuls in Form einer bestimmten Menge mit Farbe markierter Feststoffteilchen (Tracer) über eine Förderschnecke zugegeben [80].

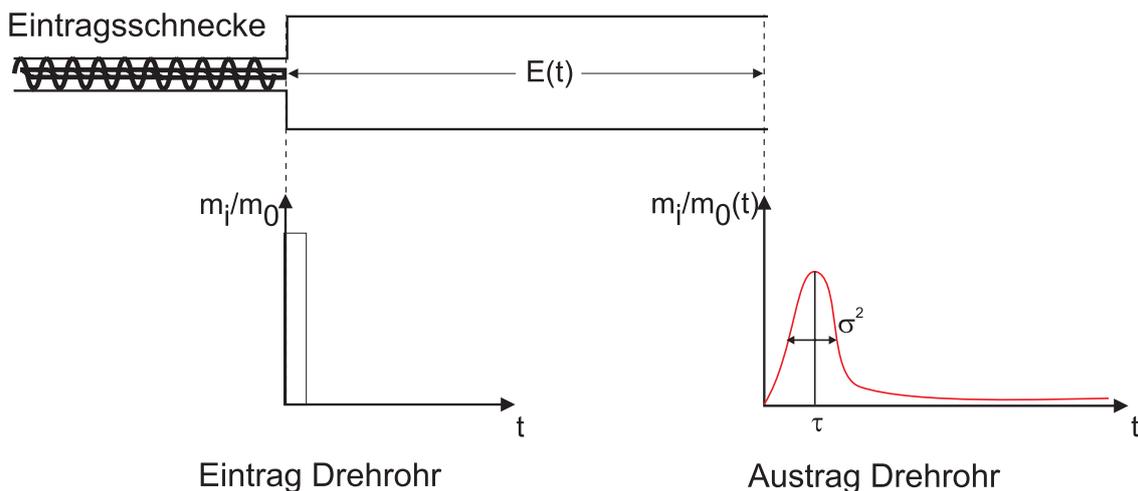


Abbildung 5-4: Messprinzip im Drehrohr

Die Bestimmung der mittleren Verweilzeit τ erfolgt gemäß der folgenden Gleichung

$$\tau = \frac{\sum_{i=1}^N t_i \cdot \frac{m_i}{m_0} \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^N \frac{m_i}{m_0} \cdot \Delta t_i} \quad [\text{min}], \quad (5-2)$$

mit $m_0 = \sum m_i$ als Gesamtmasse der Tracer, i als Anzahl der Proben, Δt_i als Zeit zwischen jeder Probenahme und t_i als Verweilzeit jeder Probe.

Abbildung 5-5 zeigt ein Foto von Sand im Drehrohr, vom Austrag her aufgenommen.



Abbildung 5-5: Versuch mit Sand, mittlerer Füllgrad ca. 5 %.

5.2 Basismodell

Beim Basismodell wird ein Zonelement (RK- Element) herausgegriffen und bilanziert. Das Basismodell beschreibt die Massen- und Energiebilanz sowie die Umsatzvorgänge am RK-Element.

5.2.1 Massenbilanz

Das RK-Element befindet sich zur Zeit t während eines bestimmten Zeitabschnittes Δt , an einem bestimmten Ort des Drehrohres Δx . Aus der Sicht des mitfahrenden Beobachters tritt gemäß **Abbildung 5-6** der Gasstrom $\dot{m}_{G,x-\Delta x}$ in das RK- Element ein und $\dot{m}_{G,x}$ aus. Je nach Umsatz im Feststoff wird ein bestimmter Massenstrom $\Delta m/\Delta t$ aus dem Solid freigesetzt. Damit verringert sich die Masse des Solids entsprechend und die des Gases nimmt zu.

Ein entsprechender Ansatz für $\Delta m/\Delta t$ für das Solid wird im Zusammenhang mit der Kinetik in Abschnitt 5.2.4.1 gegeben.

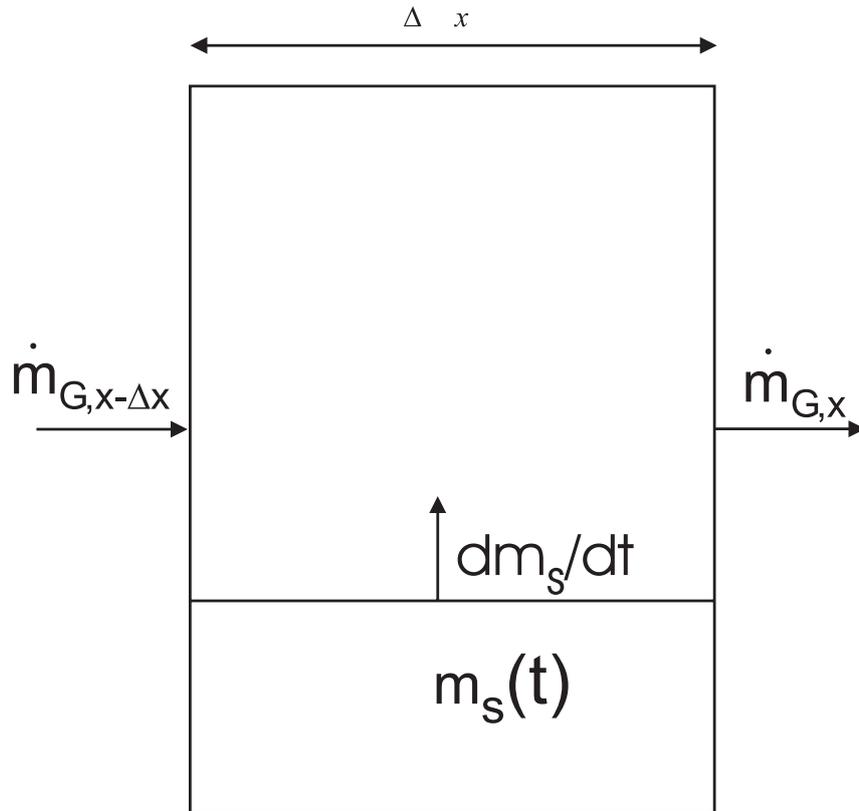


Abbildung 5-6: Massenbilanz für ein RK- Element

Durch die Betrachtungsweise „Mitfahrender Beobachter“ entfallen für den Feststoff in Bewegungsrichtung die zu- und abfließenden Stoff- und Enthalpieströme. In radialer Richtung können Stoff- und Wärmeströme über die Oberfläche des Volumenelementes ΔV ein- und austreten.

Das Gas wird als stationäre Strömung betrachtet, die relativ zum Feststoff schnell über das Volumenelement streicht.

Für das Gas gilt:

$$\dot{m}_{G,x-\Delta x} + \frac{dm_S}{dt} - \dot{m}_{G,x} = 0 \quad [\text{kg/s}] \quad (5-3)$$

Für das Solid:

$$m_S(t) = m_0 - \int_0^t \dot{m}_R(t) dt \quad [\text{kg}], \quad (5-4)$$

mit

$$\dot{m}_R(t) = \frac{dm_S}{dt} \quad [\text{kg/s}] \quad (5-5)$$

Aus den kinetischen Untersuchungen wird $\dot{m}_R(t)$ aus einem Arrheniusansatz ermittelt.

$$\dot{Q}_{WG,\varepsilon} = \varepsilon_{WG} \cdot \sigma \cdot F_{WG} \cdot (T_W^4 - T_G^4) \text{ [W]} \quad (5-6)$$

- Wärmestrom durch Konvektion von der Wand in die Gasphase

$$\dot{Q}_{WG,\alpha} = \alpha_{WG} \cdot F_{WG} \cdot (T_W - T_G) \text{ [W]} \text{ mit} \quad (5-7)$$

α_{WG} Wärmeübergangskoeffizient von der Wand ins Gas [W/(m² K)]
 ε_{WG} effektiver Emissionsgrad von der Wand ins Gas [-]

- Wärmestrom von der schüttungsseitigen Wand in das Solid durch Strahlung und Leitung

$$\dot{Q}_{WS,Sch} = \alpha_{WS,Sch} \cdot F_{WS} \cdot (T_W - T_S) \text{ [W]}, \text{ mit} \quad (5-8)$$

$\alpha_{WS,Sch}$ Wärmeübergangskoeffizient von der Wand in das Solid [W/(m² K)]

- Wärmestrom von der dem Solid gegenüberliegenden Wand durch Strahlung unter Berücksichtigung der Sekundärstrahlung des Gases

$$\dot{Q}_{WS,\varepsilon} = \varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_W^4 - T_S^4) \text{ [W]}, \text{ mit} \quad (5-9)$$

ε_{WS} effektiver Emissionsgrad von der freien, der Schüttung gegenüberliegenden Wand, ins Solid unter Berücksichtigung der geometrischen Verhältnisse [-]

- Wärmestrom vom Solid ins Gas durch Konvektion

$$\dot{Q}_{SG,\alpha} = \alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot (T_S - T_G) \text{ [W]}, \text{ mit} \quad (5-10)$$

α_{SG} Wärmeübergangskoeffizient vom Solid ins Gas [W/(m² K)]

- Wärmestrom vom Solid ins Gas durch Strahlung unter Berücksichtigung der Sekundärstrahlung der gegenüberliegenden Wand

$$\dot{Q}_{SG,\varepsilon} = \varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_S^4 - T_G^4) \text{ [W]}, \text{ mit} \quad (5-11)$$

ε_{SG} effektiver Emissionsgrad von der Solidoberfläche ins Gas [-]

- Enthalpiestrom der flüchtigen Komponenten und der Feuchte vom Solid ins Gas

$$\dot{H}_{SG} = \frac{\Delta m}{\Delta t} \cdot c_{SG,0S} \cdot (T_S - T_0) + \frac{\Delta m_D}{\Delta t} \cdot c_D \cdot (T_S - T_0) \text{ [W], mit} \quad (5-12)$$

$c_{SG,0S}$ spezifische Wärmekapazität der entweichenden Gase bei Solidtemperatur [kJ/(kg K)]

Die zur Berechnung von $c_{pSG,0S}$ notwendigen Gaskonzentrationen werden aus der Differenz der jeweiligen Massenanteile vor und nach dem RK-Element ermittelt (vgl. Kapitel 5.2.5.1).

Bestimmung des Wärmeübergangskoeffizienten α_{WG} von der Wand ins Gas

$$\text{Re}_{dh} = \frac{u \cdot d_h}{\nu_G(\varrho_G)} \text{ [-]} \quad (5-13)$$

$$d_h = \frac{4 \cdot F_{G,quer}}{(R \cdot 2 \cdot [\pi - \varepsilon(z)] + 2 \cdot R \cdot \sin \varepsilon)} \text{ [m] [82]} \quad (5-14)$$

$$u = \frac{\dot{V}_G}{F_{G,quer}} \text{ [m/s] mittlere Gasgeschwindigkeit} \quad (5-15)$$

$\dot{V}_G(T_G)$ Gasvolumenstrom [m³/h]

$\nu_G(T_G)$ kinematische Viskosität [m²/s]

$$F_{G,quer} = \frac{\pi}{4} d_i^2 - F_{S,quer} \text{ [m}^2\text{] Querschnittsfläche des Gaskörpers} \quad (5-16)$$

Für konstante Wandtemperaturen gilt nach VDI [85] für eine laminare Strömung und lokale Betrachtung:

$$\text{Nu}_{L,d_h} = (3,66^3 + 0,7^3 + ((1,077 \cdot (\text{Re}_{d_h} \cdot \text{Pr} \cdot \frac{d_h}{L})^{0,33}) - 0,7)^3)^{0,33} \text{ [-]} \quad (5-17)$$

Für konstante Wandtemperaturen und den Übergangsbereich ($2300 < \text{Re} < 10^4$) gilt nach VDI [86]:

$$\text{Nu}_{2300,L,d_h} = ((49,371 + (\text{Nu}_{x,2} - 0,7)^3 + \text{Nu}_{x,3}^3)^{0,33} \text{ [-], mit} \quad (5-18)$$

$$\text{Nu}_{L,2} = 1,615 \cdot (2300 \cdot \text{Pr} \cdot \frac{d_h}{L})^{0,33} \text{ [-] und} \quad (5-19)$$

$$\text{Nu}_{L,3} = \left(\frac{2}{(1 + 22 \cdot \text{Pr})} \right)^{0,167} \cdot (2300 \cdot \text{Pr} \cdot \frac{d_h}{L})^{0,5} \text{ [-].} \quad (5-20)$$

Beim Übergang in den turbulenten Bereich kann es unter Umständen günstiger sein, folgende Berechnung für Nusselt nach der Formel aus dem VDI-Atlas [87] vorzusehen:

$$Nu_L = Nu_0 \cdot \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_W} \right)^{0,11} \quad [-] \quad (5-21)$$

$$Nu_0 = \frac{\frac{\xi}{8} \cdot (\text{Re} - 1000) \cdot \text{Pr}}{1 + 12,7 \cdot \sqrt{\frac{\xi}{8}} \cdot (\text{Pr}^{0,6667} - 1)} \cdot \left[1 + \left(\frac{d_h}{L} \right)^{0,6667} \right] \quad [-], \text{ mit} \quad (5-22)$$

$$\xi = (1,82 \cdot \log_{10} \cdot \text{Re} - 1,64)^{-2} \quad [-] \quad (5-23)$$

Diese Formel wird im Modell verwendet.

$$\alpha_{WG} = \frac{Nu_{L,d_h} \cdot \lambda_G}{d_h} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-24)$$

Die Berechnung der Stoffparameter λ_G und Pr_G sowie v_G werden im Anhang dargestellt.

Bestimmung der Emissionsgrade ε

Es werden nur die Emissionsgrade von CO_2 und H_2O berücksichtigt. Die Berechnung erfolgt nach Jeschar [88].

$$\varepsilon_{SG} = \varepsilon_{GS} = \frac{\varepsilon_G \cdot A_S \cdot [1 + \phi_S \cdot (1 - \varepsilon_G) \cdot (1 - A_W)]}{(1 - U)} \quad [-] \quad (5-25)$$

Emissionsgrad Gas-Solid

$$\varepsilon_{WG} = \varepsilon_{GW} = \frac{\varepsilon_G \cdot A_W \cdot [1 + \phi_S \cdot (1 - \varepsilon_G) \cdot (1 - A_S)]}{(1 - U)} \quad [-] \quad (5-26)$$

Emissionsgrad Gas-Wand

$$\varepsilon_{WS} = \frac{A_W \cdot A_S \cdot (1 - \varepsilon_G)}{(1 - U)} \quad [-] \text{ Emissionsgrad Wand-Solid} \quad (5-27)$$

$$\phi_S = \frac{F_{SG}}{F_{zwWG}} \quad [-] \text{ Einstrahlzahl} \quad (5-28)$$

$$U = (1 - \varepsilon_G) \cdot (1 - A_W) \cdot [\phi_S \cdot (1 - \varepsilon_G) \cdot (1 - A_S) + (1 - \phi_S)] \quad [-] \quad (5-29)$$

A_S Absorptionsgrad Solid [-]

A_W Absorptionsgrad Wand [-]

$$\varepsilon_G = (\varepsilon_{CO_2} + \varepsilon_{H_2O}) \cdot f_k \quad [-] \text{ Emissionsgrad des Gases} \quad (5-30)$$

$$\varepsilon_{CO_2} = A_{CO_2} \cdot e^{-B_{CO_2} \cdot T_G} \quad [-] \text{ Emissionsgrad von CO}_2 \quad (5-31)$$

$$\varepsilon_{H_2O} = A_{H_2O} \cdot e^{-B_{H_2O} \cdot T_G} \quad [-] \text{ Emissionsgrad von Wasserdampf aus [86]} \quad (5-32)$$

$$f_k = 1 + \frac{0,25 \cdot \sum_i p_i \cdot s_{\ddot{a}q}}{0,11 + \sum_i p_i \cdot s_{\ddot{a}q}} \cdot \left(1 - \frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{\sum_i p_i \cdot s_{\ddot{a}q}}\right) \cdot LN\left(1 - \frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{\sum_i p_i \cdot s_{\ddot{a}q}}\right) \quad [-] \quad (5-33)$$

Korrekturfaktor für Gemische aus H₂O und CO₂ aus [89]

$$B_{CO_2} = 6,7 \cdot 10^{-4} \left(\frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \right)^{-0,085} \quad \text{für } 0,001 \leq \frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \leq 1,5 \quad (5-34)$$

$$A_{CO_2} = 2 \cdot \left(\frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \right)^{0,54} \quad \text{für } 0,001 \leq \frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} < 0,01 \quad (5-35)$$

oder

$$A_{CO_2} = 0,51 \cdot \left(\frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \right)^{0,26} \quad \text{für } 0,01 \leq \frac{P_{CO_2} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \leq 2 \quad (5-36)$$

$$B_{H_2O} = 5,3 \cdot 10^{-4} \left(\frac{P_{H_2O} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \right)^{-0,2} \quad \text{für } 0,01 \leq \frac{P_{H_2O} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \leq 2 \quad (5-37)$$

$$A_{H_2O} = 0,87 \cdot \left(\frac{P_{H_2O} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \right)^{0,47} \quad \text{für } 0,01 \leq \frac{P_{H_2O} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} < 0,1 \quad (5-38)$$

oder

$$A_{H_2O} = 0,6 \cdot \left(\frac{P_{H_2O} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \right)^{0,25} \quad \text{für } 0,1 \leq \frac{P_{H_2O} \cdot s_{\ddot{a}q}}{10^5 P_a \cdot m} \leq 2 \quad (5-39)$$

Ermittlung der Flächenanteile

$$F_{W,i} = \pi \cdot d_i \cdot \Delta x \quad [\text{m}^2] \text{ Wandinnenfläche Drehrohr} \quad (5-40)$$

$$F_{S,\text{quer}} = R^2 \cdot (\varepsilon(z) - 0,5 \cdot \sin(2 \cdot \varepsilon(z))) \quad [\text{m}^2]$$

Querschnittsfläche Solid (5-41)

$$F_{SG} = F_{\text{Solid-Gas}} = d_i \cdot \sin \varepsilon(z) \cdot \Delta x \quad [\text{m}^2]$$

wärmeübertragende Fläche Solid-Gas (5-42)

$$F_{WS} = F_{\text{Wand-Solid}} = d_i \cdot \varepsilon(z) \cdot \Delta x \quad [\text{m}^2]$$

wärmeübertragende Fläche Wand-Solid (5-43)

$$F_{WG} = F_{\text{Wand-Gas}} = F_{W,i} - F_{WS} = d_i \cdot (\pi - \varepsilon(z)) \cdot \Delta x \quad [\text{m}^2]$$

wärmeübertragende Fläche Wand- Gas (5-44)

$$V_G = V_{\text{Drehrohr}} - V_S \quad [\text{m}^3] \text{ Gasvolumen} \quad (5-45)$$

$$V_s = \phi \cdot V_{\text{Drehrohr}} \quad [\text{m}^3] \text{ Feststoffvolumen} \quad (5-46)$$

bzw. $V_s = F_{s,\text{quer}} \cdot \Delta x \quad [\text{m}^3]$

$$\phi = \frac{4 \cdot F_{S,\text{quer}}}{\pi \cdot d_i^2} \quad [-] \text{ Füllungsgrad} \quad (5-47)$$

$$V_{\text{Drehrohr}} = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \cdot \Delta x \quad [\text{m}^3] \text{ Drehrohrvolumen im Abschnitt } \Delta x \quad (5-48)$$

$$F_{zwGW} = F_{SG} + F_{W,i} - F_{WS} \quad [\text{m}^2] \text{ Fläche zwischen Gas und den Wänden} \quad (5-49)$$

$$s_{\ddot{a}q} = 0,9 \cdot \frac{4 \cdot V_G}{F_{zwGW}} \quad [\text{m}] \text{ äquivalente Schichtdicke} \quad (5-50)$$

Bestimmung des Wärmeübergangskoeffizienten α_{SG} von der Solidoberfläche ins Gas nach VDI [91]

$$Re_L = \frac{u \cdot L}{\nu_G(\varrho_G)} \quad [-], \text{ für } 10 < Re < 10^7 \quad (5-51)$$

$$Nu_{L,0} = \sqrt{Nu_{lam}^2 + Nu_{turb}^2} \quad [-], \text{ mit} \quad (5-52)$$

$$Nu_{lam} = 0,664 \cdot \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Pr} \quad [-] \text{ und} \quad (5-53)$$

$$Nu_{turb} = \frac{0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr^{0,667} - 1)} \quad [-]. \quad (5-54)$$

$$\alpha_{SG} = \frac{Nu_{L,0} \cdot \lambda_G}{L} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-55)$$

Berechnung von $\alpha_{WS,Sch}$ von der Wand in die Schüttung [92]

Reihenschaltung der Widerstände

$$\frac{1}{\alpha_{WS,Sch}} = \frac{1}{\alpha_{WS}} + \frac{1}{\alpha_{bed}} \quad (5-56)$$

mit

$$\alpha_{bed} = \frac{2\sqrt{(\lambda \cdot \rho \cdot c)_s}}{\sqrt{\frac{\varepsilon(z)}{n}}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-57)$$

Wärmeübergangskoeffizient im Solid (Neumann'scher Ansatz)

$$\alpha_{WS} = \varphi \cdot \alpha_{WP} + \alpha_{rad} \quad [2], \text{ mit} \quad (5-58)$$

$$\alpha_{rad} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\varepsilon_W} + \frac{1}{\varepsilon_S} - 1 \right)} \cdot \sigma \cdot \frac{(T_W^4 - T_S^4)}{(T_W - T_S)} \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

Wärmeübergangskoeffizient Strahlungsanteil (5-59) φ Flächenbedeckungsgrad (0,8) [-]

$$\alpha_{WP} = \frac{4 \cdot \lambda_G}{d_p} \cdot \left[\left(1 + \frac{2 \cdot (l + \delta)}{d_p} \right) \cdot \ln \left(1 + \frac{d_p}{2(l + \delta)} \right) - 1 \right] \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-60)$$

$$l \text{ (freie Weglänge)} = 2 \cdot \frac{(2 - \gamma)}{\gamma} \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot \pi \cdot \mathfrak{R} \cdot T_G}{M_{m,G}}} \cdot \frac{\lambda_G}{p_{ges} \cdot \left(2 \cdot c_{p,G} - \frac{\mathfrak{R}}{M_{m,G}} \right)} \quad [m] \quad (5-61)$$

$$\frac{1}{\gamma} = 10^{\left[0,6 - \frac{1}{C} \cdot \left(\frac{1000K}{T_G} + 1 \right) \right]} + 1 \quad [-] \quad (5-62)$$

γ	Akkommodations-Koeffizient [-]
\mathfrak{R}	Allgemeine Gaskonstante 8314 [J/(kmol K)]
p	Druck [Pa]
$c_{p,G}$	spezifische Wärmekapazität Gas [J/(kg K)],
$M_{m,G}$	mittlere Molmasse Gas [kg/kmol],
T_G	Gastemperatur [K],

δ	Oberflächenrauigkeit Partikel [m]
d_p	Partikeldurchmesser Solid [m]
C	Konstante (2,80 für Luft und CO ₂ , für H ₂ O: 3,62) [-]. Im Modell wird mit C = 2,8 gerechnet.

Verschmutzungsfaktor

Bei schmelzenden bzw. klebenden Materialien kann sich an der Drehrohrinnenwand eine Belagsschicht bilden, die den Wärmestrom ins Innere der Schüttung vermindert. Diese Belagsschicht bleibt bis zum Erreichen der Cracktemperatur der Schüttung an der Wand haften und verkleinert sich mit fortschreitendem Umsatz. Ist der Umsatz abgeschlossen, wird der Verschmutzungsfaktor nicht mehr berücksichtigt.

Die Belagsschicht wird als zusätzlicher Widerstand aufgefasst und kann zusammen mit dem Gesamtwärmeübergangskoeffizient aus Gleichung 5-56 in einem $k_{eff,WS,Sch}$ berücksichtigt werden:

$$k_{eff,WS,Sch} = \frac{1}{r_i} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\lambda_s} \cdot \ln\left(\frac{R}{r_i}\right) + \frac{1}{r_i \cdot \alpha_{WS,Sch}}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right], \text{ mit} \quad (5-63)$$

$$r_i = R - d_{p,m,Sauter} \text{ [m]}. \quad (5-64)$$

Die Wärmeleitfähigkeit des Solids bleibt im mathematischen Modell konstant.

R bezeichnet dabei den Drehrohrradius, r_i den Drehrohrradius abzüglich der Belagsschichtdicke, die vereinfacht angenommen der aktuelle Partikeldurchmesser $d_{pm, Sauter}$ ist.

Damit ändern sich auch alle Flächenanteile, die mit dem Drehrohrradius gebildet werden. Diese Änderung wird jedoch vernachlässigt, da der Partikeldurchmesser in der Regel klein ist gegenüber dem Radius.

Energiebilanz für das Solid

Die Änderung der Enthalpie des Feststoffes mit der Zeit ist gleich der Summe aller ein- und austretenden Wärme- und Enthalpieströme und physikalischen sowie chemischen Umwandlungsenthalpieströme (gemäß **Abbildung 5-7**).

$$\begin{aligned}
 \frac{dH_S}{dt} &= \frac{d(m_S \cdot c_{S,0S} \cdot (T_S - T_0))}{dt} = \\
 &= \frac{dm_S \cdot c_{S,0S} \cdot (T_S - T_0)}{dt} + \frac{d(T_S - T_0) \cdot m_S \cdot c_{S,0S}}{dt} \\
 &= \dot{Q}_{WS,Sch} + \dot{Q}_{WS,\varepsilon} - \dot{Q}_{SG,\alpha} - \dot{Q}_{SG,\varepsilon} - \frac{dm_S}{dt} \cdot |\Delta h_R| - \frac{dm_W}{dt} \cdot |\Delta h_V| \\
 &= \alpha_{WS,Sch} \cdot F_{WS} \cdot (T_W - T_S) + \varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_W^4 - T_S^4) - \alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot (T_S - T_G) \\
 &\quad - \varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_S^4 - T_G^4) - \frac{dm_S}{dt} \cdot |\Delta h_R| - \frac{dm_W}{dt} \cdot |\Delta h_V| \tag{5-65}
 \end{aligned}$$

Konstante Größen sind für jedes Δx :

$$\alpha_{WS,Sch}, F_{WS}, T_W, \varepsilon_{WS}, \sigma, F_{SG}, \alpha_{SG}, \varepsilon_{SG}, T_G, F_{WG}, (c \cdot m)_S$$

$$\begin{aligned}
 \frac{dT_S}{dt} \cdot m_S \cdot c_{S,0S} &= \alpha_{WS,Sch} \cdot F_{WS} \cdot (T_W - T_S) + \varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_W^4 - T_S^4) \\
 &\quad - \alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot (T_S - T_G) - \varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_S^4 - T_G^4) \\
 &\quad - \frac{dm_S}{dt} \cdot |\Delta h_R| - \frac{dm_W}{dt} \cdot |\Delta h_V| - \frac{dm_S}{dt} \cdot c_{S,0S} \cdot (T_S - T_0)
 \end{aligned}$$

Für eine Berechnung ohne Entstehung/ Verbrauch ergibt sich weiter

$$\begin{aligned}
 c_{S,0S} \cdot m_S \cdot \frac{dT_S}{dt} &= \alpha_{WS,Sch} \cdot F_{WS} \cdot T_W - \alpha_{WS,Sch} \cdot F_{WS} \cdot T_S + \varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot T_W^4 \\
 &\quad - \varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{WG} \cdot T_S^4 - \alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot T_S + \alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot T_G \\
 &\quad - \varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot T_S^4 + \varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot T_G^4 \\
 &= \overbrace{\alpha_{WS,Sch} \cdot F_{WS} \cdot T_W}^a + \overbrace{\varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot T_W^4}^b + \overbrace{\alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot T_G}^c \\
 &\quad + \overbrace{\varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot T_G^4}^d - \overbrace{\alpha_{WS,Sch} \cdot F_{WS} \cdot T_S}^e - \overbrace{\varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot T_S^4}^f \\
 &\quad - \overbrace{\alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot T_S}^g - \overbrace{\varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot T_S^4}^h
 \end{aligned}$$

$$c_{S,0S} \cdot m_S \cdot \frac{dT_S}{dt} = a + b + c + d - e \cdot T_S - f \cdot T_S^4 - g \cdot T_S - h \cdot T_S^4$$

$$c_{S,0S} \cdot m_S \cdot \frac{dT_S}{dt} \cdot \left[\frac{1}{a + b + c + d - e \cdot T_S - f \cdot T_S^4 - g \cdot T_S - h \cdot T_S^4} \right] = 1$$

$$\int_{T_S=T_{S,0}(x-\Delta x)}^{T_S} \frac{1 \cdot dT_S}{a + b + c + d - e \cdot T_S - f \cdot T_S^4 - g \cdot T_S - h \cdot T_S^4} = \frac{\Delta t}{c_{S,0S} \cdot m_S}$$

Energiebilanz für das Gas

Die Gasphase wird als stationäre Strömung im Vergleich zum Feststoff betrachtet. Der austretende Enthalpiestrom setzt sich demnach aus der Summe aller in das Volumenelement ein- und austretenden Wärme- und Enthalpieströme gemäß **Abbildung 5-8** und Gleichung (5-66) zusammen.

Berücksichtigung findet der Einfluss der Temperaturzunahme des Gases auf die Volumenzunahme bzw. die Gasgeschwindigkeit und die Stoffwerte, die für jeden Abschnitt (RK-Element) neu berechnet werden (**Abbildung 5-8**).

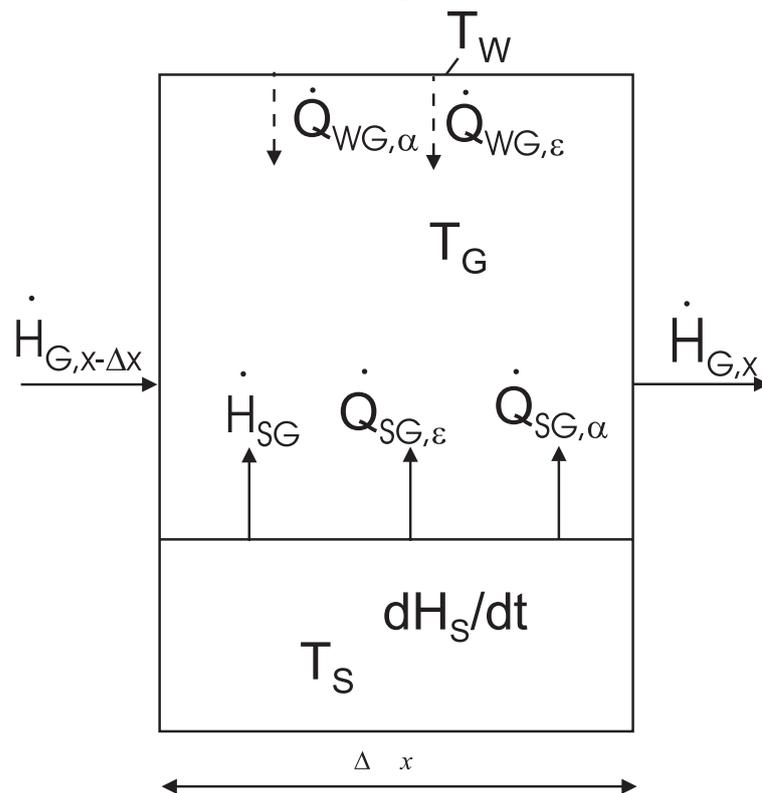


Abbildung 5-8: Energiebilanz für das Gas

$$\frac{dH_G}{dt} = 0 = \dot{H}_{G,x-\Delta x} + \dot{H}_{SG} + \dot{Q}_{SG,\varepsilon} + \dot{Q}_{SG,\alpha} + \dot{Q}_{WG,\alpha+\varepsilon} - \dot{H}_{G,x} \quad (5-66)$$

$$\dot{H}_{G,x} = \dot{m}_{G,x} \cdot c_{G,0G} \cdot (T_G - T_0) \quad [\text{W}] \quad (5-67)$$

$$\dot{H}_{G,x-\Delta x} = \dot{m}_{G,x-\Delta x} \cdot c_{G,0G,x-\Delta x} \cdot (T_{G,x-\Delta x} - T_0) \quad [\text{W}] \quad (5-68)$$

$$\dot{Q}_{SG,\alpha} = \alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot (T_S - T_G) \quad [\text{W}] \quad (5-69)$$

$$\dot{Q}_{SG,\varepsilon} = \varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_S^4 - T_G^4) \quad [\text{W}] \quad (5-70)$$

$$\dot{Q}_{WG,\alpha} = \alpha_{WG} \cdot F_{WG} \cdot (T_W - T_G) \quad [\text{W}] \quad (5-71)$$

$$\dot{Q}_{WG,\varepsilon} = \varepsilon_{WG} \cdot \sigma \cdot F_{WG} \cdot (T_W^4 - T_G^4) \quad [\text{W}] \quad (5-72)$$

$$\dot{H}_{SG} = \frac{\Delta m}{\Delta t} \cdot c_{SG,0S} \cdot (T_S - T_0) + \frac{\Delta m_D}{\Delta t} \cdot c_D \cdot (T_S - T_0) \quad [\text{W}] \quad (5-73)$$

Startbedingung:

$$T_{G,x-\Delta x}(t=0) = T_{G,0}$$

$$\dot{H}_{G,x-\Delta x} = \dot{H}_{G,x} - \dot{Q}_{SG,\varepsilon} - \dot{Q}_{SG,\alpha} - \dot{Q}_{WG,\alpha} - \dot{Q}_{WG,\varepsilon} - \dot{H}_{SG} \quad [\text{W}] \quad (5-74)$$

ist damit für das jeweilige t, z.B. t = 0, bekannt.

Ermittlung von T_G :

$$\begin{aligned} \dot{H}_{G,x-\Delta x} &= \dot{m}_{G,x-\Delta x} \cdot c_{G,0G,x-\Delta x} \cdot (T_{G,x-\Delta x} - T_0) \\ &= \dot{m}_G \cdot c_{G,0G} \cdot (T_G - T_0) - \varepsilon_{SG} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_S^4 - T_G^4) - \alpha_{SG} \cdot F_{SG} \cdot (T_S - T_G) \\ &\quad - \alpha_{WG} \cdot F_{WG} \cdot (T_W - T_G) - \varepsilon_{WG} \cdot \sigma \cdot F_{WG} \cdot (T_W^4 - T_G^4) \\ &\quad - \frac{\Delta m}{\Delta t} \cdot c_{G,0S} \cdot (T_S - T_0) - \frac{\Delta m_D}{\Delta t} \cdot c_D \cdot (T_S - T_0) \end{aligned} \quad (5-75)$$

bekannt sind alle Größen bis auf T_G .

5.2.3 Trocknung

Das Gesamtmodell für die Trocknung unterscheidet sich in die Teilschritte Verdampfung bei den Guttemperaturen unterhalb und oberhalb der Siedetemperatur des Wassers bei gegebenem Gesamtdruck.

Trocknung bei Guttemperaturen unterhalb der Siedetemperatur bei gegebenem Gesamtdruck

Die Berechnung der Verdampfung erfolgt anhand der Analogie von Wärme- und Stofftransport über die Konvektion an der Feststoffoberfläche.

Dazu werden ein Stoffübergangskoeffizient β_D , die Austauschfläche F_{SG} und die Partialdruckdifferenz ($p_{ges} - p_{\text{Üb.}}$) zwischen Oberfläche und Gasatmosphäre benötigt. An der Oberfläche des Gutes stellt sich je nach Guttemperatur ϑ_S der zugehörige Sattedampfdruck $p_{D,O}$ ein [100]:

$$p_{D,O} = p_{D,S}(\vartheta_O = \vartheta_S) = 611 \cdot \exp(-1,91275 \cdot 10^{-4} + 7,258 \cdot 10^{-2} \cdot \vartheta_S - 2,939 \cdot 10^{-4} \cdot \vartheta_S^2 + 9,841 \cdot 10^{-7} \cdot \vartheta_S^3 - 1,92 \cdot 10^{-9} \cdot \vartheta_S^4) \text{ [Pa]} \quad (5-76)$$

Die mittlere logarithmische Partialdruckdifferenz ergibt sich aus:

$$p_{ges} - p_{\text{Üb.}} = \frac{p_{D,O} - p_D}{\ln\left(\frac{p_{ges} - p_D}{p_{ges} - p_{D,O}}\right)} \text{ [Pa]} \quad (5-77)$$

p_{ges} : Gesamtdruck im Gas in Pa.

$p_{\text{Üb.}}$: Druck des über die Oberfläche streichenden Gases in Pa.

Mit dem Diffusionskoeffizienten

$$D = 22,6 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1}{p_{ges} \text{ [bar]}} \cdot \left(\frac{T_G}{273}\right)^{1,81} \text{ [m}^2\text{/s]} \text{ [96]} \quad (5-78)$$

ergibt sich damit für den Stoffübergangskoeffizienten β_D :

$$\beta_D = \frac{\alpha_{GS}}{\sqrt{\rho_G \cdot c_{pG} \cdot \frac{\lambda_G}{D} \cdot \frac{p_{ges} - p_{\text{Üb.}}}{p_{ges}}}} \text{ [m/s]} \quad (5-79)$$

Ist die relative Feuchte $\varphi < 1$ kann folgender Wasserdampfvolumenstrom vom Solid ins Gas übertreten:

$$\dot{V}_D = \frac{\beta_D \cdot F_{SG} \cdot (p_{D,O} - p_D)}{\rho_D \cdot T_G \cdot R_D} \quad [\text{m}^3/\text{s}]. \quad (5-80)$$

Trocknung bei Guttemperaturen gleich oder oberhalb der Siedetemperatur bei gegebenem Gesamtdruck

Der Grundfall, der den Wärmeübergang von einer heißen Wand in eine Schüttung beschreibt, ist ausführlich im VDI-Wärmeatlas [98] dargestellt. Für das Drehrohr werden zusätzliche Modifikationen, der Wärmeübergang von der Wand auf die Schüttungsoberfläche durch Strahlung und der Wärmeübergang durch Konvektion und Strahlung vom Gas auf die Schüttungsoberfläche, ähnlich der Vorgehensweise von Wocadlow [2], vorgenommen.

Dieser Modellansatz gilt nur für Schüttungen, die mit der Siedetemperatur vorliegen.

Bisher ist der Wärmeübergang von der Wand in die trockene Schüttung durch die Gleichungen (5-56) bis (5-62) beschrieben worden. Sie werden hier noch einmal aufgeführt und erhalten eine erweiterte Indizierung mit „dry“ für trocken.

$$\frac{1}{\alpha_{WS,Sch,dry}} = \frac{1}{\alpha_{WS}} + \frac{1}{\alpha_{bed,dry}} \quad (5-81)$$

mit

$$\alpha_{bed,dry} = \frac{2 \sqrt{(\lambda \cdot \rho \cdot c)_{S,dry}}}{\sqrt{\frac{\varepsilon(z)}{n}}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-82)$$

Der Ausdruck unter der Wurzel im Nenner von Gleichung (5-82) entspricht der Kontaktzeit der ersten Partikellage mit der Wand. Hier wird abweichend vom Ansatz nach Mollekopf nicht ein Ausdruck mit einer Mischgütekennzahl verwendet. Die bisherigen Messergebnisse haben gezeigt, dass auf eine Ermittlung einer solchen Kennzahl im vorliegenden Fall verzichtet werden kann.

Die zugeführten Wärmeströme können nun in zwei Anteile unterteilt werden: In einen Anteil für die Verdampfung des Wassers, in dem Modellansatz [98] als *latenten Wärmestrom* \dot{Q}_{lat} bezeichnet, und in einen zweiten Anteil zur weiteren Erwärmung der getrockneten Schüttung, in [98] als *sensiblen Wärmestrom* \dot{Q}_{sens} bezeichnet. Zur Berechnung des *latenten Wärmestromes* wird $\alpha_{bed,dry}$ in Gleichung (5-81) ersetzt durch $\alpha_{bed,wet}$ für das feuchte Bett

$$\alpha_{bed,wet} = \frac{\alpha_{bed,dry}}{erf\xi_{WS}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-83)$$

mit der Gauß'schen Fehlerfunktion

$$erf\xi_{WS} = 1 - (a_1 \cdot t_{hilf,WS} + a_2 \cdot t_{hilf,WS}^2 + a_3 \cdot t_{hilf,WS}^3) \cdot \exp(-\xi_{WS}^2) \quad (5-84)$$

mit

$$t_{hilf,WS} = \frac{1}{1 + 0,47047 \cdot \xi_{WS}} \quad (5-85)$$

$$a_1 = 0,3480242$$

$$a_2 = -0,0958798$$

$$a_3 = 0,7478556$$

ξ_{WS} wird implizit erhalten aus [97]

$$\sqrt{\pi} \cdot \xi_{WS} \cdot \exp(\xi_{WS}^2) \cdot \left[\left(\left(\frac{\alpha_{WS}}{\alpha_{bed,Sch,dry}} \right) - 1 \right) \cdot erf\xi_{WS} + 1 \right] = \frac{1}{Ph_{WS}} \cdot \left(\left(\frac{\alpha_{WS}}{\alpha_{bed,Sch,dry}} \right) - 1 \right) \quad (5-86)$$

Die in Gleichung (5-86) enthaltene Phasenumwandlungszahl Ph_{WS} , die das Verhältnis von *latenter* zu *sensibler Wärme* beschreibt, berechnet sich zu

$$Ph_{WS} = \frac{X(t) \cdot \Delta h_v(T_S)}{c_{p,S,dry} \cdot (T_W - T_S)} [-] \quad (5-87)$$

mit

$$\Delta h_v(T_S) = -2,428 \cdot T_S [^\circ K] + 3165,9 \text{ [kJ/kg]} \quad (5-88)$$

Verdampfungsenthalpie von Wasser

und

$X(t)$ aktuelle Feuchte des Gutes [kg Wasser/ kg getrocknetes Gut] oder

$$X'(t) = \frac{X(t)}{X(t)+1} = \frac{\dot{m}_w(t=0) - \sum \Delta \dot{m}_w(t)}{\dot{m}_s(t)} [-] \quad (5-89)$$

mit

$X'(t)$ aktuelle Feuchte des Gutes [kg Wasser/ kg feuchtes Gut] mit der Umrechnung

$$X(t) = \frac{X'(t)}{1 - X'(t)} \quad [-] \quad (5-90)$$

Damit modifiziert sich Gleichung (5-81) zu

$$\frac{1}{\alpha_{WS,Sch,wet}} = \frac{1}{\alpha_{WS}} + \frac{1}{\alpha_{bed,wet}} \quad (5-91)$$

und man erhält den *latenten Wärmestrom* von der Wand in die Schüttung

$$\dot{Q}_{lat,WS} = \alpha_{WS,Sch,wet} \cdot F_{WS} \cdot (T_W - T_S) \cdot \exp(-\xi^2_{WS}) \quad [W] \quad (5-92)$$

Für den Wärmeübergang Wand- Schüttungsoberseite durch Strahlung werden die Grundgleichungen entsprechend modifiziert:

Definition eines Wärmeübergangskoeffizienten durch Strahlung:

$$\alpha_{WS,o} = \frac{\varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_W^4 - T_S^4)}{F_{SG} \cdot (T_W - T_S)} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-93)$$

Des Weiteren für den Wärmeübergangskoeffizienten, der von der Kontaktzeit an der Schüttungsoberfläche abhängt

$$\alpha_{bed,dry,WS,o} = \frac{2 \sqrt{(\lambda \cdot \rho \cdot c)_{S,dry}}}{\sqrt{\pi \cdot t_{WS,o}}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-94)$$

Für die Kontaktzeit wird bei Wocadlow [2] die Formel von Reischel angegeben zu

$$t_{WS,o} = \frac{0,21}{2 \cdot \pi \cdot n} \quad [s] \quad (5-95)$$

Mit $n = 8$ u/min ergibt sich eine Kontaktzeit von Partikeln auf der Schüttungsoberseite von 0,25 s. Alternativen werden in der Arbeit von Ghenda [47] vorgeschlagen, wie z.B. folgende Berechnung:

$$t_{WS,o} = \frac{4}{5} \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot D_i \cdot \sin \varepsilon}{9,81 \cdot \sin \alpha_0 \cdot \cos \eta}} \text{ [s]} \quad (5-96)$$

mit

$$\eta = \arctan\left(\frac{\tan \beta}{\sin \alpha_0}\right) \text{ [}^\circ\text{]} \quad (5-97)$$

mit

$D_i = 0,3 \text{ m}$, ε von $0,6 \text{ }^\circ\text{rad}$, α_0 von $0,55 \text{ }^\circ\text{rad}$ und β von $0,0113 \text{ }^\circ\text{rad}$ ein $t_{WS,o}$ von $0,20 \text{ s}$. Diese Formel wird auch hier verwendet.

Die Phasenumwandlungszahl für die Oberfläche errechnet sich nach Gleichung (5-82). Für den feuchten Gesamtwärmeübergangskoeffizienten ergibt sich damit

$$\frac{1}{\alpha_{ges,wet,WS,o}} = \frac{1}{\alpha_{WS,o}} + \frac{1}{\alpha_{bed,wet,WS,o}} \quad (5-98)$$

mit

$$\alpha_{bed,wet,WS,o} = \frac{\alpha_{bed,dry,WS,o}}{\text{erf}\xi_{WS,o}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-99)$$

Man erhält den *latenten Wärmestrom* von der Wand auf die Schüttungsobenseite durch Strahlung

$$\dot{Q}_{lat,WS,o} = \alpha_{ges,wet,WS,o} \cdot F_{SG} \cdot (T_W - T_S) \cdot \exp(-\xi^2_{WS,o}) \text{ [W]} \quad (5-100)$$

In gleicher Weise wird für den Wärmeübergang vom Gas zur Schüttungsobenseite verfahren: Definition eines Wärmeübergangskoeffizienten durch Strahlung und Konvektion:

$$\alpha_{GS,o} = \frac{\varepsilon_{GS} \cdot \sigma \cdot F_{SG} \cdot (T_S^4 - T_G^4) + \alpha_{GS} \cdot F_{SG} \cdot (T_S - T_G)}{F_{SG} \cdot (T_S - T_G)} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-101)$$

Für die Schüttungsobenseite kann ein Wärmeübergangskoeffizient für das Bett nach Gleichung (5-94) berechnet werden.

Die Phasenumwandlungszahl für die Oberfläche errechnet sich zu

$$Ph_{GS,o} = \frac{X(t) \cdot \Delta h_v(T_S)}{c_{p,S,dry} \cdot (T_S - T_G)} \quad (5-102)$$

Für den feuchten Gesamtwärmeübergangskoeffizienten ergibt sich damit

$$\frac{1}{\alpha_{ges,wet,GS,o}} = \frac{1}{\alpha_{WS,o}} + \frac{1}{\alpha_{bed,wet,GS,o}} \quad (5-103)$$

mit

$$\alpha_{bed,wet,GS,o} = \frac{\alpha_{bed,dry,WS,o}}{erf\xi_{GS,o}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (5-104)$$

Man erhält den *latenten Wärmestrom* vom Gas auf die Schüttungsoberseite durch Konvektion und Strahlung

$$\dot{Q}_{lat,GS,o} = \alpha_{ges,wet,GS,o} \cdot F_{GS} \cdot (T_S - T_G) \cdot \exp(-\xi^2_{GS,o}) \text{ [W]} \quad (5-105)$$

Die neue Feuchte X' (t) errechnet sich zu

$$X'(t) = \frac{m_w}{m_{s,wet}} \text{ [-]} \quad (5-106)$$

mit

$$m_{w,x} = m_{w,x-\Delta x} - \Delta m_w \text{ [kg]} \quad (5-107)$$

mit

$$\Delta m_w = \Delta t \cdot \frac{\dot{Q}_{lat,WS} + \dot{Q}_{lat,WS,o} + \dot{Q}_{lat,GS,o}}{\Delta h_v} \text{ [kg]} \quad (5-108)$$

Die Energiebilanz in Gleichung (5-65) wird mit Gleichung (5-108) modifiziert zu

$$\frac{dH_S}{dt} = \dot{Q}_{WS,Sch} + \dot{Q}_{WS,\varepsilon} - \dot{Q}_{SG,\alpha} - \dot{Q}_{SG,\varepsilon} - \frac{dm_S}{dt} \cdot |\Delta h_R| - (\dot{Q}_{lat,WS} + \dot{Q}_{lat,WS,o} + \dot{Q}_{lat,GS,o}) \quad (5-109)$$

Der dem Drehrohr insgesamt zugeführte Wärmestrom errechnet sich für Temperaturen oberhalb der Siedetemperatur zu

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{zu,ges} = & \alpha_{WS,sch,wet} \cdot F_{WS} \cdot (T_W - T_S) + \varepsilon_{WS} \cdot \sigma \cdot F_{GW} \cdot (T_W^4 - T^4) + \alpha_{WG} \cdot F_{GW} \cdot (T_W - T_G) \\ & + \varepsilon_{WG} \cdot \sigma \cdot F_{GW} \cdot (T_W^4 - T_G^4) [W] \end{aligned}$$

(5-110)

5.2.4 Chemische Umsatzvorgänge

Der chemische Umsatz wird maßgeblich durch die Feststofftemperatur beeinflusst. Zur Berechnung der Umsatzraten in Abhängigkeit der Feststofftemperatur werden hier zwei Ansätze diskutiert: Zum einen wird die Umsatz mit Hilfe eines kinetischen Ansatzes nach Arrhenius aus experimentellen Untersuchungen an einer TGA gewonnen, zum anderen kann bei bekannter Starttemperatur des Umsatzes (Cracktemperatur des Solids) der Umsatz auch mit Hilfe des Gauß'schen Fehlerintegrals, ähnlich der Trocknung, abgeschätzt werden.

5.2.4.1 Kinetischer Ansatz

Wie bereits erwähnt, wird der Umsatzverlauf aus Versuchen an einer Thermowaage (TGA) ermittelt. Die bei diesen Versuchen eingestellte Aufheizfunktion $\vartheta = f(t)$ wird dabei als Annahme vorgegeben. Die Ergebnisse bzgl. des Umsatzes aus den TGA- Untersuchungen fließen dann in das mathematische Modell für das Drehrohr ein und es ergibt sich eine Aufheizfunktion $\vartheta = f(L)$ bzw. mit Hilfe des Verweilzeitmodells $\vartheta = f(t)$ über der Drehrohlänge. Die vorgegebene Aufheizfunktion ist mit der berechneten zu vergleichen und muss ggf. bei Nichtübereinstimmung beider Funktionen eine erneute Untersuchung in der Thermowaage erfolgen.

Bei der Vorgabe einer ersten Aufheizfunktion geht man wie folgt vor:

Aus dem Reaktormodell wird für einen Einsatzstoff eine axiale Temperaturverteilung im Solid zunächst ohne Reaktion errechnet. Diese dient, wie oben erwähnt, als Vorgabe für die Untersuchungen an der Thermowaage. Unterteilt man die für das Drehrohr berechnete Kurve z.B. in 3 Abschnitte, so kann für jeden Abschnitt eine Aufheizrate bestimmt werden, die in der Thermowaage entsprechend nachgefahren werden. Aus den Untersuchungen in der Thermowaage ist für kontinuierliche Aufheizraten von 10 K/min, 50 K/min und 100 K/min für PE bzw. 20 K/min für BRAM die in **Abbildung 5-11** dargestellte Massenabnahme über der Temperatur gemessen worden.

Bei dem hier verwendeten PE handelt es sich um linsenförmige Granulatkörner mit einem mittleren Partikeldurchmesser von wenigen Millimetern (**Abbildung 5-9**).



Abbildung 5-9: Foto des Modellstoffes Polyethylen PE

BRAM wurde in Form von Pellets mit einer Länge von etwa 2 cm und einem Durchmesser von 1 cm eingesetzt (**Abbildung 5-10**).



Abbildung 5-10: Foto des Ersatzbrennstoffes BRAM

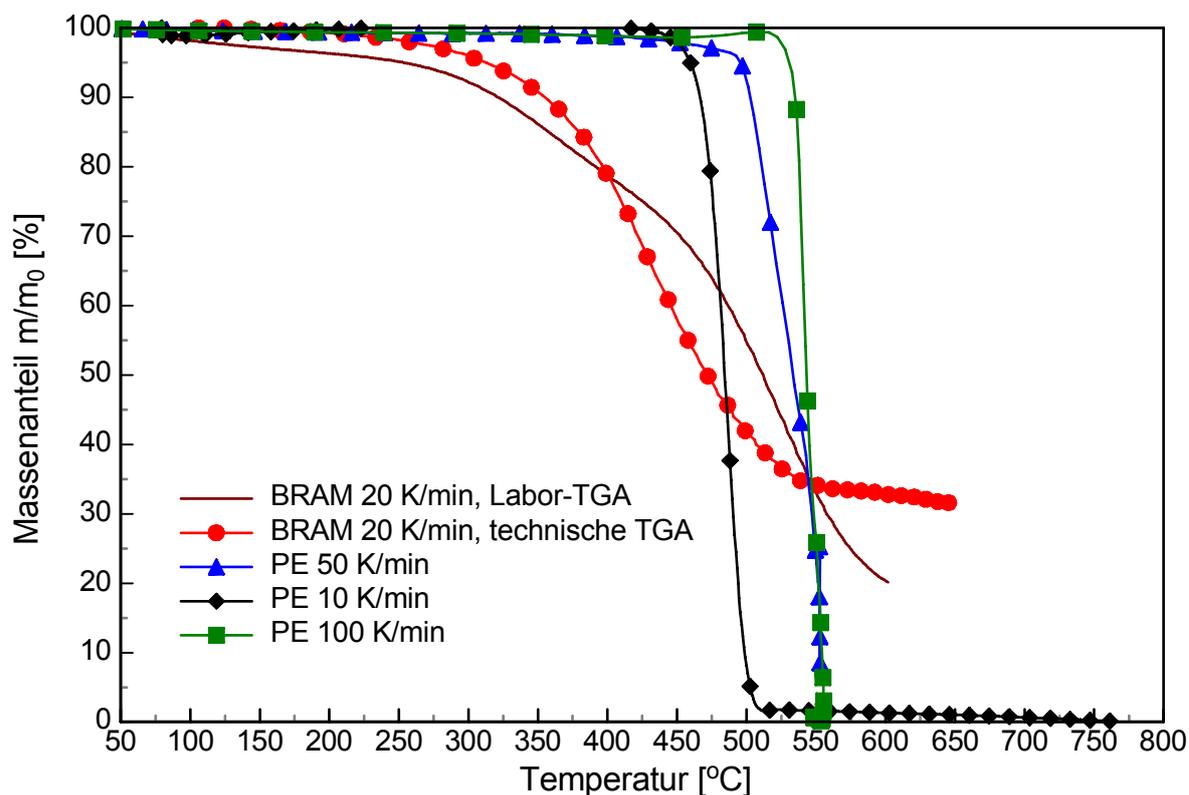


Abbildung 5-11: Ergebnis aus Thermowaagenuntersuchungen zur Zersetzung von PE und BRAM bei unterschiedlichen Aufheizraten

Bei dem Vergleich der Kurven von PE erkennt man deutlich, dass sich mit Zunahme der Aufheizgeschwindigkeit der Abbau zu höheren Temperaturen verschiebt. Danach reagiert die Probe aber umso schneller ab. Das hier verwendete PE setzt sich in der Pyrolyse nahezu vollständig um (Restmasse $m_{\infty} < 2$ Ma.-%).

Für BRAM wurden die kinetischen Daten in verschiedenen Thermowaagen ermittelt. Um den Einfluss der Heterogenität des Abfalls zu berücksichtigen, wurden im Vergleich zur Laborthermowaage kinetische Untersuchungen an einer größeren technischen Thermowaage durchgeführt. Dabei zeigt sich, dass die technische TGA für einen vergleichsweise homogenen Abfall wie BRAM ähnliche Ergebnisse im Vergleich zur Labor-TGA liefert. Die unterschiedlichen Rückstandsanteile der BRAM-Proben aus der technischen TGA mit etwa 30 Ma.-% und der Labor-TGA mit 20 % liegen im Rahmen der Schwankungsbreite bei BRAM.

Hat man jedoch sehr heterogene Einsatzstoffe, wie sie für weniger gut aufbereitete Abfälle als BRAM vorliegen, so kann man mit dieser Probenstruktur nicht mehr ohne Weiteres eine Labor-TGA nutzen, sondern muss einen größeren Probenumfang für die Bestimmung der kinetischen Daten einsetzen. Die vorliegenden Untersuchungen zeigen, dass die technische TGA daher insbesondere zur Ermittlung kinetischer Daten von heterogenen Abfällen geeignet ist.

Die in **Abbildung 5-11** dargestellten Kurven können durch folgenden modifizierten Arrheniusansatz nach [95] angenähert werden:

$$\frac{d\alpha}{dt} = k_{\infty} \cdot \exp\left[-\frac{E}{R \cdot T_S}\right] \cdot (1-\alpha)^n \quad [1/s] \quad (5-111)$$

$$\text{mit } \alpha = \frac{m_0 - m(t)}{m_0 - m_{\infty}} \quad [-] \quad (5-112)$$

Darin bedeutet m_0 die Ausgangsmasse zum Zeitpunkt $t = 0$, $m(t)$ die aktuelle Masse zum Zeitpunkt t und m_{∞} die Rückstandsmasse nach Beendigung des Umsatzvorganges zur $t = t_{\infty}$. Da diese Zeit t_{∞} bei dem kontinuierlichen Prozess im Drehrohr im Gegensatz zu den Versuchen in der TGA zunächst unbekannt ist, muss diese Zeit iterativ bestimmt werden.

Für die Einbindung des Umsatzvorganges in das Modell wird die pro Zeitintervall dt umgesetzte Masse dm_S/dt aus Gl. (5-60) benötigt. Aus der Umsatzfunktion (5-111) ergibt sich nach Einsetzen der entsprechenden Massenströme für die RK-Elemente Δx :

$$\frac{\Delta m_S}{\Delta t} = (\dot{m}_0 \cdot \Delta t_0 - \dot{m}_{\infty} \cdot \Delta t_{\infty}) \cdot k_{\infty} \cdot \exp\left[-\frac{E}{R \cdot T_S}\right] \cdot \left[1 - \frac{(\dot{m}_0 \cdot \Delta t_0 - \dot{m}_S(t) \cdot \Delta t)}{(\dot{m}_0 \cdot \Delta t_0 - \dot{m}_{\infty} \cdot \Delta t_{\infty})}\right]^n \quad [kg/s] \quad (5-113)$$

Darin bedeuten

\dot{m}_0	aktueller Eintrittsmassenstrom in das erste RK-Element [kg/s],
\dot{m}_{∞}	Rückstandsmassenstrom aus dem Drehrohr [kg/s],
Δt_0	erster Zeitabschnitt im Drehrohr [s],
Δt_{∞}	letzter Zeitabschnitt im Drehrohr nach Ende des Umsatzvorganges (ist iterativ zu ermitteln) [s],
k_{∞}	Häufigkeitsfaktor [1/s],
E	scheinbare Aktivierungsenergie [kJ/mol],
R	8,314 kJ/(kmol K),
T_S	Solidtemperatur [K]
n	Exponent der Reaktionsordnung [-]
$\dot{m}_S(t)$	in das aktuelle RK-Element einfließender Massenstrom [kg/s] und
Δt	aktueller Zeitabschnitt im Drehrohr [s],
Δm_S	umgesetzte Masse im Zeitabschnitt Δt im Drehrohr [kg].

Aus dem Umsatzverlauf der TGA- Untersuchung (**Abbildung 5-11**) wurden mit Hilfe der Fehlerquadratminimierung nach Gauß die kinetischen Parameter wie folgt bestimmt (Tabelle in **Abbildung 5-12**):

Einsatzstoff	Apparatur	Aufheizrate	n	E	k_{∞}	Temperaturbereich	V.-Nr.
		[K/min]	[-]	[kJ/mol]	[1/s]	[°C]	
PE	Labor-TGA	10	0,8859	436	9,47E+27	455 - 523	PE 1045
PE	Labor-TGA	50	0,4432	297	4,25E+17	466 - 548	PE 40
PE	Labor-TGA	100	0,8271	146	5,14E+07	389 - 555	PE 18
BRAM	Labor-TGA	20	0,2915	30,87	2,26E-01	135 - 605	BRAM-V15
BRAM	techn. TGA	20	0,586	34,31	8,10E-01	205 - 565	BRAM-V2

Abbildung 5-12: Kinetische Daten aus verschiedenen Untersuchungen

Mit Zunahme der Aufheizrate verkleinern sich bei PE die Aktivierungsenergie E von 436 kJ/mol bei 10 K/min auf 146 kJ/mol bei 100 K/min. Parallel hierzu verkleinert sich auch der Häufigkeitsfaktor k_{∞} von 9,47E 27 bei 10 K/min auf 5,14E 07 bei 100 K/min.

Bei den Untersuchungen mit BRAM im Vergleich von Labor- und technischer TGA liegen die Aktivierungsenergien E und der Häufigkeitsfaktor k_{∞} jeweils in ähnlichen Größenordnungen. Es wird daher erwartet, dass sich nach Einsetzen der kinetischen Daten in das mathematische Modell ähnliche Umsatzraten im Drehrohr ergeben.

Für die Aufheizrate von 10 K/min für PE sind in **Abbildung 5-13** der Vergleich der gemessenen und nach Gauß berechneten Umsatzkurven dargestellt.

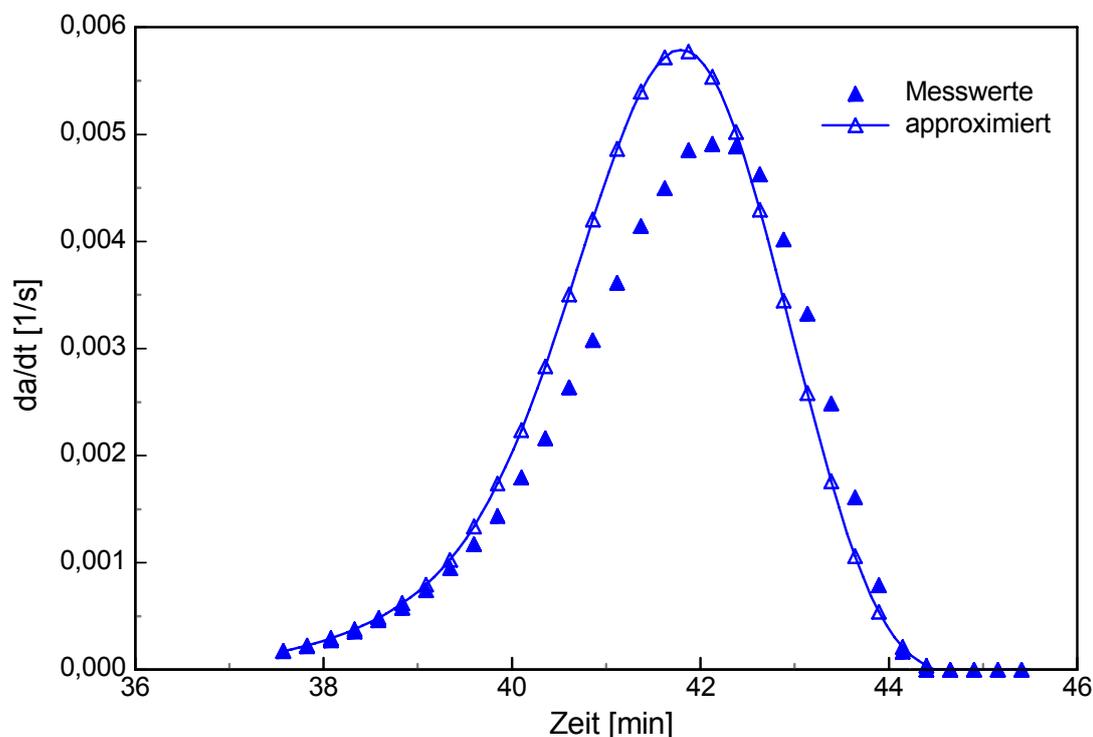


Abbildung 5-13: Ermittlung kinetischer Daten durch Approximation nach Gauß von Rechnung und Messung für PE (Labor-TGA)

Die approximierte Kurve ist mit den oben genannten kinetischen Parametern für PE und der Aufheizrate von 10 K/min errechnet worden.

Für die Aufheizrate von 20 K/min sind in **Abbildung 5-14** der Vergleich der gemessenen und nach Gauß berechneten Umsatzkurven für BRAM aus der technischen TGA dargestellt.

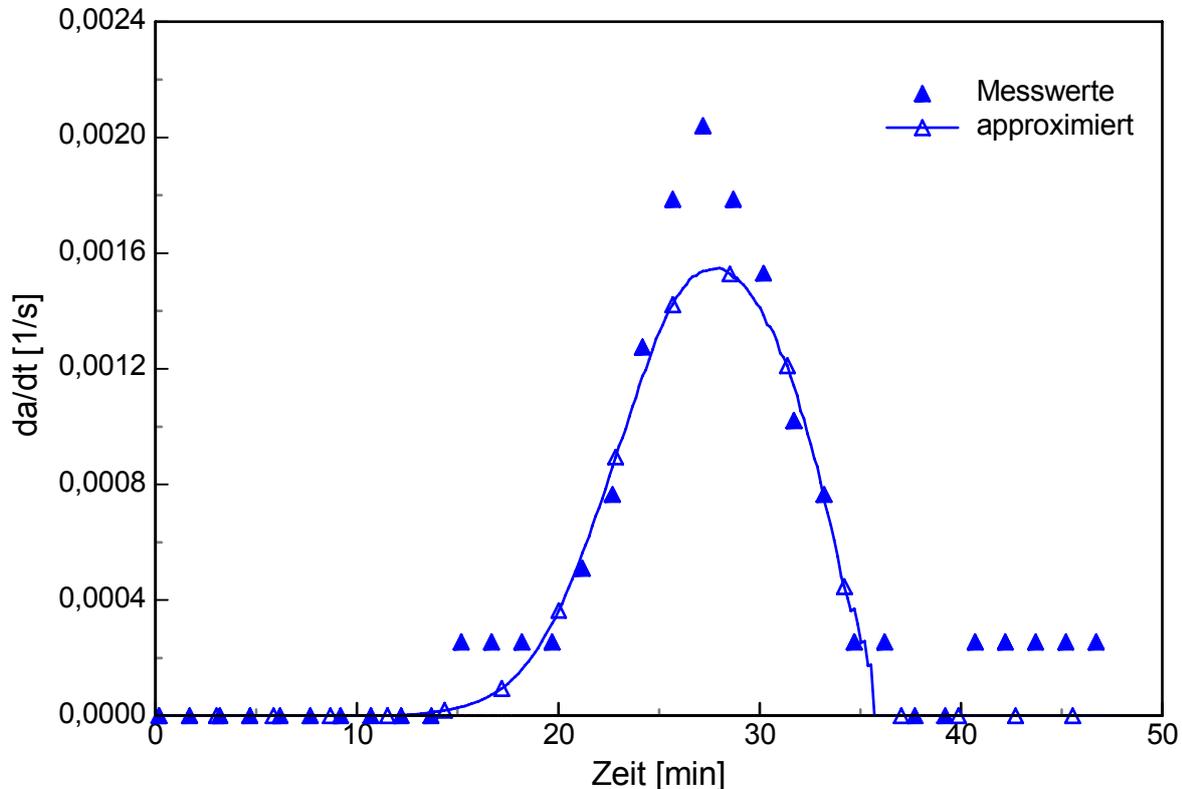


Abbildung 5-14: Ermittlung kinetischer Daten durch Approximation nach Gauß von Rechnung und Messung für BRAM (technische TGA)

Durch die geringe Auflösung der technischen TGA (0,1 g) sind die Umsatzänderung $\Delta\alpha$ sehr häufig mit den konstanten Zeitintervallen Δt von z.B. 10 Sekunden konstant. Daher ergibt sich die in **Abbildung 5-14** dargestellte Stufung in den Messwerten.

5.2.4.2 Umsatzberechnung mit dem Gauß'schen Fehlerintegral

Die Freisetzung von Kohlenwasserstoffen kann neben der im Abschnitt 5.2.4.1 dargestellten Methode auch, analog zu der Trocknung, mit dem Gauß'schen Fehlerintegral beschrieben werden. Diese Vorgehensweise ist ausführlich im Schrifttum [2] dargestellt. Auf die theoretischen Grundlagen wird daher im Folgenden nur kurz eingegangen. Ein Vergleich der beiden Methoden erfolgt anhand der Modellergebnisse in Abschnitt 6. Als Informationen aus thermoanalytischen Untersuchungen sind der Zersetzungsverlauf, insbesondere die Starttemperatur der Zersetzung und die Verkokungs- bzw. Crackenthalpie nötig.

Die Gleichungen (5-81) bis (5-110) zur Trocknung können übernommen werden; sie müssen nur hinsichtlich der Phasenumwandlungszahl Ph modifiziert werden. Diese lautet dann

$$Ph_{U,WS-o,GS-o} = \frac{Flüchtige(t) \cdot \Delta_R h}{c_{p,S,dry} \cdot (T_W - T_S)} \quad [-] \quad (5-114)$$

Die Flüchtigkonzentration Flüchtige (t) ist zum Zeitpunkt $t = 0$ Null. Die Starttemperatur der PE- Zersetzung, beispielsweise, beträgt etwa 700 K, die Verkokungsenthalpie Δ_{RH} wird mit 200 kJ/kg angesetzt.

5.2.4.3 Modellvorstellung zur Speziesfreisetzung

Mit Hilfe des kinetischen Ansatzes oder der Gauß'schen Methode kann jeder Solidtemperatur eine bestimmte umgesetzte Menge zugeordnet werden. Aus experimentellen Untersuchungen in der Thermowaage oder auch durch entsprechende Messungen am Drehrohr können verschiedene Gaskomponenten, Prozesswasser und Teer am Ende umsatzabhängig analysiert werden. Mit Hilfe von Regressionsgleichungen werden die experimentell ermittelten Ergebnisse mathematisch beschrieben. Die Gleichungen sind im Anhang unter 10.1.3 dargestellt. Die Konzentrationen werden jeweils vor und nach dem RK-Element in Abhängigkeit der Solidtemperatur vom vorherigen RK und dem aktuellen RK berechnet und mit den ein- und austretenden Gasmassenströmen aus der Bilanz verknüpft. Aus der Stoffbilanz um den RK errechnen sich dann die jeweils freigesetzten Stoffmengen aus dem Solid unter Vernachlässigung von Sekundärreaktionen im Gas, hier beispielhaft dargestellt für CO:

$$\psi_{CO,\Delta m_S} = \frac{\psi_{CO,x}(T_S) \cdot \dot{m}_{G,x} - \psi_{CO,x-\Delta x}(T_{S,x-\Delta x}) \cdot \dot{m}_{G,x-\Delta x}}{\frac{\Delta m_S}{\Delta t}(T_S)} \quad [-], \text{ mit} \quad (5-115)$$

$\psi_{CO,\Delta m_S}$	Gaskonzentration aus dem Solid [Ma.-Anteil],
$\psi_{CO,x}(T_S)$	Gaskonzentration aus dem Gasraum austretend [Ma.-Anteil],
$\dot{m}_{G,x}$	Gasmassenstrom aus dem Gasraum austretend [kg/s],
$\psi_{CO,x-\Delta x}(T_{S,x-\Delta x})$	Gaskonzentration in dem Gasraum eintretend [Ma.-Anteil],
$\dot{m}_{G,x-\Delta x}$	Gasmassenstrom in dem Gasraum eintretend [kg/s],
$\Delta m_S / \Delta t (T_S)$	umgesetzte Masse [kg/s].

Aus diesen Konzentrationen werden dann in Abhängigkeit der Solidtemperatur auch die entsprechenden Stoffwerte (z.B. spezifische Wärmekapazität) berechnet.

5.3 Parametervariationen und Berechnungsergebnisse

In diesem Abschnitt werden die Berechnungsansätze des Prozessmodells und der Einfluss von Modellparametern, Stoffwerten usw. im Hinblick auf die Temperaturen im Feststoff und Gas über der Drehrohlänge bei Variation der HEG untersucht und damit das Prozessmodell insgesamt auf Plausibilität überprüft. Variiert werden zunächst ohne Umsatzreaktionen:

- spezifische Wärmekapazität des Gases c_{pG} bei konstantem Emissionsgrad des Gases ε_G ,
- Emissionsgrad des Gases ε_G durch die Variation der Gaszusammensetzung, während die spezifische Wärmekapazität des Gases konstant bleibt,
- der Partikeldurchmesser d_p ,
- Wärmeleitfähigkeit des Solids λ_S ,
- der Materialfaktor des Solids B , damit verbunden die mittlere Verweilzeit τ_m und der mittlere Füllgrad Φ_m
- der Gasvolumenstrom am Eintritt in das Drehrohr $\dot{V}_{G,E}$,
- der Absorptionsgrad A_W der Wand und
- der Absorptionsgrad A_S des Solids.

Darüber hinaus werden Berechnungen mit Umsatz durchgeführt unter der Variation

- des Lückengrades der monodispersen Schüttung und
- einer Belagsschicht (mit k_{eff}) an der Drehrohrwand sowie
- mit feuchtem Sand.

Für diese Modellrechnungen wird im Folgenden eine dem Vergleich dienende Standardberechnung mit folgenden Parametern zu Grunde gelegt:

- Wandtemperaturen: 500 °C
 - Massenstrom: $\dot{m}_S = 100$ kg/h,
 - Partikeldurchmesser: $d_p = 4$ mm,
 - Materialfaktor B : 0,624, mittlere Verweilzeit $\tau_m = 76$ min, mittlerer Füllgrad $\Phi_m \approx 22$ %
 - Wärmeleitfähigkeit Solid $\lambda_S = 1$ W/(m K),
-

- Absorptionsgrad Solid $A_S = 0,9$,
- Absorptionsgrad Wand $A_W = 0,9$,
- Neigung: $0,65^\circ$,
- Drehzahl: 4 u/min,
- Vorwärmung Solid: 20°C ,
- Vorwärmung Gas: 20°C ,
- Gasvolumenstrom: $\dot{V}_{G,E} = 1 \text{ Nm}^3/\text{h}$,
- spezifische Wärmekapazität $c_{p,\text{Gas}} = 1000 \text{ J}/(\text{kgK})$ und
- Gaszusammensetzung: $\text{CO}_2: 0; \text{H}_2\text{O}: 0; \text{N}_2: 1$ (Vol.-Anteile).

Abbildung 5-15 zeigt die Ergebnisse für die Variation der spezifischen Wärmekapazität des Gases von $c_{p,\text{Gas}} = 500 \text{ J}/(\text{kg K})$ und $c_{p,\text{Gas}} = 1500 \text{ J}/(\text{kg K})$ bei einem konstanten Emissionsgrad $\varepsilon_{\text{Gas}} = 0$.

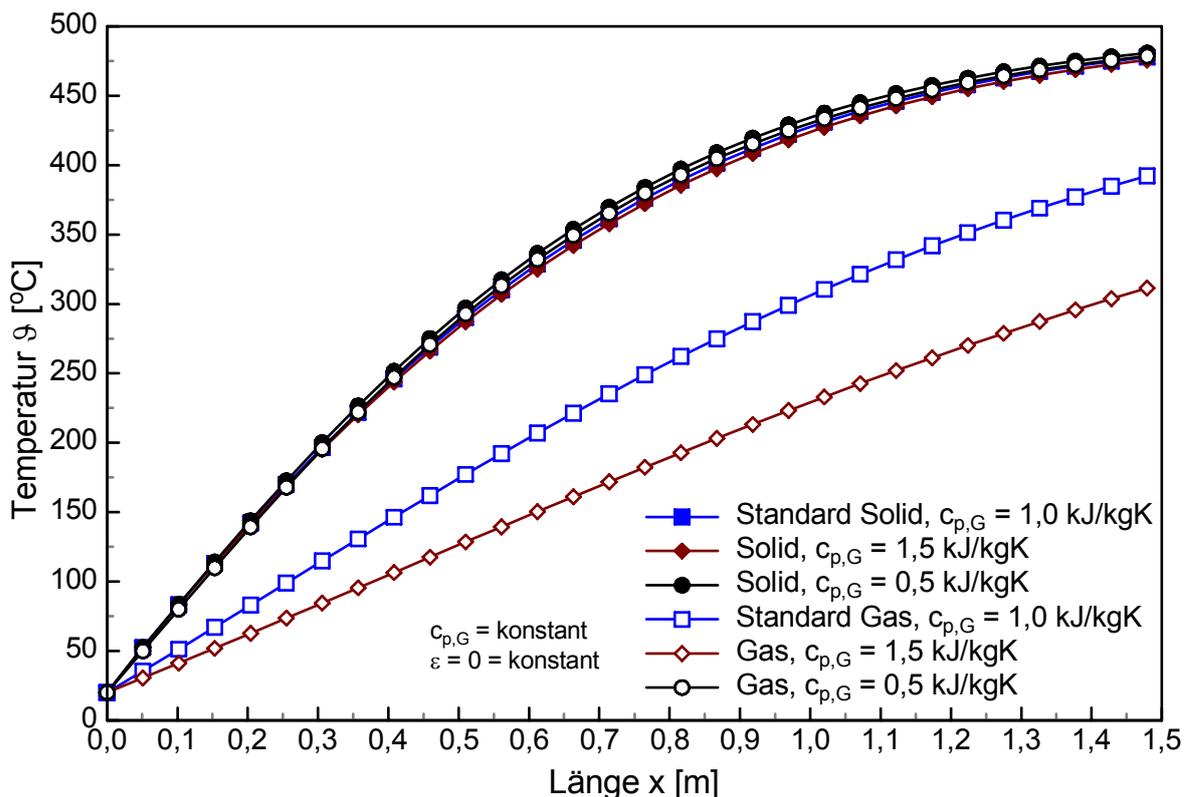


Abbildung 5-15: Einfluss der Variation der spezifischen Wärmekapazität des Gases $c_{p,\text{Gas}}$ auf die Temperaturen Solid und Gas θ bei konstantem Emissionsgrad von $\varepsilon_{\text{Gas}} = 0$

Eine Erhöhung der Wärmekapazität des Gases von $c_{p,\text{Gas}} = 1000$ auf $1500 \text{ J}/(\text{kg K})$, führt beim Gas erwartungsgemäß zu einer Abnahme der Temperatur von z.B. über 50°C an der Stelle $x = 0,6 \text{ m}$. Die Solidtemperatur verändert sich hingegen nicht wesentlich. Eine

Reduzierung der Wärmekapazität auf $c_{p, \text{Gas}} = 500 \text{ J}/(\text{kg K})$, führt zu einer erheblichen Temperaturerhöhung im Gas, da die zugeführte Wärme weniger gut gespeichert werden kann als bei $1000 \text{ J}/(\text{kg K})$. Bei $x = 0,6 \text{ m}$ erhöht sich die Gastemperatur um ca. 130°C gegenüber dem Standardfall. Die Solidtemperatur hingegen verändert sich wiederum kaum. Im Hinblick auf die Umsatzvorgänge bedeutet dies, dass bei der Freisetzung insbesondere von Kohlenwasserstoffketten mit hohem $c_{p, \text{Gas}}$ (z.B. Methan, Propan etc.), sich der Temperaturanstieg im Gas verlangsamen oder absenken wird.

Diese Untersuchung zeigt, dass die Temperaturabhängigkeit der Wärmekapazität des Gases für die Berechnungsergebnisse einen wesentlichen Einfluss hat und somit in dem Modellansatz entsprechend berücksichtigt werden muss.

Im nächsten Fall wird die Gaszusammensetzung geändert. Der Emissionsgrad ändert sich nun mit der Zusammensetzung und der Temperatur. Die spezifische Wärmekapazität des Gases wird hingegen konstant gehalten.

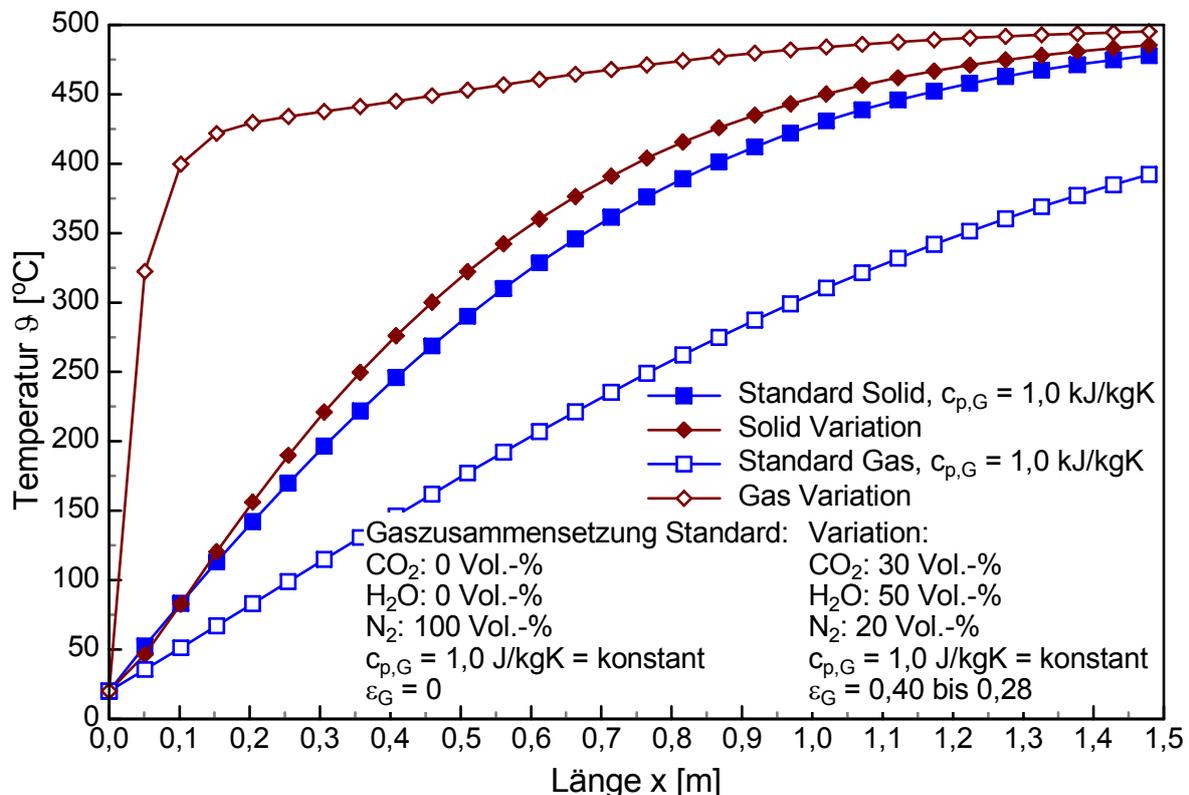


Abbildung 5-16: Einfluss der Variation des Emissionsgrades des Gases ε_{Gas} durch Änderung der Gaszusammensetzung auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ bei konstanter spezifischer Wärmekapazität des Gases $c_{p, \text{Gas}}$

Durch die Erhöhung der Anteile der so genannten Bandenstrahler CO_2 und H_2O kann das Gas mehr Wärme absorbieren und die Gastemperatur steigt entsprechend stark an. Die Solidtemperatur erhöht sich geringfügig. Im Vergleich zu **Abbildung 5-15** ist der Einfluss des Emissionsgrades des Gases ε_{Gas} und damit der Gaskonzentration auf den Temperaturverlauf im Gas größer als der Einfluss der spezifischen Wärmekapazität $c_{p, \text{Gas}}$ und muss daher in dem mathematischen Modell entsprechend berücksichtigt werden.

In der folgenden Variation wird der Partikeldurchmesser von $d_p = 4$ mm auf $d_p = 0,1$ und $d_p = 10$ mm verändert. Der Partikeldurchmesser d_p fließt in den Wärmeübergangskoeffizienten α_{WP} aus Gleichung (5-60) ein.

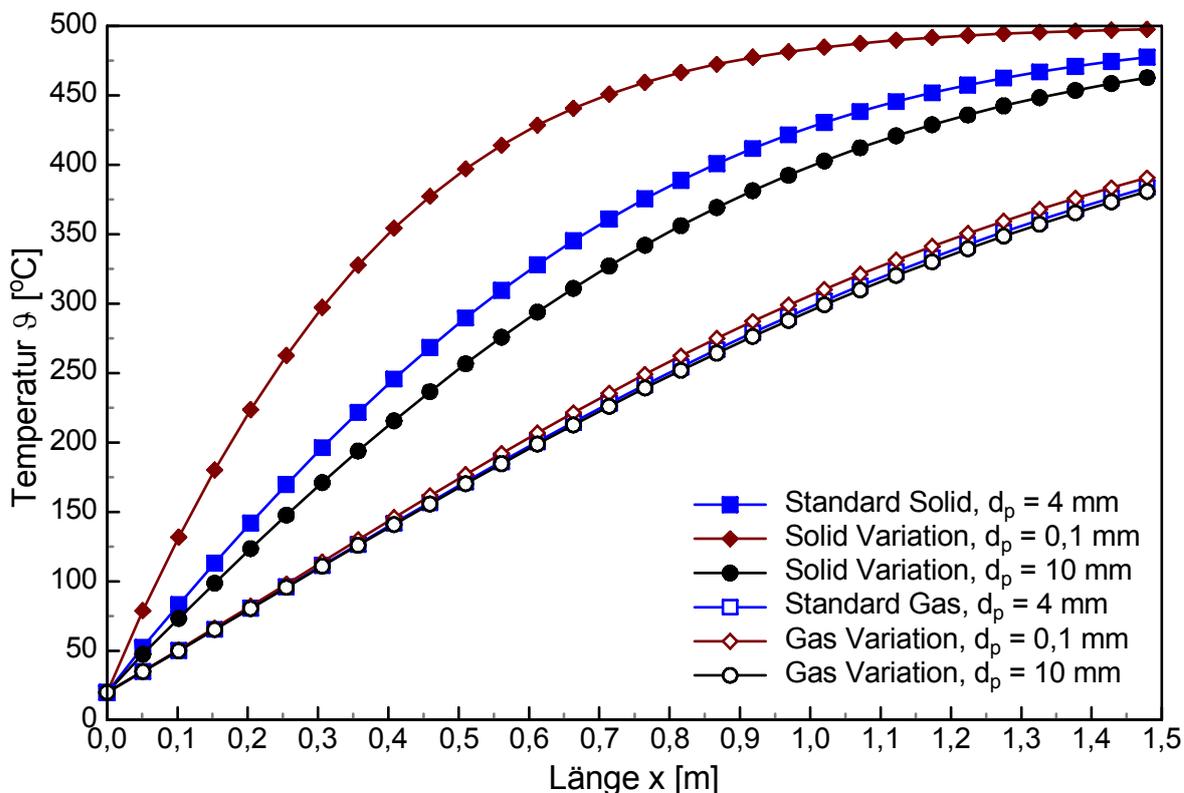


Abbildung 5-17: Einfluss der Variation des Partikeldurchmessers d_p auf die Temperaturen Solid und Gas Θ

Eine Verkleinerung des Partikeldurchmessers von $d_p = 4$ auf $d_p = 0,1$ mm führt zu einem verbesserten Wärmeübergang von der Wand in die Schüttung. Damit kann pro Zeit- bzw. Längeneinheit mehr Wärme in die Schüttung gelangen, was zu einer entsprechenden Temperaturerhöhung in der Schüttung und durch Wärmeabgabe an das Gas auch im Gas führt. Eine Partikeldurchmesservergrößerung auf $d_p = 10$ mm bewirkt den gegenteiligen Effekt. Dieses Ergebnis zeigt, dass die Abnahme der Partikelgröße mit dem Umsatz in dem Gesamtmodell von großem Einfluss ist.

Abbildung 5-18 zeigt den Einfluss der Variation von λ_s auf die Temperaturen von Solid und Gas.

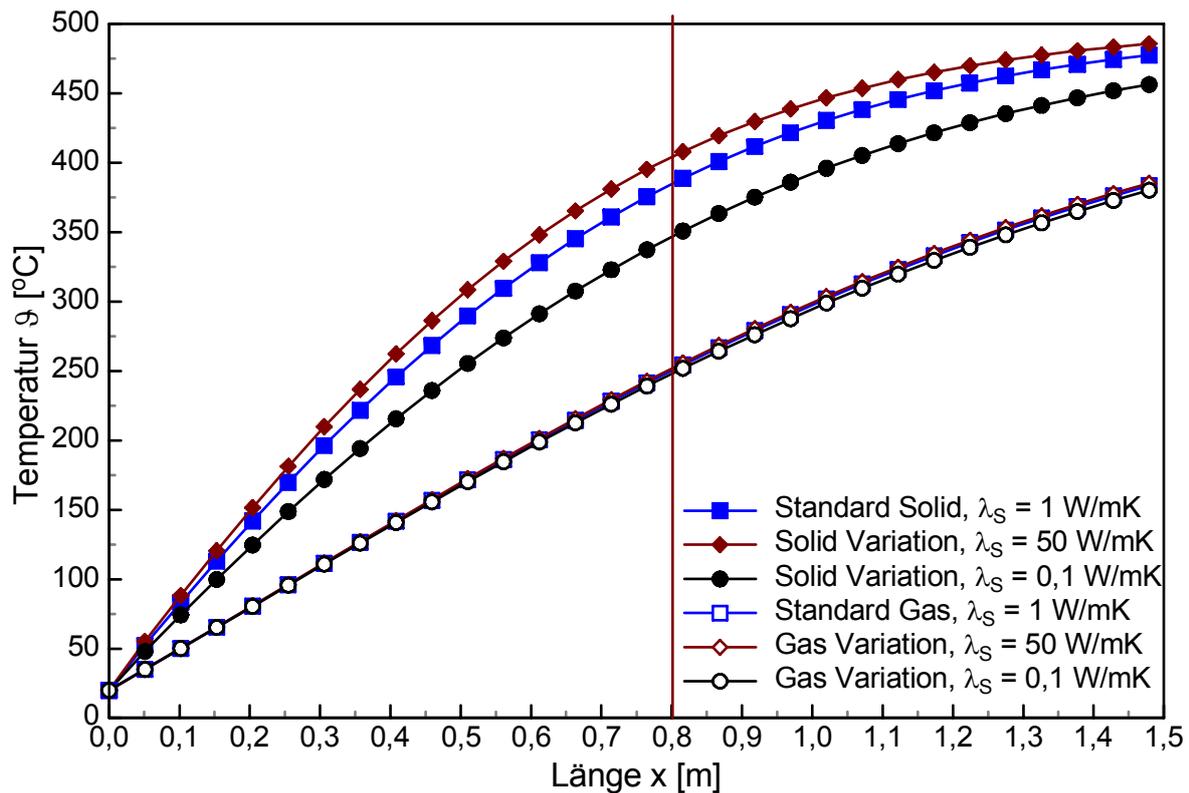


Abbildung 5-18: Einfluss der Variation der Wärmeleitfähigkeit des Solids λ_S auf die Temperaturen Solid und Gas θ

Ein Einfluss der Wärmeleitfähigkeit des Solids λ_S auf die Feststofftemperaturen ist erkennbar. Im folgenden Fall ist der Unterschied besonders groß bei der Verkleinerung von λ_S auf 0,1. Einen entscheidenden Einfluss auf den Wärmeübergang hat der Wärmeübergangskoeffizient von der Wand in die Schüttung durch Leitung und Strahlung $\alpha_{WS,Sch}$ gemäß Gleichung 5-56. Die Wärmeleitfähigkeit wird im Wärmeübergangskoeffizient α_{bed} berücksichtigt. Bei $\lambda_S = 1$ W/(m K) beträgt α_{bed} bei $x = 0,8$ m 890 W/(m² K), bei $\lambda_S = 0,1$ W/(m K) dagegen nur 280 W/(m² K). Bei $\lambda_S = 50$ W/(m K) beträgt α_{bed} sogar 6300 W/(m² K). Damit kann der reziproke Wert von α_{bed} in Gleichung 5-56 bei $\lambda_S = 1$ W/(m K) und 50 W/(m K) eher vernachlässigt werden als bei $\lambda_S = 0,1$ W/(m K).

Die nun folgende **Abbildung 5-19** zeigt einerseits den Einfluss der Wärmeleitfähigkeit des Solids λ_S und andererseits den Einfluss des Partikeldurchmessers d_p auf die Temperaturen im Gas und im Solid ϑ .

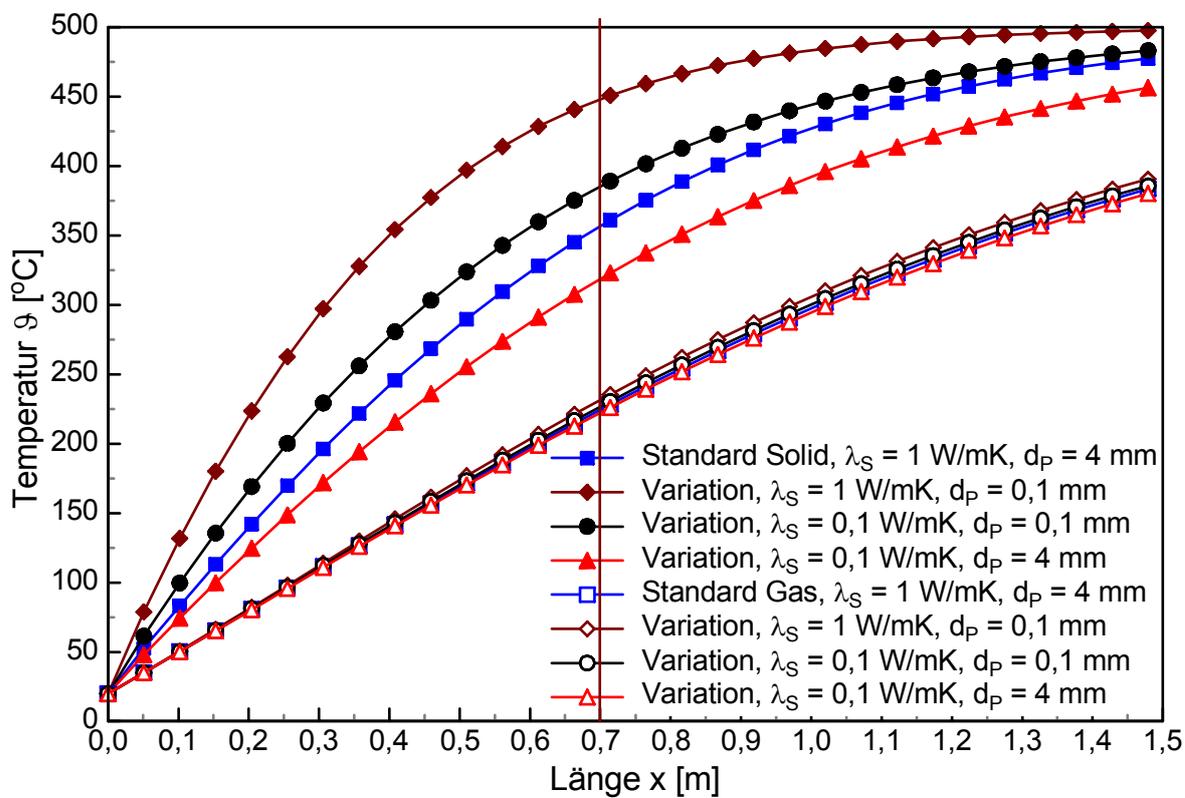


Abbildung 5-19: Einfluss von Wärmeleitfähigkeit λ_S und Partikeldurchmesser d_p auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ

Ausgehend von $\lambda_S = 1 \text{ W/(m K)}$ und $d_p = 4 \text{ mm}$, verbessert sich bei konstanter Wärmeleitfähigkeit des Solids λ_S bei Abnahme des Partikeldurchmessers auf $d_p = 0,1 \text{ mm}$ die Wärmeübertragung ins Solid erheblich (z.B. $x = 0,7$). Die Gastemperatur bleibt von der Temperaturerhöhung im Solid weitgehend unbeeinflusst.

Wird nun die Wärmeleitfähigkeit von $\lambda_S = 1 \text{ W/(mK)}$ auf $\lambda_S = 0,1 \text{ W/(mK)}$ bei gleichem Partikeldurchmesser von $d_p = 0,1 \text{ mm}$ herabgesetzt, so nimmt die Solidtemperatur wieder ab. Sie liegt jedoch noch bei $x = 0,7 \text{ m}$ um ca. 40°C oberhalb der Standardberechnung. Wird jetzt der Partikeldurchmesser auf $d_p = 4 \text{ mm}$ erhöht, so sinkt die Solidtemperatur bei der Länge $x = 0,7 \text{ m}$ noch einmal um ca. 50°C ab.

Wenn bei der Pyrolyse die Koksbildung mit einer Partikeldurchmesserabnahme von $d_p = 4 \text{ mm}$ auf $d_p = 0,1 \text{ mm}$ einsetzt bei gleichzeitiger Abnahme der Wärmeleitfähigkeit von $\lambda_S = 1 \text{ W/(mK)}$ auf $\lambda_S = 0,1 \text{ W/(m K)}$, so heben sich beide Effekte nahezu auf. Wird mit $\lambda_S = 1 \text{ W/(mK)}$ = konstant bei gleichzeitiger Partikeldurchmesserabnahme gerechnet, beträgt der Temperaturunterschied an der Stelle $x = 0,7 \text{ m}$ mehr als 50°C . Im vorliegenden Fall müsste neben der umsatzabhängigen Partikelgrößenabnahme auch mit einer umsatzabhängigen Veränderung der Wärmeleitfähigkeit λ_S gerechnet werden. Hierfür ist jedoch noch ein

entsprechender Modellansatz für umsatzabhängige Veränderung von λ_S zu entwickeln. In den weiteren Modellrechnungen wird daher zunächst mit einem mittleren λ_S gerechnet.

Anhand der **Abbildung 5-20** soll der Einfluss des Materialfaktors B auf die Gas- und Solidtemperaturen ϑ diskutiert werden.

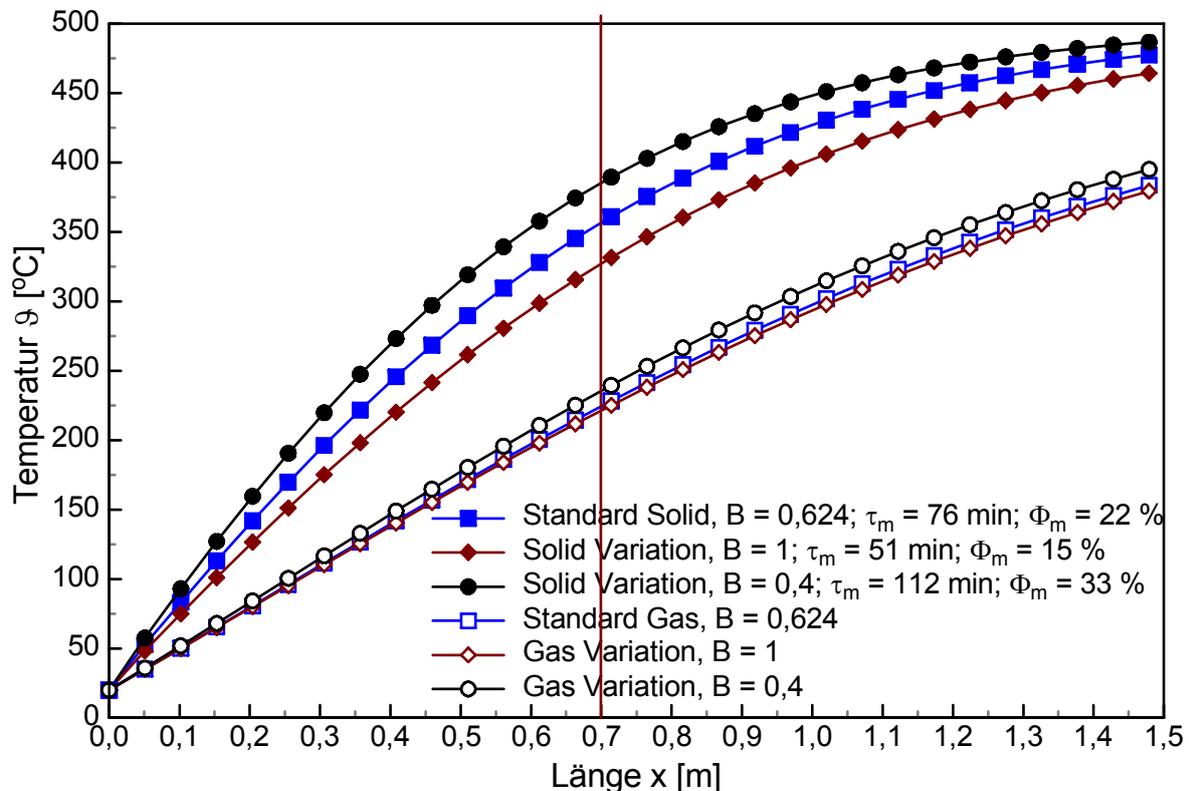


Abbildung 5-20: Einfluss der Variation des Materialfaktors B auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ

Wird der Materialfaktor von $B = 0,624$ auf $0,4$ erniedrigt, was gleichbedeutend mit einer Verweilzeitzunahme von $\tau = 76$ Minuten auf 112 Minuten ist, steigt aufgrund der höheren Verweilzeit und des höheren Füllgrades der Schüttung im Drehrohr die Temperatur im Drehrohr zwar an, jedoch wirkt sich dies jedoch nur gering aus $\Delta\vartheta$ 10 bis 20 °C, z.B. an der Stelle $x = 0,7$ an. Die Gastemperatur steigt ebenfalls nur geringfügig an. Wird der Materialfaktor von $0,4$ auf $B = 1$ mehr als verdoppelt, so halbieren sich in etwa die Verweilzeit und der Füllgrad. Die Solidtemperatur verringert sich z.B. bei $x = 0,7$ m um etwa 50 °C während die Gastemperatur um ca. 10 °C sinkt.

Bei Einsatzstoffen, für die der Materialfaktor B schwierig oder gar nicht über experimentelle Untersuchungen zu ermitteln ist, was bei Abfällen häufig auftritt, kann in erster Näherung $B = 1$ angenommen werden. Dafür werden Schüttdichte und Schüttwinkel entsprechend umsatzabhängig modelliert (Anhang 10.1.1).

Um die Abhängigkeiten von B von Materialeigenschaften qualitativ zu überprüfen, wurden Berechnungen unter Variationen der Schüttdichte und des Schüttwinkels bei konstanter Verweilzeit und konstanten Betriebs- und Geometrieparametern durchgeführt.

Abbildung 5-21 zeigt hierzu die Veränderung von B mit der Schüttdichte.

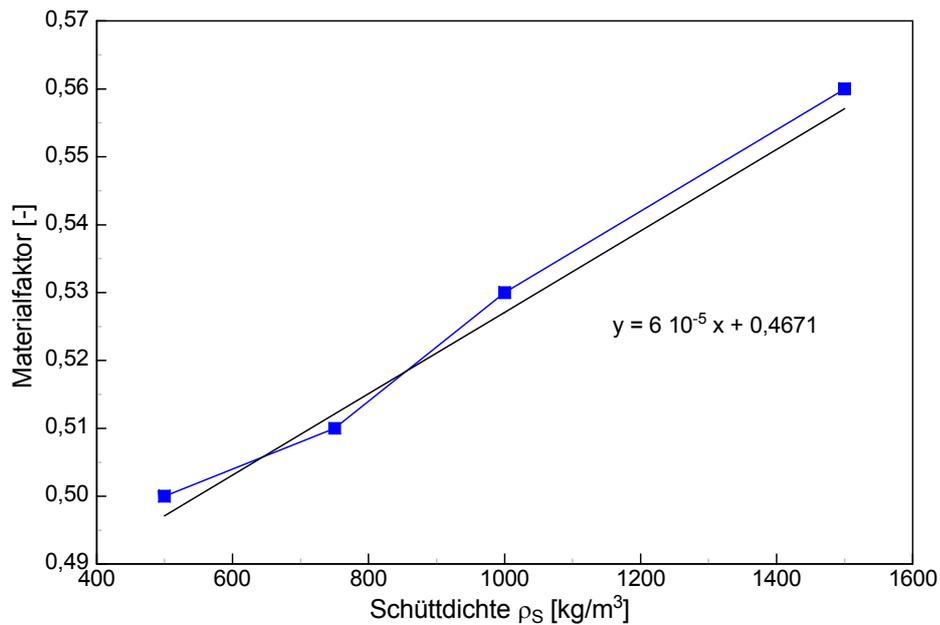


Abbildung 5-21: Veränderung des Materialfaktors B mit der Schüttdichte

Wird die Schüttdichte um den Faktor 3 von beispielsweise 500 kg/m^3 auf 1500 kg/m^3 erhöht, wie es bei der Pyrolyse von Abfällen bei der Koksbildung sein kann, so muss der Materialfaktor von 0,5 auf 0,56 angepasst werden, um die Verweilzeit beizubehalten.

Abbildung 5-22 zeigt die Veränderung von B mit dem statischen Schüttwinkel.

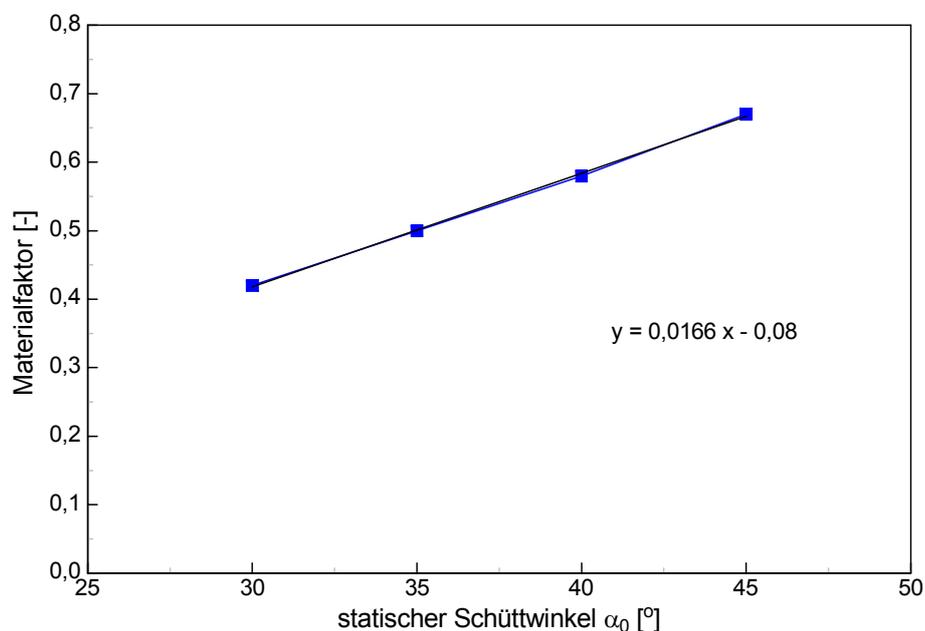


Abbildung 5-22: Veränderung des Materialfaktors B mit dem statischen Schüttwinkel

Wird der Schüttwinkel um 5° erhöht, so muss B bei den gegebenen Randbedingungen um ca. 0,08 erhöht werden, um die Verweilzeit beizubehalten.

Dass der Materialfaktor tatsächlich nur von Stoffwerten abhängt und nicht von Geometrie- oder Betriebsparametern, zeigt folgende Variation: Es wird die Drehrohrlänge von 5,1 auf 6 m und der Durchmesser von 0,3 auf 0,6 m verdoppelt. Die Verweilzeit verkürzt sich bei konstantem Massenstrom und gleicher Drehzahl dadurch von 99 Minuten auf ca. 62 Minuten. Nun werden die Schüttdichte und der Schüttwinkel variiert. Die Abhängigkeit des Materialfaktors kann mit ca. 5 % Abweichung mit den in Abbildung 6-2 und 6-3 dargestellten Funktionen ausgedrückt werden.

In **Abbildung 5-23** ist der Einfluss des Gasvolumenstromes $\dot{V}_{G,E}$ auf die Temperaturen ϑ dargestellt.

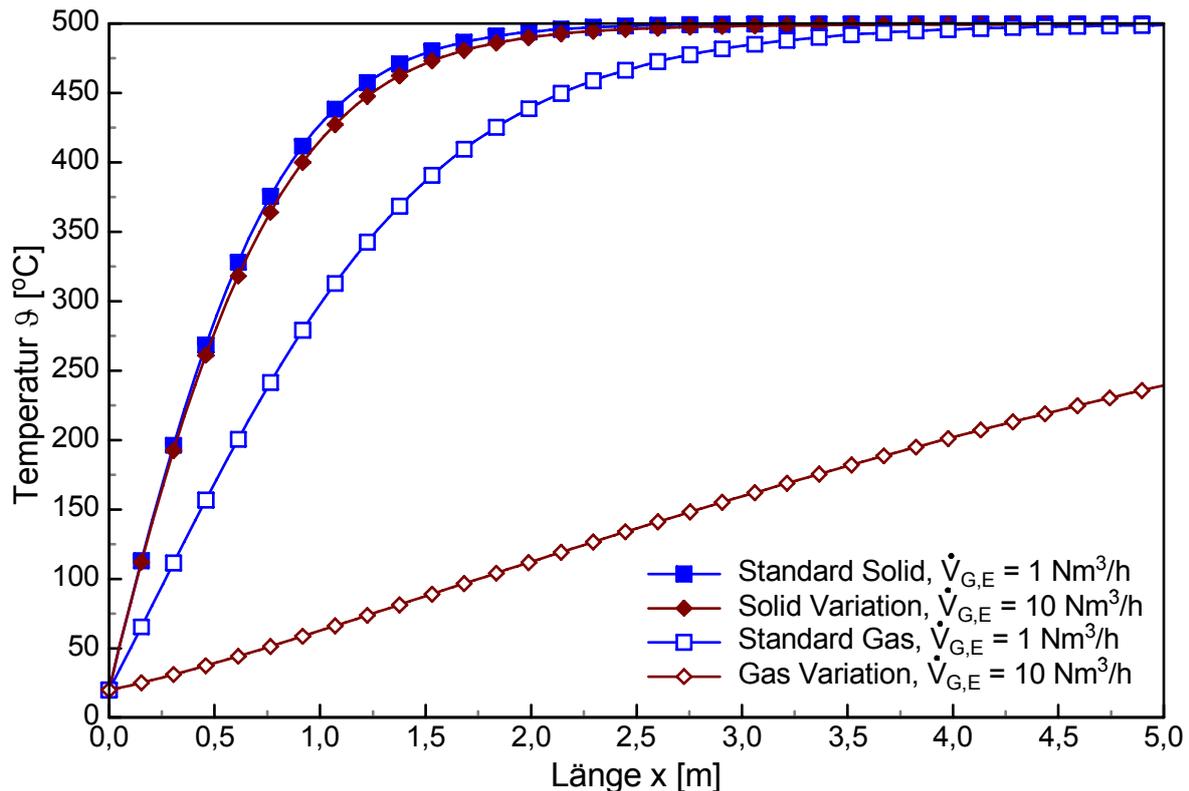


Abbildung 5-23: Einfluss der Variation des Gasvolumenstromes $\dot{V}_{G,E}$ am Drehrohreintritt auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ

Man erkennt, dass eine Verzehnfachung des Eintrittsvolumenstromes des Gases $\dot{V}_{G,E}$ erwartungsgemäß zu einer erheblich langsameren Aufheizung des Gasstromes führt. Der Einfluss auf das Solid ist eher gering.

Anhand den beiden folgenden Abbildungen wird der Einfluss von den Absorptionsgraden der Wand A_W und des Solids A_S auf die Temperaturen ϑ gezeigt.

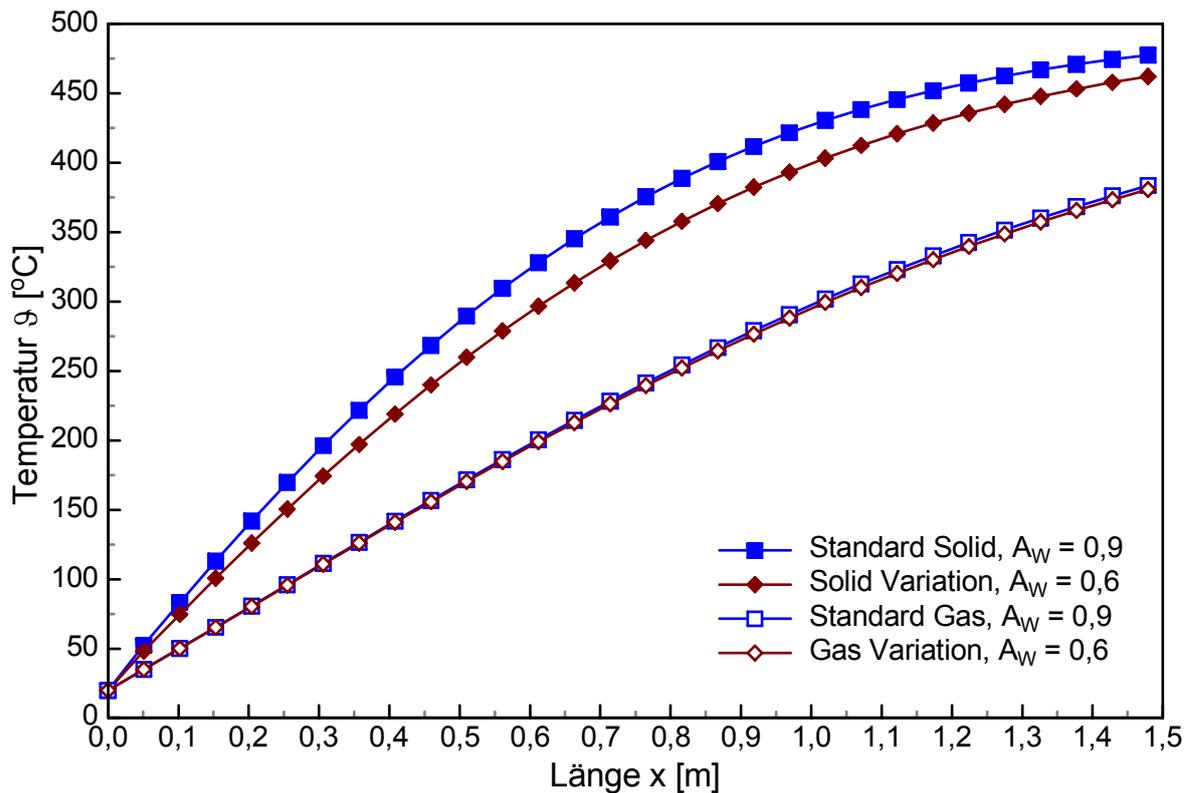


Abbildung 5-24: Einfluss der Variation des Absorptionsgrades der Wand A_W auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ

Der Einfluss des Absorptionsgrades der Wand auf die Temperaturen von Solid und Gas ist nicht vernachlässigbar. Durch den geringeren Absorptions- bzw. Emissionsgrad der Wand strahlt diese weniger auf das Solid; das Solid heizt sich entsprechend langsamer auf.

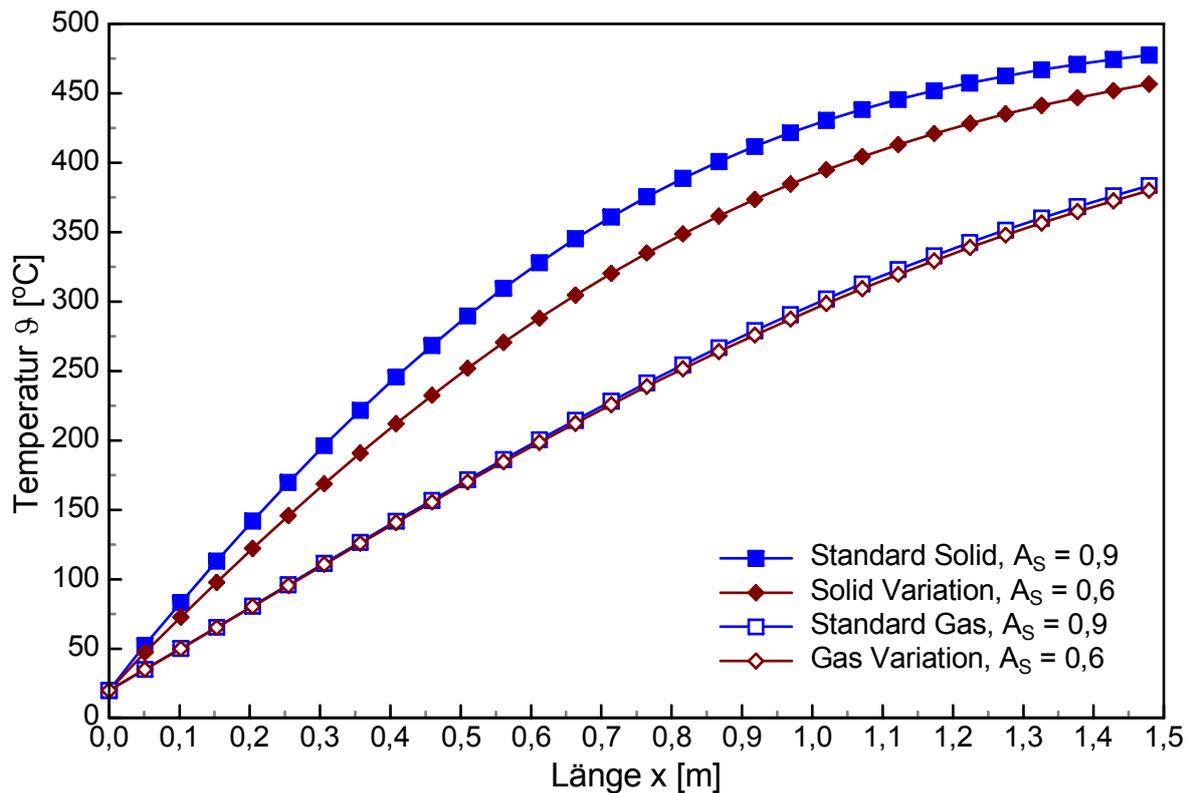


Abbildung 5-25: Einfluss der Variation des Absorptionsgrades des Solids A_S auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ

Wird der Absorptionsgrad des Solids von $A_S = 0,9$ auf $A_S = 0,6$ verkleinert, so sinkt die Solidtemperatur stärker ab als bei der entsprechenden gleichen Änderung des Absorptionsgrades der Wand, weil die Solidoberfläche im Vergleich zur freien Wandoberfläche in diesem Fall fast halb so klein ist. Damit kann das Solid weniger Wärme aufnehmen.

In den folgenden Diagrammen wird der Einfluss einer an der Drehrohrwand klebenden Isolierschicht durch einen zusätzlichen Wärmeübergang k_{eff} gemäß Gleichung 5-63 simuliert.

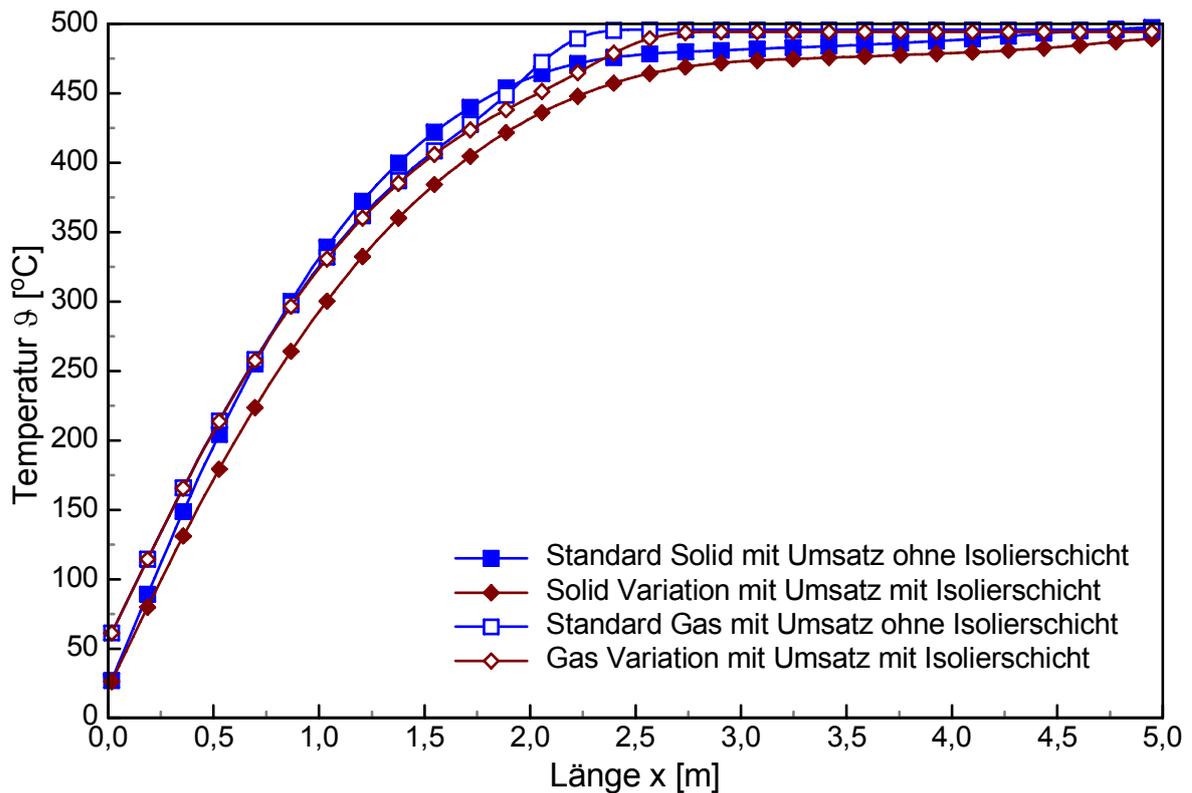


Abbildung 5-26: Einfluss einer Isolierschicht auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ

Die Aufheizung des Solids verläuft erwartungsgemäß mit einer Isolierschicht an der Wand langsamer. Die Temperaturkurven verschieben sich in diesem Fall um etwa 0,3 m. Der Parameter „Isolierschicht“ kann bei stark klebenden Materialien angesetzt werden, um die Simulation an die Messung anzupassen.

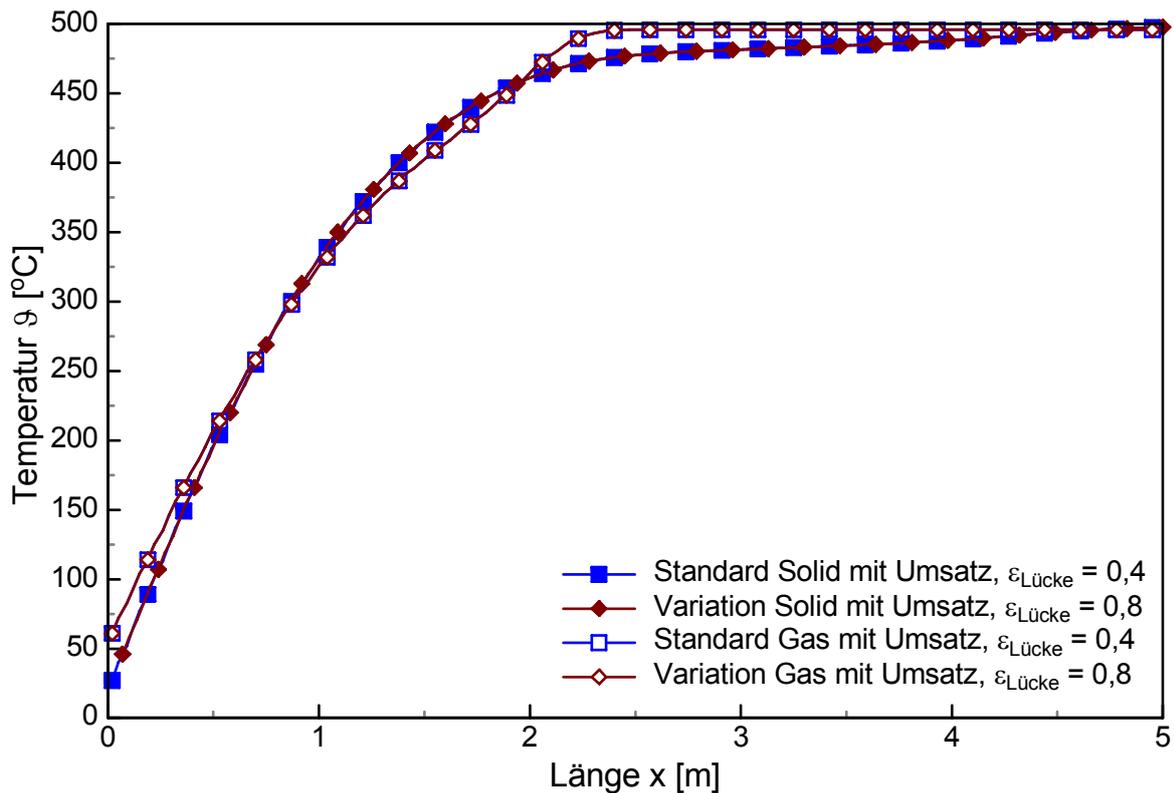


Abbildung 5-27: Einfluss der Variation des Lückengrades $\epsilon_{\text{Lücke}}$ der Schüttung bei konstantem Partikeldurchmesser d_p auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ

Man erkennt, dass die Kenntnis des Lückengrades der monodispersen Schüttung $\epsilon_{\text{Lücke}}$ bei konstanten Partikeldurchmessern d_p keinen Einfluss auf die Temperaturverläufe von Solid und Gas ϑ hat. Der Grund hierfür liegt darin, dass bei unterschiedlichen Partikeldurchmessern der Gemischlückengrad immer kleiner als der der monodispersen Schüttungen ist.

In der folgenden Abbildung ist der Einfluss des Lückengrades $\epsilon_{\text{Lücke}}$ bei unterschiedlichen Partikeldurchmessern d_p von Einsatzstoff und Koks dargestellt.

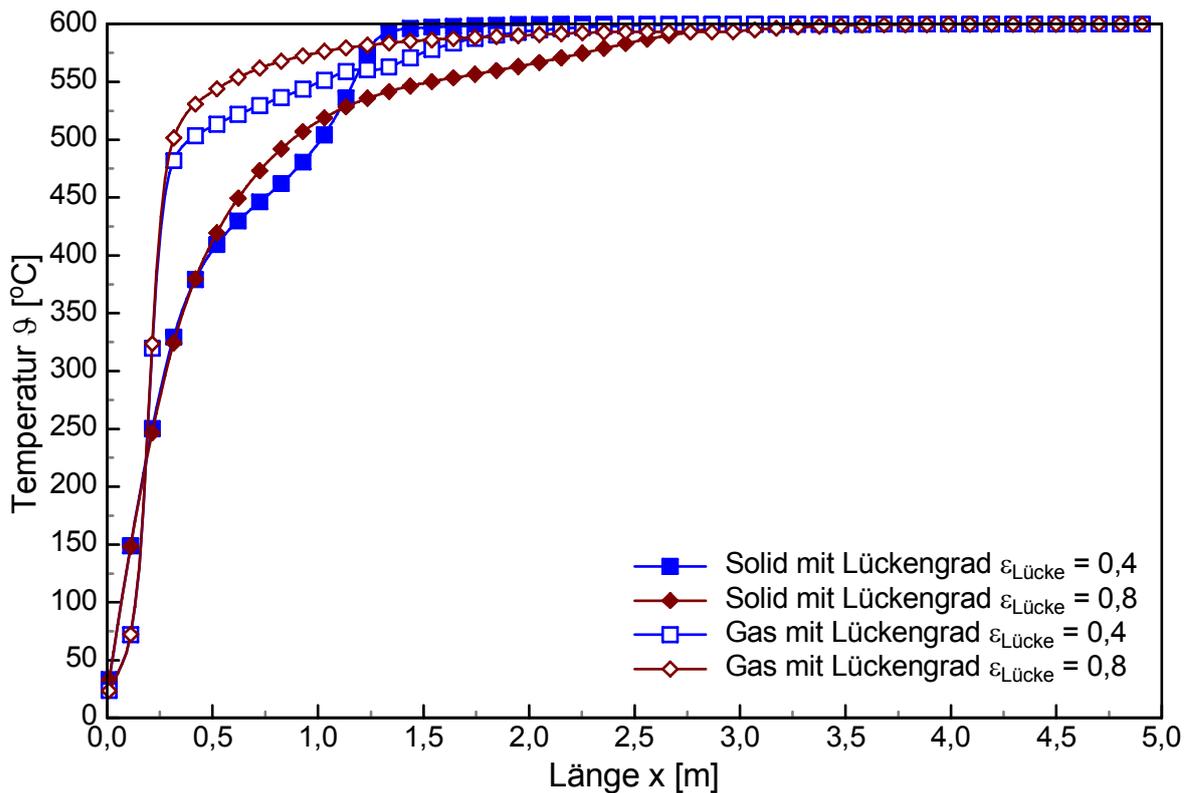


Abbildung 5-28: Einfluss der Variation des Lückengrades der Schüttung $\varepsilon_{\text{Lücke}}$ bei variablem Partikeldurchmesser d_p auf die Temperaturen Solid und Gas ϑ ; (Wandtemperaturen: 600 °C)

Eine Verkleinerung des Partikeldurchmessers während der Pyrolyse von $d_p = 10$ mm auf $d_p = 1$ mm wirkt sich bei Variation der monodispersen Lückengrade erheblich auf die Temperaturverläufe von Solid und Gas ϑ_i aus.

Bei einem Gemischlückengrad von $\varepsilon_{\text{Lücke}} = 0,8$ ist die Rohdichte bei konstanter Schüttdichte entsprechend höher als bei $\varepsilon_{\text{Lücke}} = 0,4$ (Rohdichte = Schüttdichte / $(1 - \varepsilon_{\text{Lücke}})$). Mit Beginn des Umsatzes steigt auch die Schüttdichte bei $\varepsilon_{\text{Lücke}} = 0,8$ schneller auf höhere Werte an als bei $\varepsilon_{\text{Lücke}} = 0,4$. Die Solidmasse Δm_S bei $\varepsilon_{\text{Lücke}} = 0,8$, gleiche RK-Anzahl vorausgesetzt, ist für ein konstantes Δx insgesamt kleiner. Damit kann sich das Solid in bestimmten Abschnitten entsprechend schneller aufheizen.

Um den Einfluss der Trocknungsabschnitte auf die Verdampfung zu untersuchen, wird eine Simulationsrechnung mit feuchtem Sand (20 Ma.-% Gutfeuchte) bei 500 °C Wandtemperatur durchgeführt.

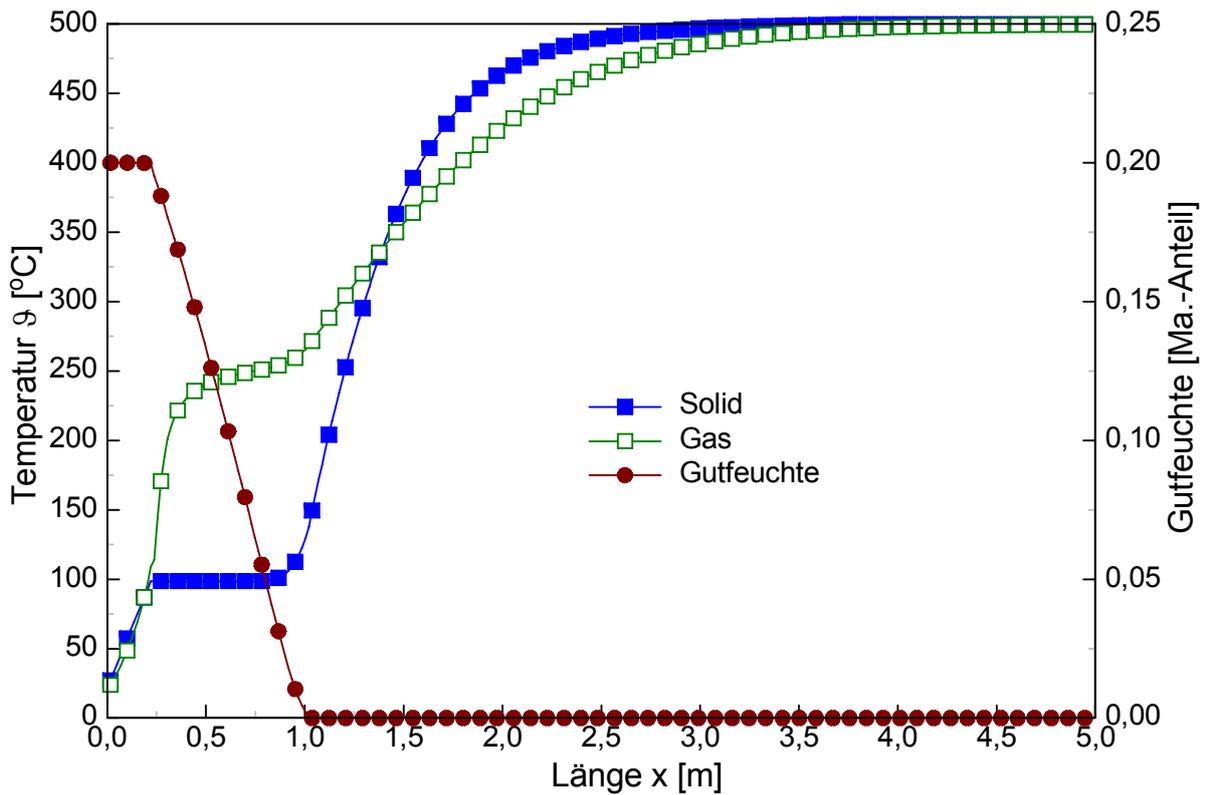


Abbildung 5-29: Trocknung von feuchtem Sand (20 Ma.-% Feuchte); Gaseintrittsstickstoffvolumenstrom trocken 1,3 Nm³/h

Der Trocknungsabschnitt unterhalb der Siedetemperatur ist in dem hier betrachteten Fall aufgrund der geringen Gasgeschwindigkeit und den damit verbundenen schlechten Stoffübergangsbedingungen vom Einfluss her gering. Der Stoffübergangskoeffizient β_D berechnet sich nach Gleichung (5-79) entsprechend der Analogie von Stoff- und Wärmeübergang. Da der Wärmeübergangskoeffizienten α_{GS} mit etwa 0,19 W/(m²K) sehr gering ist, ergibt sich ein entsprechend kleiner Stoffübergangskoeffizient β_D von 0,00043 m/s, weshalb die Stoffübertragung in diesem Abschnitt vernachlässigbar ist.

Die Schlussfolgerung aus den vorstehend diskutierten Parametervariationen sind nachfolgend noch einmal in der Tabelle in **Abbildung 5-30** zusammengefasst.

hat einen Einfluss auf die Temperatur von		
Parameter	Solid	Gas
spez. Wärmekapazität Gas $c_{p,G}$	3	1
Gaszusammensetzung	2	1
Partikeldurchmesser Solid d_p	1	3
Wärmeleitfähigkeit Solid λ_S	2	3
Materialfaktor B	2	3
Volumenstrom Gas V_G	3	1
Absorptionsgrad Wand A_W	2	3
Absorptionsgrad Solid A_S	2	3
Isolierschicht an der Wand	2	2
Lückengrad ε bei variablem d_p	1	1
Einfluss von β_D bei Temperaturen $< 100 \text{ }^\circ\text{C}$	3	3

1: stark; 2: mittel; 3: gering/ keinen

Abbildung 5-30: Zusammenfassung der wesentlichen Simulationsergebnisse

- Die Gaszusammensetzung und daraus berechnet die spezifische Wärmekapazität und der Emissionsgrad haben einen erheblichen Einfluss auf die Temperaturen Gas und Solid. In dem Modellansatz wird Teer im Hinblick auf die Ermittlung von Stoffwerten als Decan betrachtet.
- Der Partikeldurchmesser vom Solid muss in Abhängigkeit der Koksbildung mit einem entsprechenden Ansatz im Hinblick auf die Wärmeübertragung abgeschätzt werden (vgl. Abschnitt 10.1.2).
- Die Wärmeleitfähigkeit des Solids braucht in erster Näherung nicht in Abhängigkeit von Temperatur und Zusammensetzung modelliert werden.
- Der Fehler eines ungenau ermittelten oder nicht bekannten Materialfaktors führt nicht zu nennenswerten Fehlern im Temperaturverlauf von Solid und Gas.
- Der Gasvolumenstrom hat einen erheblichen Einfluss auf die Gastemperaturen.
- Die Absorptionsgrade von Wand und Solid sind erste Anpassungsparameter für das Modell.
- Weitere Modellparameter sind die Isolierschicht und die Vorgabe des Lückengrades bei Abnahme der Partikeldurchmesser während der Pyrolyse.
- Die Trocknung unterhalb der Siedetemperatur kann hier vernachlässigt werden.

6 Vergleich der berechneten und experimentell ermittelten Ergebnisse

In diesem Abschnitt wird das Prozessmodell anhand experimenteller Untersuchungen an der Drehrohr-Pilotanlage schrittweise validiert: Zunächst wird das Reaktormodell mit Hilfe von Kaltversuchen angepasst. Anschließend wird das Reaktormodell mit dem Basismodell kombiniert, um es zunächst ohne Umsatz zu überprüfen. Im nächsten Schritt werden Umsatzvorgänge anhand von experimentellen Untersuchungen für Polyethylen (PE) und Brennstoff aus Müll (BRAM) betrachtet.

6.1 Kaltversuche

In den Untersuchungen wurden der Einsatzstoff, die Neigung und der Massenstrom bei konstanten Drehzahlen gemäß der Tabelle in **Abbildung 6-1** variiert.

Versuchsnummer	Stoffparameter	Betriebsparameter			Meßgrößen		Berechnete Verweilzeit nach Austin [min]		
		β [°]	n [u/min]	m [kg/h]	τ [min]	mittlerer Füllgrad ϕ [%]	τ [min]	A [%]	Faktor B [-]
Granulat	statischer Schüttwinkel: 35°, Schüttdichte: 700 kg/m ³ ; äqui valenter Partikeldurchmesser: 1,3 mm	β [°]	n [u/min]	m [kg/h]	τ [min]	mittlerer Füllgrad ϕ [%]	τ [min]	A [%]	Faktor B [-]
V1		0	3	47	94	29	109,5	16	0,90
V2		-0,65	3	46	71	21	77,6	9	0,90
V3		-1,3	3	50	50	16	53,9	8	0,90
V4		-1,95	3	48	40	13	38,5	4	0,90
V5		0	3	28	125	23	128,4	3	0,90
V6		-0,65	3	29	79	15	82,4	4	0,90
V7		-1,3	3	30	56	11	60,3	8	0,90
V8		-1,95	3	30	42	8	42,2	0	0,90
Sand	statischer Schüttwinkel: 32°, Schüttdichte: 1580 kg/m ³ ; Mittelkorn: 2,3 mm	β [°]	n [u/min]	m [kg/h]	τ [min]	mittlerer Füllgrad ϕ [%]	τ [min]	A [%]	Faktor B [-]
V1		-0,65	11	26	34	3	31,9	5	0,70
V2		-1,3	11	67	20	4	17,9	11	0,70
V3		-0,65	11	73	29	6	29,7	3	0,70

Abbildung 6-1: Parameter, Variationsbreite und Ergebnisse (effektive Drehrohlänge für Verweilzeituntersuchungen: 5,1 m; Durchmesser: 0,3 m)

Die mittlere Verweilzeit τ wird gemäß Gleichung 5-2 aus Abschnitt 5 aus den Messergebnissen errechnet bzw. aus der Modellgleichung 3-10 nach Austin [4] aus

Abschnitt 3 ermittelt. Aus der Verweilzeit τ kann mit dem zugehörigen Einsatzstoffvolumenstrom \dot{V}_{ES} und dem Schüttvolumen V der mittlere Füllgrad ϕ berechnet werden.

Man erkennt, dass mit Zunahme der Neigung β sich erwartungsgemäß die Verweilzeit τ verkürzt (V1 bis V4 bzw. V5 bis V8, Plexiglasgranulat). Ähnliche Ergebnisse werden bei den Versuchen mit geringerem Massenstrom erzielt (V5 bis V8), wobei ein Einfluss des Massenstromes auf die Verweilzeit erst bei mittleren Füllgraden von $\phi > 20\%$ einen nennenswerten Beitrag liefert. Um zu überprüfen, ob bei den Messungen eine Kaskadenbewegung vorliegt, wird die Froude-Zahl berechnet.

Die Froude-Zahl beträgt gemäß Gleichung (5-1) für Plexiglas 0,0015 und für Sand 0,02. Damit kann im Hinblick auf die Kaskadenbewegung das Modell nach Austin [4] angewandt werden.

Wird der Materialfaktor B als konstant angenommen, so gibt es für Plexiglasgranulat Abweichungen von den Messwerten von bis zu 16 % zum Messwert, bei Sand bis zu 11 %.

6.2 Heißversuche ohne Umsatz

Das mathematische Prozessmodell wird nun weiter schrittweise validiert. Zunächst werden Versuche ohne Umsatz mit Sand unter Variation der HEG Massenstrom \dot{m}_S des Solids und der Drehrohrwandtemperaturen durchgeführt.

Abbildung 6-2 zeigt einen Verlauf von berechneten Solidtemperaturen ohne Quell- und Senkterme. Variiert wurden die Wandtemperatur von 300 °C, 400 °C und 500 °C sowie die Sandmassenströme mit $\dot{m}_S = 25$ kg/h, $\dot{m}_S = 50$ kg/h und $\dot{m}_S = 100$ kg/h.

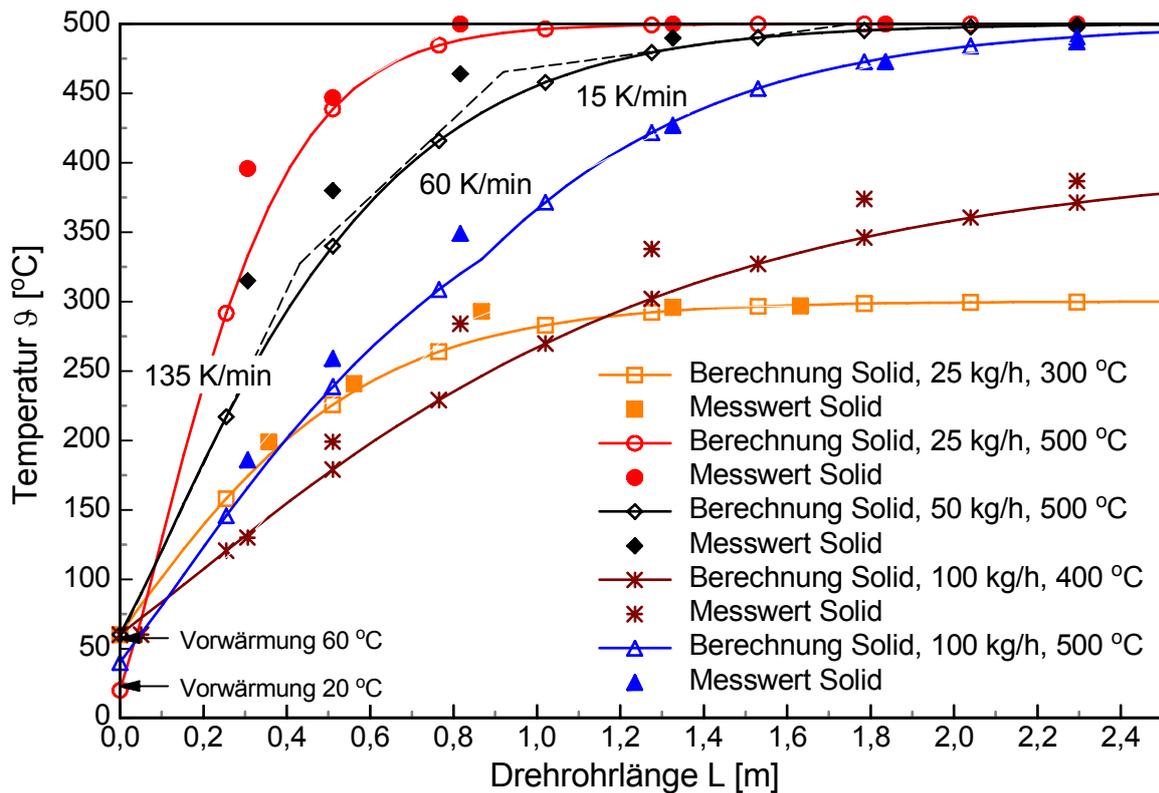


Abbildung 6-2: Temperaturverläufe Solid und Gas ($\Delta m/\Delta t = 0$)

Der Gasvolumenstrom am Drehrohreintritt beträgt jeweils $1 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Beim Versuch mit 400 °C wurde eine Vorwärmung des Solids von ca. 60 °C ermittelt. Die Temperaturdifferenz von 40 °C zur Umgebungstemperatur von 20 °C hat einen geringen Einfluss auf die Aufheizung.

Mit Zunahme des Massenstromes \dot{m}_s heizt sich das Gut langsamer auf. Eine Erhöhung der Wandtemperatur führt demgegenüber zu einer schnelleren Aufheizung des Feststoffes.

Bei diesen Simulationen wurden die Absorptionsgrade von Wand und Solid den experimentell ermittelten Ergebnissen angepasst. Für das Solid wurde ein Wert von $0,9$, für die Wand ebenfalls ein Wert von $0,9$ ermittelt. Diese Werte sind für alle nachfolgenden Simulationen mit Sand und einer Mischung aus Sand und Polyethylen (PE) sowie mit BRAM konstant.

Nach dieser Anpassung findet man eine gute Übereinstimmung zwischen Modellrechnung und Experiment. Im Hinblick auf die Einstellung von Aufheizraten in der TGA zur Ermittlung von Umsatzraten sind hier beispielhaft für 3 Abschnitte die Aufheizraten über der Drehrohlänge eingetragen.

Abbildung 6-3 zeigt für den Versuch bei 400 °C und $\dot{m}_s = 100 \text{ kg/h}$ auch die Berechnung und Messung der Gastemperaturen:

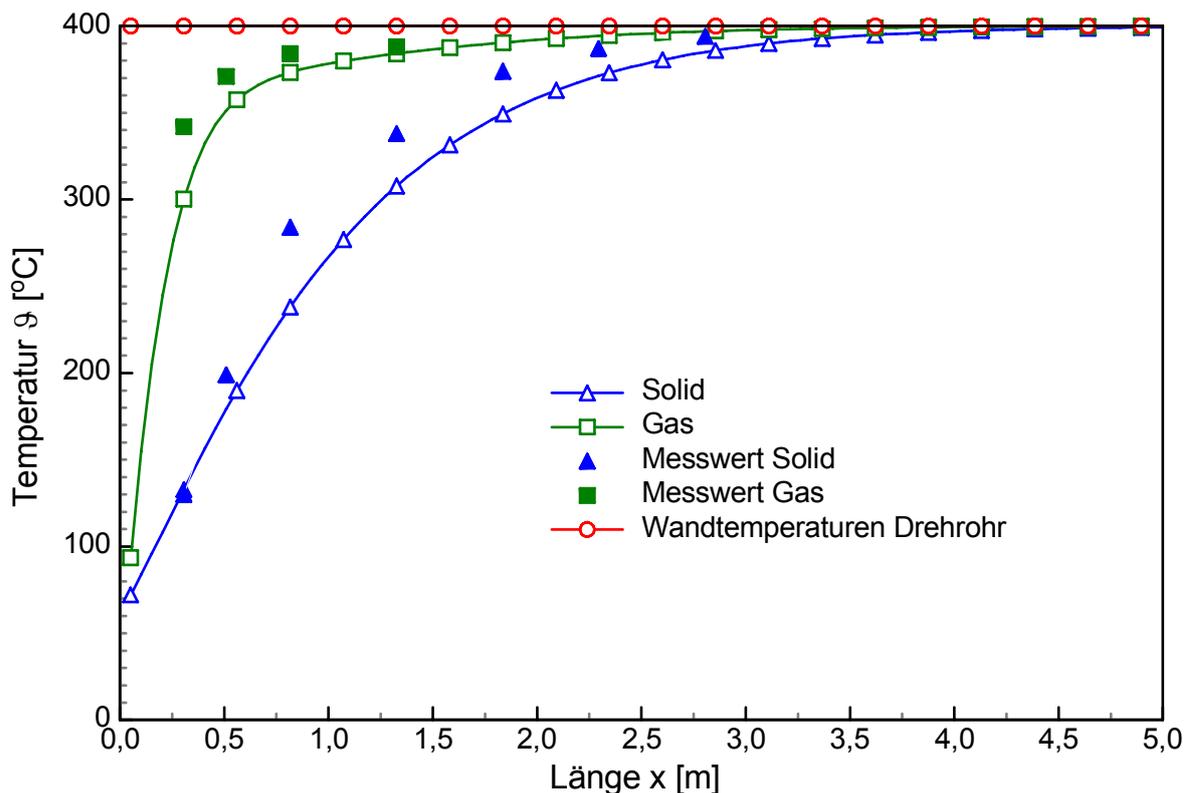


Abbildung 6-3: Temperaturverläufe Solid und Gas ($\Delta m/\Delta t = 0$)

Für die Berechnung der Gastemperaturen wurde die am Drehrohrende ermittelte Gaskonzentration von ca. 1 Vol.-% Kohlendioxid für das gesamte Drehrohr als konstant angenommen. Durch kohlenstoffhaltige Ablagerungen aus vorherigen Versuchen im Drehrohr und Spülung eines Restsauerstoff enthaltenden Stickstoffstromes kann es bei entsprechenden Temperaturen zu einem Umsatz von Kohlenstoff mit Sauerstoff zu Kohlendioxid kommen. Wie aus den Simulationen aus Abschnitt 5-3 bekannt ist, führen Anteile von Kohlendioxid und Wasserdampf zu einem erheblich schnelleren Anstieg der Gastemperatur als unter gänzlich inerte Atmosphäre. Deshalb ist hier auch bei Versuchen ohne Umsatz die Kenntnis des Kohlendioxid -Gehaltes im Gas von großer Bedeutung.

Unter Berücksichtigung der Kohlendioxidkonzentrationen können mit dieser Simulation die Messwerte gut angenähert werden.

Zur Validierung bereits durchgeführter Simulationen zum Einfluss der Gaszusammensetzung auf die Gastemperaturen wurde der Stickstoffspülstrom durch Anteile von Kohlendioxid ergänzt.

Die beiden folgenden Abbildungen **Abbildung 6-4** und **Abbildung 6-5** zeigen den Einfluss der Gaszusammensetzung auf die Gas- und Solidtemperaturen in Berechnung und Experiment.

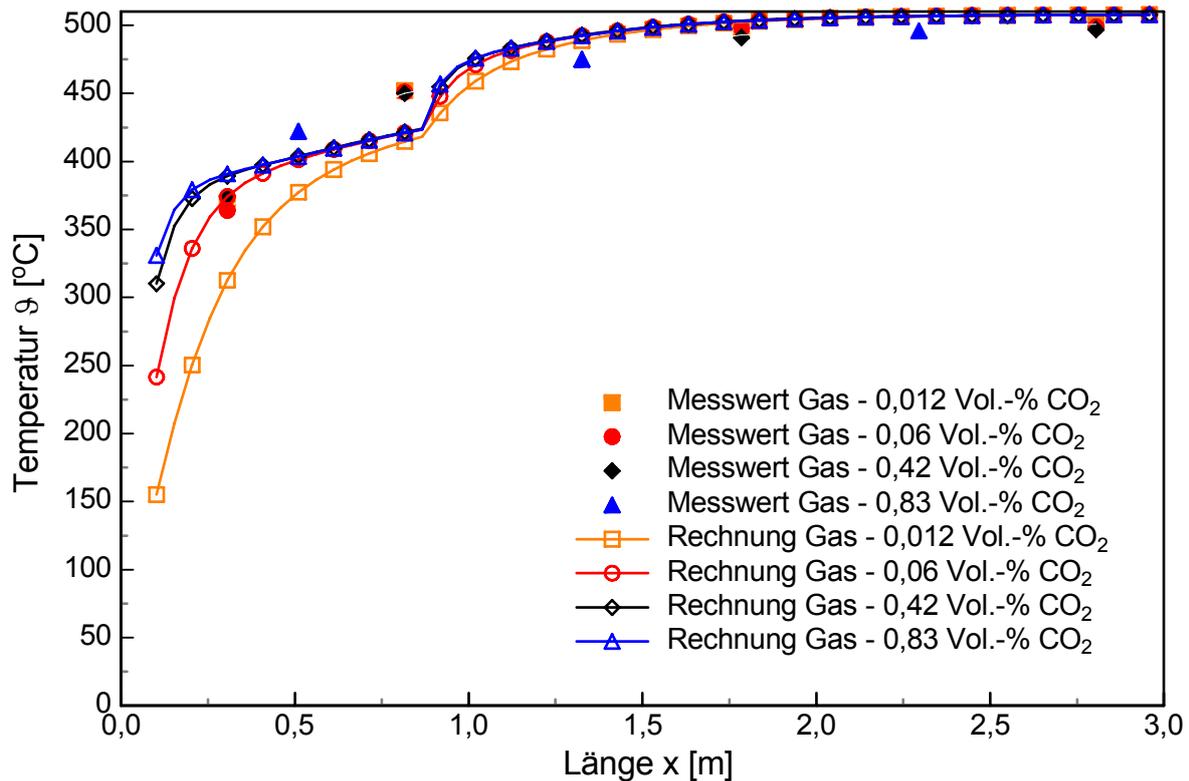


Abbildung 6-4: Einfluss der Variation der Gasatmosphäre des Gases auf die Gastemperaturen bei einer Temperaturstufung 450 °C/ 500 °C/ 500 °C/ 500 °C, Eintrittsvolumenstrom Gas ca. $\dot{V}_{G,E} = 1 \text{ Nm}^3/\text{h}$; Massenstrom Sand $\dot{m}_S = 100 \text{ kg/h}$

Mit Zunahme des Kohlendioxidanteils erwärmt sich das Gas schneller. Dieser Effekt kann durch die Messung tendenziell bestätigt werden. Die Messwerte für CO₂ = 0,83 Vol.-Anteile liegen geringfügig oberhalb der Werte der niedrigeren Konzentration von CO₂ = 0,42 bzw. 0,06 Vol.-Anteilen. Bemerkenswert sind hierbei die geringen Unterschiede zwischen den Temperaturverläufen im Gas bei doch recht großen Konzentrationsunterschieden an Kohlendioxid von 1,2 Vol.-% bis 83 Vol.-%. Die Erwärmung des Gases erfolgt hier überwiegend über die Gasstrahlung. Dabei reichen bereits geringe Konzentrationen von stark absorbierenden Komponenten wie z.B. Kohlendioxid aus. Die Konvektion kann demgegenüber vernachlässigt werden; der Wärmeübergangskoeffizient α_{SG} zwischen Gas und Solidoberfläche beträgt beispielsweise nur ca. 0,2 W/(m² K).

Daher sind im weiteren Verlauf der Validierung des mathematischen Modells mit experimentellen Daten insbesondere bei Versuchen ohne Umsatz die Gaskonzentrationen von Kohlendioxid von Interesse. Das Kohlendioxid kann aus der Reaktion von Kohlenstoff aus früheren Versuchen mit Restsauerstoff aus dem mit einer Membrananlage erzeugten Spülstickstoff bei entsprechenden Wandtemperaturen entstehen.

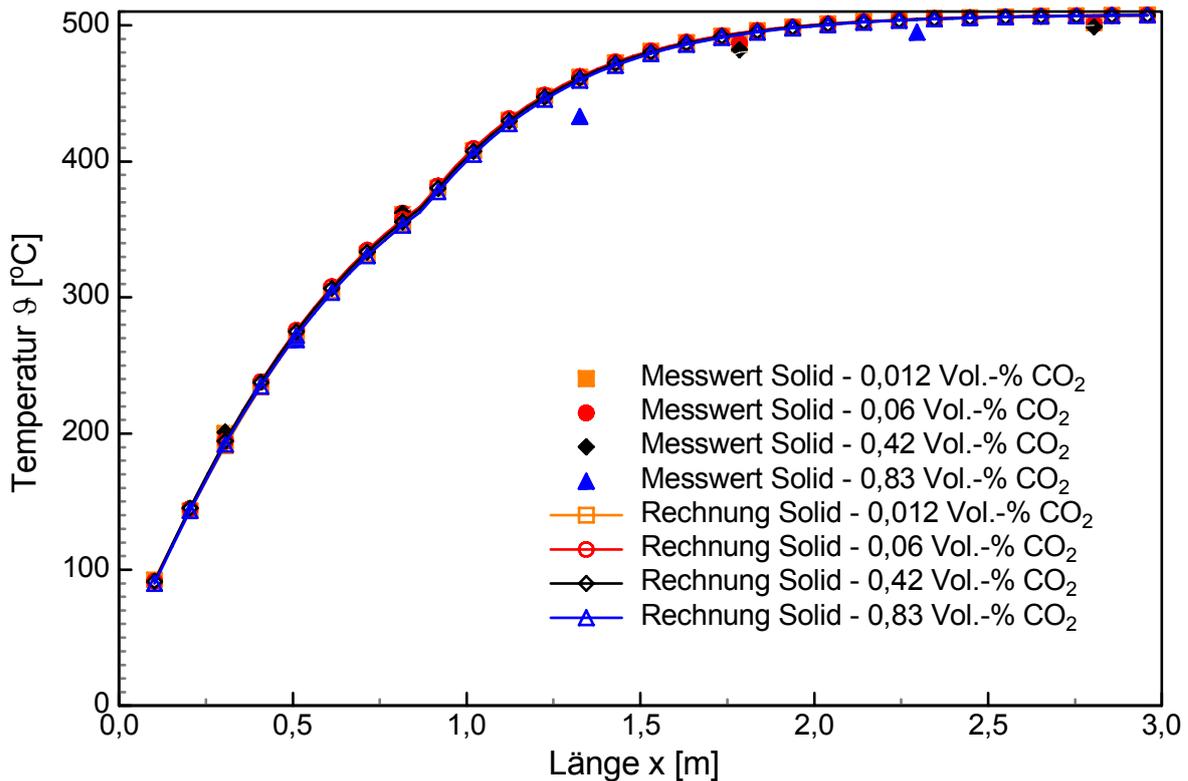


Abbildung 6-5: Einfluss der Variation der Gasatmosphäre des Gases auf die Solidtemperaturen bei einer Temperaturstufung 450 °C/ 500 °C/ 500 °C/ 500 °C, Eintrittsvolumenstrom Gas ca. $\dot{V}_{G,E} = 1 \text{ Nm}^3/\text{h}$; Massenstrom Sand $\dot{m}_S = 100 \text{ kg/h}$

Sowohl bei den berechneten als auch bei den gemessenen Temperaturen für das Solid spielt die Erhöhung des Kohlendioxidanteils eine vernachlässigbare Rolle.

6.3 Heißversuche mit Umsatz

In einem nächsten Schritt wird Polyethylen (PE) als Modellabfall dem Sand zugesetzt. PE setzt sich bei 500 °C ohne nennenswerte Rückstandsbildung zu Gas um. Der Sand dient hier als Trägermatrix mit bekanntem Verweilzeitverhalten.

Mit dem mathematischen Modell lässt sich unter Berücksichtigung der kinetischen Daten für PE bei einer Aufheizrate von 10 K/min der in **Abbildung 6-6** dargestellte Umsatzverlauf und die Temperaturverteilung für 90 kg/h Sand und 10 kg/h PE berechnen. Die Wandtemperaturen werden im Experiment jeweils als Mittelwerte erfasst und für die Modellierung für jede Zone ($\Delta x = 0,9 \text{ m}$) vereinfacht als konstant angenommen.

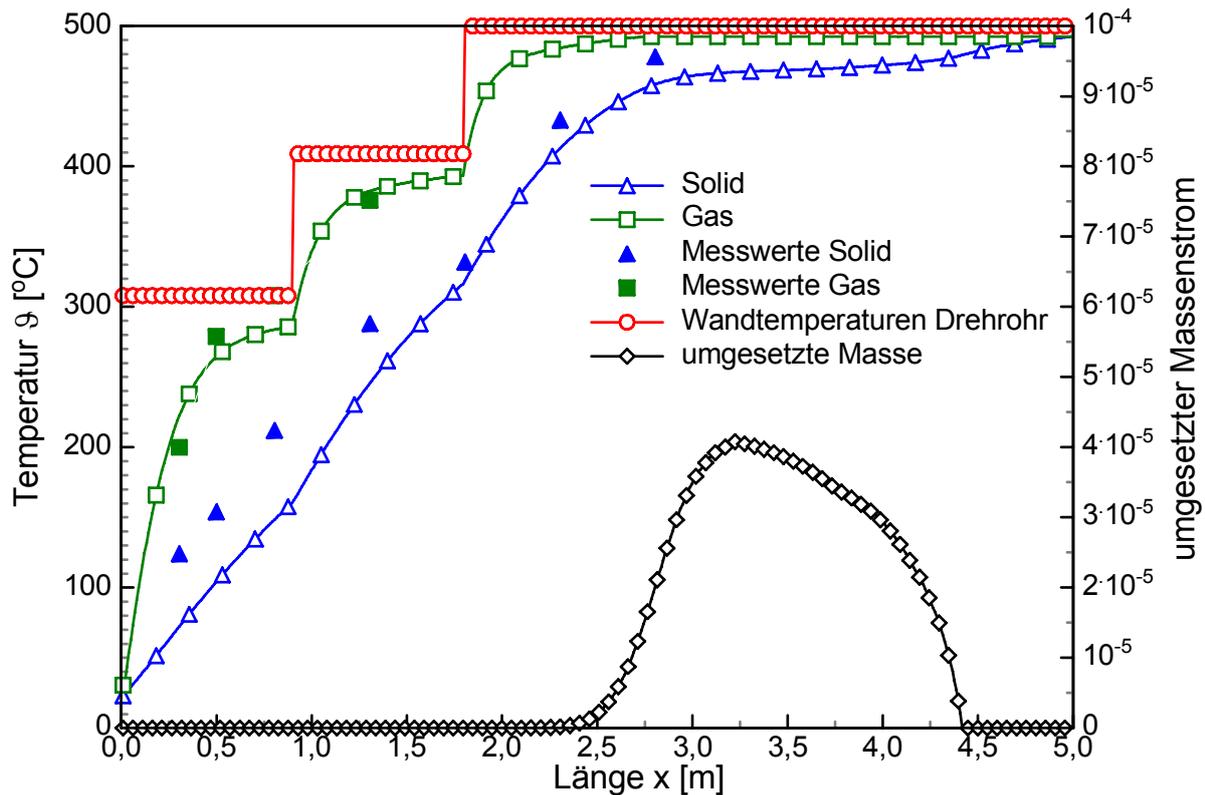


Abbildung 6-6: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung 308 °C/409 °C/ 500 °C/ 500 °C Wandtemperatur und 10 kg/h PE mit 90 kg/h Sand; Umsatzberechnung nach Arrhenius mit kinetischen Daten für eine Aufheizrate von 10 K/min

Der Gasvolumenstrom (Stickstoff) am Drehrohreintritt beträgt $\dot{V}_{G,E} = 0,8 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Der Absorptionsgrad vom Solid beträgt $A_S = 0,9$, der der Wand $A_W = 0,9$. Die Reaktionsenthalpie $\Delta_R h$ wurde mit 200 kJ/kg experimentell ermittelt, Δt_0 zu 2,06 s, Δt_∞ zu 1,40 s aus der numerischen Berechnung für 500 RK ermittelt. Der CO_2 -Gehalt wurde nach dem Drehrohr zu ca. 3 Vol.-% im Permanentgas ermittelt. Da bei den Heißversuchen ohne Umsatz ebenfalls CO_2 gemessen wurde, das aus Ablagerungen im Drehrohr und dem Restsauerstoff der Stickstoffspülung entstehen kann, wurde für die Berechnung bereits zu Beginn mit 1,7 Vol.-% CO_2 gerechnet. Prozesswasser entsteht bei der Zersetzung von PE nicht. Auch können bei Temperaturen um 500 °C Sekundärreaktionen ausgeschlossen werden. Der Partikeldurchmesser wird für die Berechnung mit $d_p = 4 \text{ mm}$ als konstant vorausgesetzt. Der Verschmutzungsfaktor k_{eff} nach Gleichung 5-63 wird nicht berücksichtigt, da anhaftendes PE durch den Sand wieder entfernt wird.

Unter Berücksichtigung dieser Annahmen können die Messwerte durch die Simulation tragfähig angenähert werden.

Durch Vorversuche mit Sand kann eine Vorwärmung des Sandes vor Eintritt in die erste beheizte Zone von ca. 60 °C angenommen werden. Mit dieser Vorwärmung können insbesondere die Solidtemperaturen besser an die Messwerte angepasst werden, wie **Abbildung 6-7** zeigt.

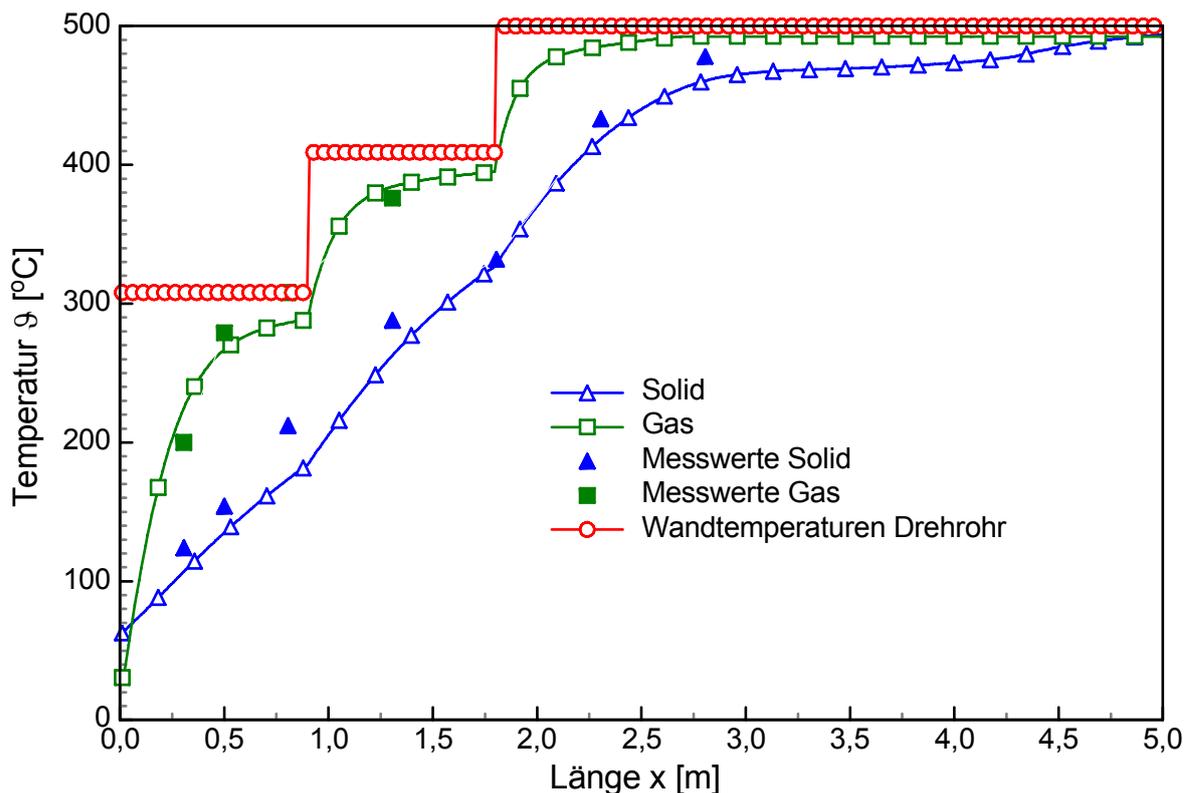


Abbildung 6-7: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung 308 /409/ 500/ 500 °C Wandtemperatur und 10 kg/h PE mit 90 kg/h Sand; Umsatzberechnung nach Arrhenius mit kinetischen Daten für eine Aufheizrate von 10 K/min; mit Solidvorwärmung von 60 °C

Während des Umsatzes bleibt die Gastemperatur nahezu konstant. Der Grund hierfür liegt in den freiwerdenden Gaskomponenten, insbesondere der Wachse (**Abbildung 6-8**), die im mathematischen Modell als Pseudokomponente Decan mit entsprechenden Stoffeigenschaften berücksichtigt wird. Zusammen mit weiteren höheren Kohlenwasserstoffen führt die Freisetzung zu einem Anstieg der mittleren spezifischen Wärmekapazität der Gasmischung $c_{p,G}$. Wie aus den Simulationen in Abschnitt 5.3 ermittelt wurde, führen hohe Wärmekapazitäten zu einer entsprechend langsameren Erwärmung des Gases, in diesem Falle bleibt die Gastemperatur nahezu konstant.

Insgesamt werden die experimentell ermittelten Werte gut durch das mathematische wiedergegeben.

Abbildung 6-8 zeigt den dazugehörigen berechneten Verlauf der Gaskonzentrationen.

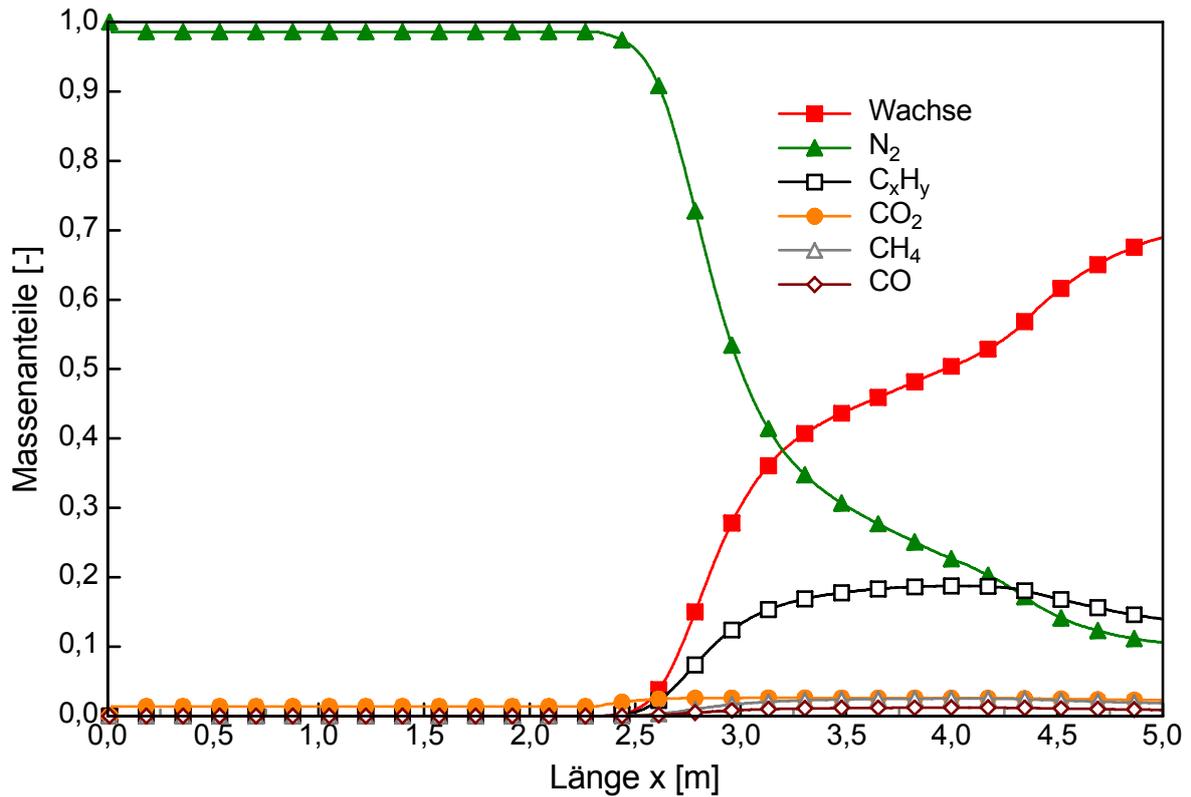


Abbildung 6-8: Berechnete Gaskonzentrationen bei einer Aufheizrate von 10 K/min

Mit Beginn des Umsatzes werden insbesondere große Wachsanteile frei. Gut ist in dem Bereich vor Beginn des Umsatzes die als konstant angenommene Kohlendioxidkonzentration zu erkennen.

In der nächsten **Abbildung 6-9** wird die Temperatur in Abhängigkeit der Verweilzeit für den gleichen Versuch aufgetragen, um die mittlere Aufheizrate bis zum Umsatz zu ermitteln.

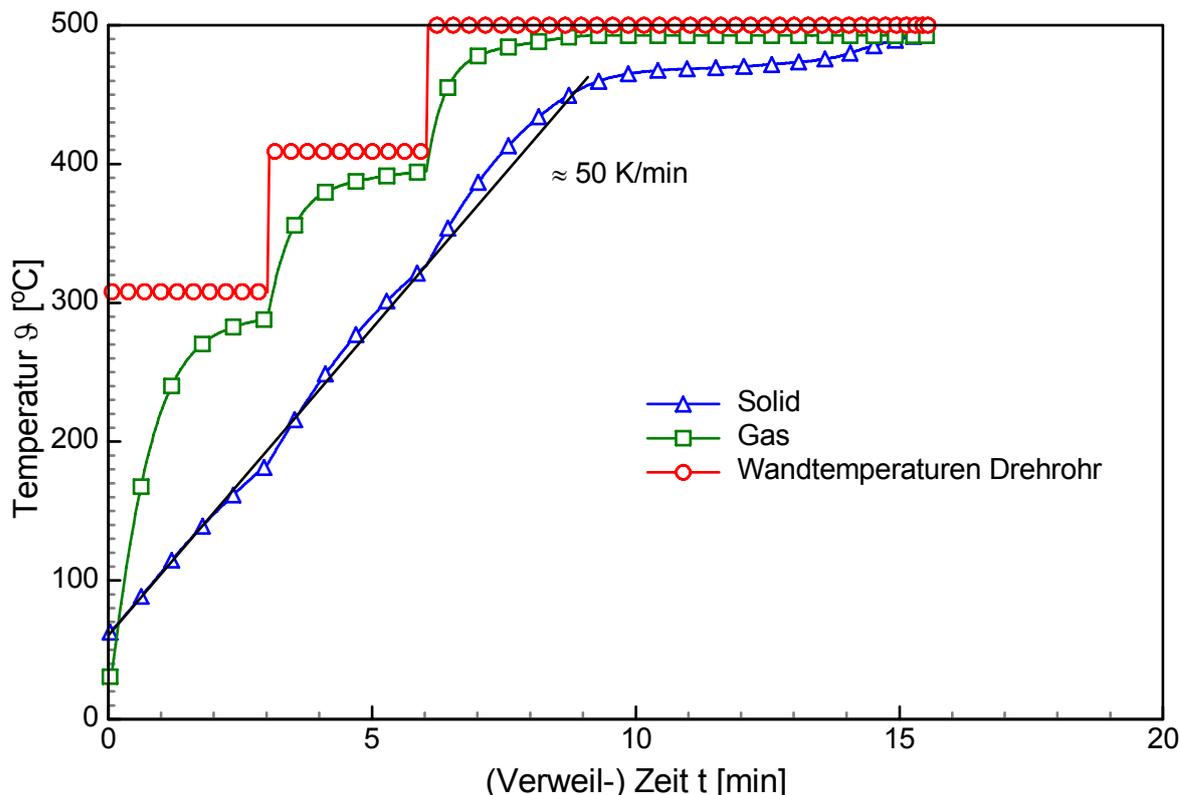


Abbildung 6-9: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung $308 \text{ }^{\circ}\text{C}/409 \text{ }^{\circ}\text{C}/ 500 \text{ }^{\circ}\text{C}/ 500 \text{ }^{\circ}\text{C}$ Wandtemperatur und 10 kg/h PE mit 90 kg/h Sand ; Umsatzberechnung nach Arrhenius mit kinetischen Daten für eine Aufheizrate von 10 K/min

Bis zum Beginn des Umsatzes heizt sich die Mischung mit ca. 50 K/min auf. Die in **Abbildung 6-7** und **6-8** im Modell genutzten kinetischen Daten wurden an der Labor-TGA mit 10 K/min ermittelt. Da sich der Masseumsatz von PE zwischen 10 K/min und 100 K/min erheblich unterscheidet (siehe **Abbildung 5-11**), wird in **Abbildung 6-10** die Temperaturverläufe mit den kinetischen Daten aus dem Versuch mit einer Aufheizrate von 50 K/min neu berechnet.

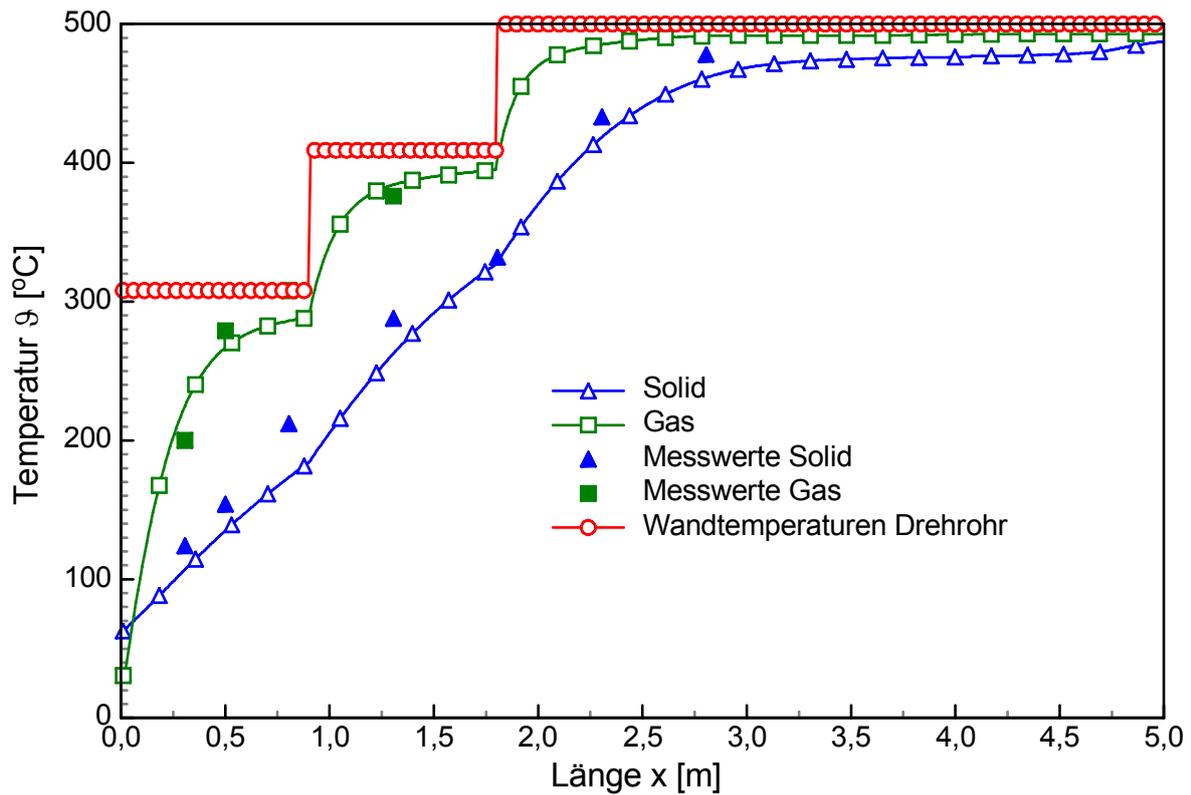


Abbildung 6-10: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung 308 /409/ 500/ 500 °C Wandtemperatur und 10 kg/h PE mit 90 kg/h Sand; Umsatzberechnung nach Arrhenius mit Daten für 50 K/min

Die Solidtemperatur hat sich im Bereich des Umsatzes geringfügig erhöht.

Nach der Anpassung der kinetischen Daten gibt das mathematische Modell die Temperaturverläufe von Solid und Gas sehr gut wieder.

Der Vollständigkeit halber wird hier die Simulation mit den kinetischen Daten aus der TGA für 100 K/min gegeben.

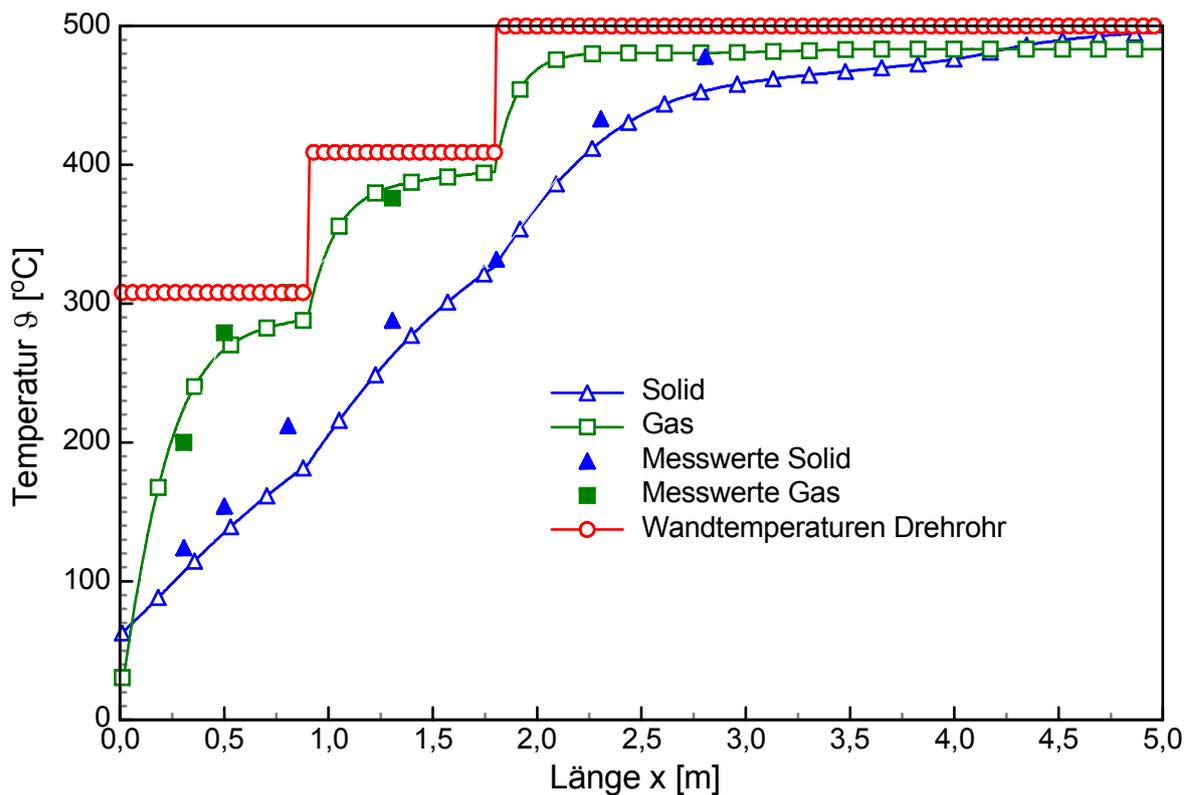


Abbildung 6-11: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung 308 °C/409 °C/ 500 °C/ 500 °C Wandtemperatur und 10 kg/h PE mit 90 kg/h Sand; Umsatzberechnung nach Arrhenius mit kinetischen Daten für eine Aufheizrate von 100 K/min

Auch hier bleibt die Gastemperatur während des Umsatzes nahezu konstant. Man erkennt, dass die Ermittlung der exakten Aufheizrate für die TGA-Untersuchungen und die Berechnungen von großer Wichtigkeit ist.

Mit diesem vereinfachten Modellansatz lassen sich bereits gute Übereinstimmungen zwischen Modellrechnung und Experiment erzielen.

Wird der Umsatz nun mit der Gauß'schen Fehlerfunktion anstelle kinetischer Daten berechnet, modifiziert sich **Abbildung 6-6**.

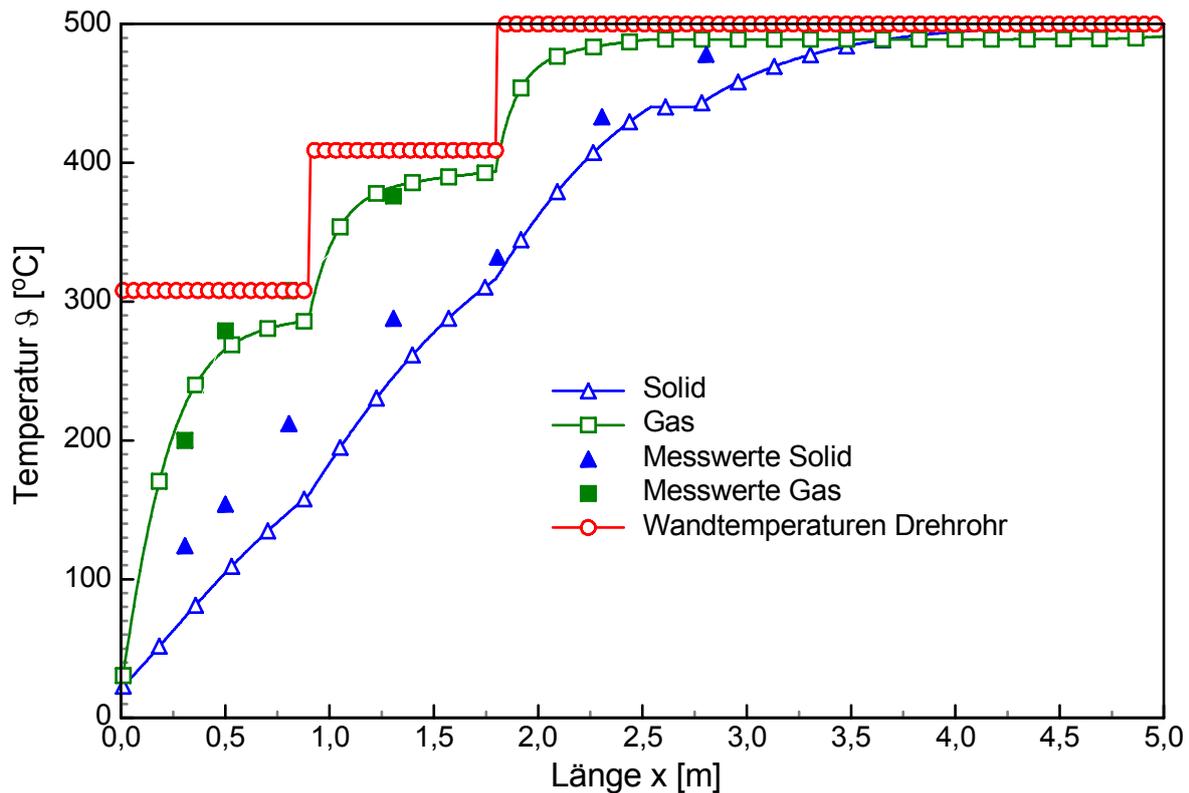


Abbildung 6-12: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung 308 /409/ 500/ 500 °C Wandtemperatur und 10 kg/h PE mit 90 kg/h Sand; Umsatzberechnung nach Gauß

Die berechneten Ergebnisse zeigen, dass auch mit dieser vereinfachten Berechnung eine tragfähige Übereinstimmung zwischen Messwerten und Simulation gewährleistet ist (**Abbildung 6-12**). Allerdings verkürzt sich die Crackzeit nach Erreichen der Cracktemperatur von 440 °C im Vergleich zur Berechnung mit dem kinetischen Ansatz erheblich. Während mit dem Arrheniusansatz der Umsatz bei ca. 4,4 m beendet ist, wird bei der Berechnung nach Gauß das Umsatzende bereits bei 2,8 m erreicht. In beiden Fällen beginnt der Umsatz bei etwa 2,5 m. Die Gastemperatur steigt bei der Umsatzberechnung nach Gauß etwas langsamer an, weil die in kürzerer Zeit freigewordenen Komponenten mit hoher spezifischer Wärmekapazität die Aufheizung verlangsamen. Bei der genaueren Berechnung mit Arrhenius wird die Freisetzung entsprechend gestreckt. Es ist daher davon auszugehen, dass der kinetische Ansatz den Umsatzverlauf genauer wiedergibt als die Berechnung mit der Gauß'schen Fehlerfunktion. Diese kann aber bei fehlenden kinetischen Daten und bekannter Zersetzungstemperatur eine erste Abschätzung zum Umsatzverlauf geben.

In der folgenden Simulation wird die Trocknung mit berücksichtigt. Hierfür wird der Sand zunächst befeuchtet, bevor Versuche mit einer Sand-Wasser-Mischung und mit PE durchgeführt werden.

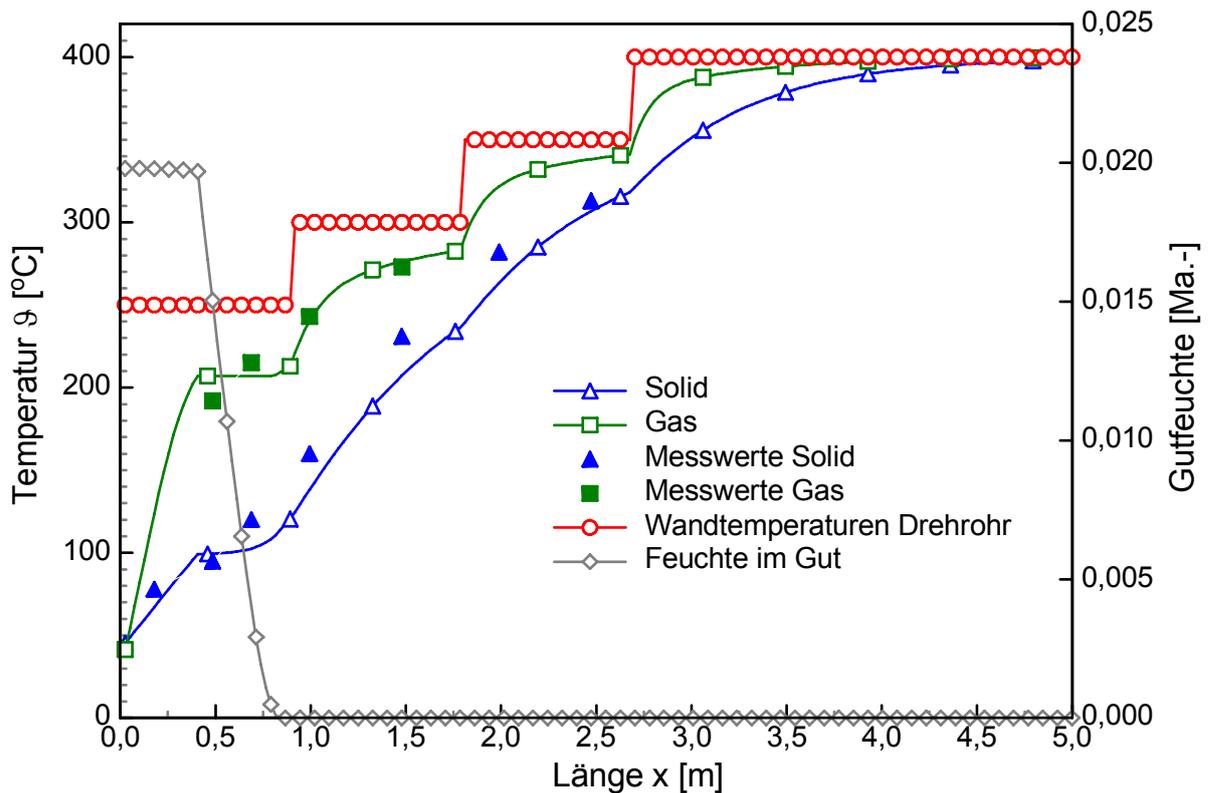


Abbildung 6-13: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung 250 °C/300 °C/ 400 °C/ 450 °C Wandtemperatur mit 2 kg/h Wasser und 98 kg/h Sand unter Berücksichtigung der Trocknung; Eintrittsgasvolumenstrom $\dot{V}_{G,E} = 0,3 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Im Bereich der Trocknung bleibt die Solidtemperatur erwartungsgemäß konstant. Die Gastemperatur nimmt in diesem Bereich durch die Kühlung mit Wasserdampf geringfügig ab. Das Gas nimmt im Wesentlichen über die Wandstrahlung die Energie auf, die die Energie des mit Solidtemperatur austretenden „kalten“ Wasserdampfes wieder kompensiert. Daher bleibt die Gastemperatur nahezu konstant.

Die Messwerte für Solid und Gas können auch im Bereich der Trocknung gut durch das mathematische Modell angenähert werden.

Im nächsten Schritt wird die Trocknung einer feuchten Sandmischung mit dem Umsatz von PE kombiniert.

Abbildung 6-14 zeigt die Temperaturverläufe von Solid und Gas bei der Pyrolyse eines feuchten PE-Sandgemisches mit Temperaturstufung.

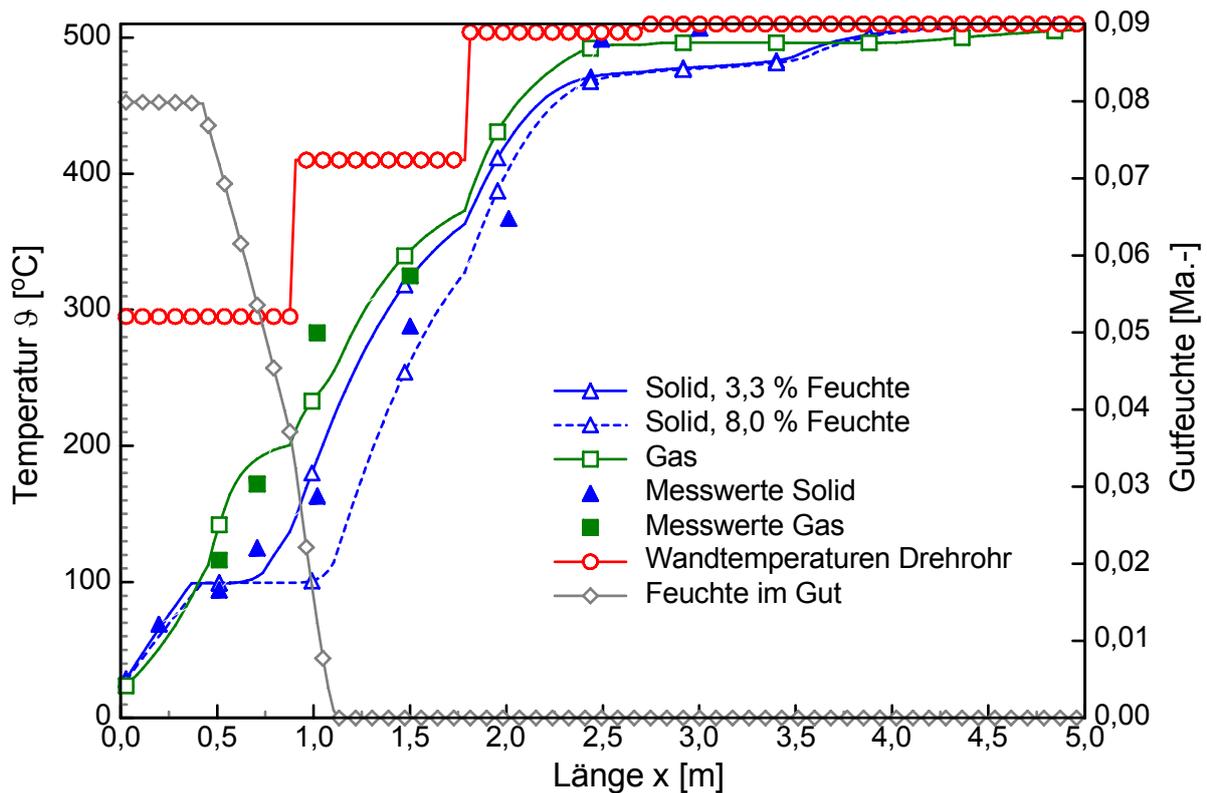


Abbildung 6-14: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Temperaturstufung 295 °C/410 °C/ 504 °C/ 510 °C Wandtemperatur und 10 kg/h PE, 6 kg/h Wasser und 59 kg/h Sand unter Berücksichtigung der Trocknung; Crackenthalpie PE: 200 kJ/kg. Umsatzberechnung nach Arrhenius, Aufheizrate: 50 K/min; Eintrittsvolumenstrom Gas ca. $\dot{V}_{G,E} = 1,3 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Für das Solid und Gas ergeben sich gute Übereinstimmungen zwischen der Modellrechnung und den Messwerten, im Bereich der Trocknung bleibt die Solidtemperatur konstant. Der 1. Trocknungsschritt durch Konvektionstrocknung spielt eine nur untergeordnete Rolle wie aus dieser Abbildung im Verlauf der Gutfeuchte zu sehen ist. Der Unterschied zwischen den berechneten und experimentell ermittelten Daten für das Solid im Bereich der Trocknung liegt u.a. daran, dass der Sand maximal 4 Ma.-% Feuchte, bezogen auf den feuchten Sand aufnehmen kann. Hier beträgt die Feuchte etwa 8 Ma.-%, d.h. mehr als die Hälfte des zugeführten Wassers wird nicht mit dem Sand in das Drehrohr gefördert, sondern gelangt flüssig über die Schnecke ins Drehrohr und verdampft dort separat. Berücksichtigt man diesen Sachverhalt in der Simulation, verkürzt sich der Trocknungsweg um etwa die Hälfte.

Der unterschiedliche Verlauf in den berechneten Gastemperaturen zu Beginn im Drehrohr in **Abbildung 6-13** und **Abbildung 6-14** hängt im Wesentlichen von dem vorgegebenen Eintrittsvolumenstrom $\dot{V}_{G,E}$ ab.

Mit den Regressionsgleichungen zur Berechnung der Gaskonzentrationen aus Abschnitt 10.1.7 ergibt sich für die Gaskonzentrationen folgender Verlauf über der Drehrohlänge:

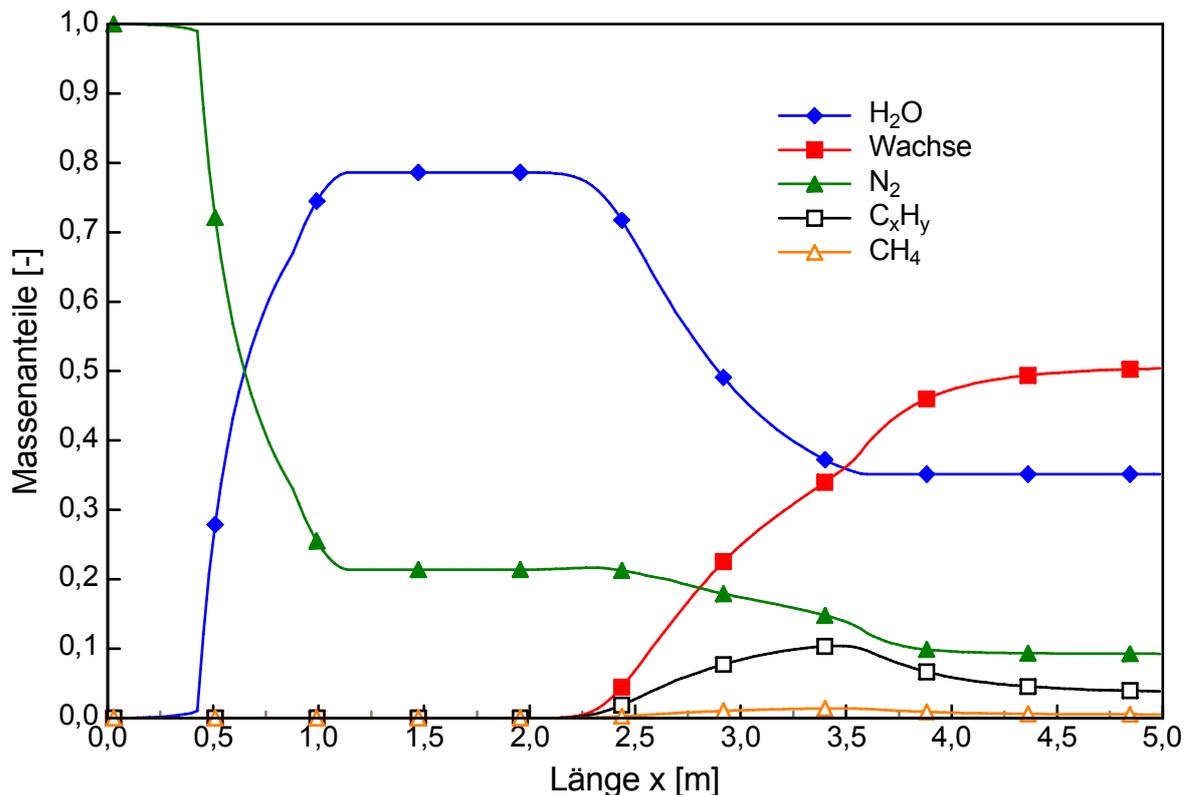


Abbildung 6-15: Verlauf der Gaskonzentrationen

Mit Beginn der Trocknung wird der Wasserdampf frei und entsprechend hoch sind die Wasserdampfkonzentrationen. Mit Beginn des Umsatzes nehmen der Wasserdampf und der Stickstoff zugunsten der Wachse und Permanentgase ab. Der Verlauf der umsatzabhängigen Komponenten ähnelt der **Abbildung 6-8** ohne Trocknung.

In einem letzten Schritt wird das mathematische Modell anhand einer Abfallpyrolyse mit BRAM überprüft.

Die kinetischen Daten werden zum Vergleich sowohl aus der Labor- als auch der technischen Thermowaage im mathematischen Modell verwendet.

Für die Simulationsrechnung mit BRAM wird der Verschmutzungsfaktor k_{eff} nach Gleichung 5-63, die umsatzabhängige Änderung des Partikeldurchmessers, der Schüttdichte und des Schüttwinkels aus den Abschnitten 10.1.2 bis 10.1.4 berücksichtigt. Die BRAM-Partikel werden zu Beginn mit 10 mm Durchmesser angenommen, der Koks weist im Mittel ca. 1 mm Durchmesser auf. Der Schüttwinkel von BRAM beträgt 65° , die Schüttdichte 460 kg/m^3 , für den Koks wurde ein Schüttwinkel von 40° und eine Schüttdichte von 650 kg/m^3 ermittelt. Die Wärmeleitfähigkeit des Solids wird zu $\lambda_s = 0,3 \text{ W/(mK)}$ angenommen. Die Crackenthalpie wurde aus der Energiebilanz am Drehrohr zu $\Delta h_R = 350 \text{ kJ/kg}$ abgeschätzt. Der Lückengrad der monodispersen Schüttung wird mit 0,4 angesetzt.

Zunächst wird der Umsatz mit den kinetischen Daten aus der Labor-TGA mit einer Aufheizrate von 20 K/min berechnet.

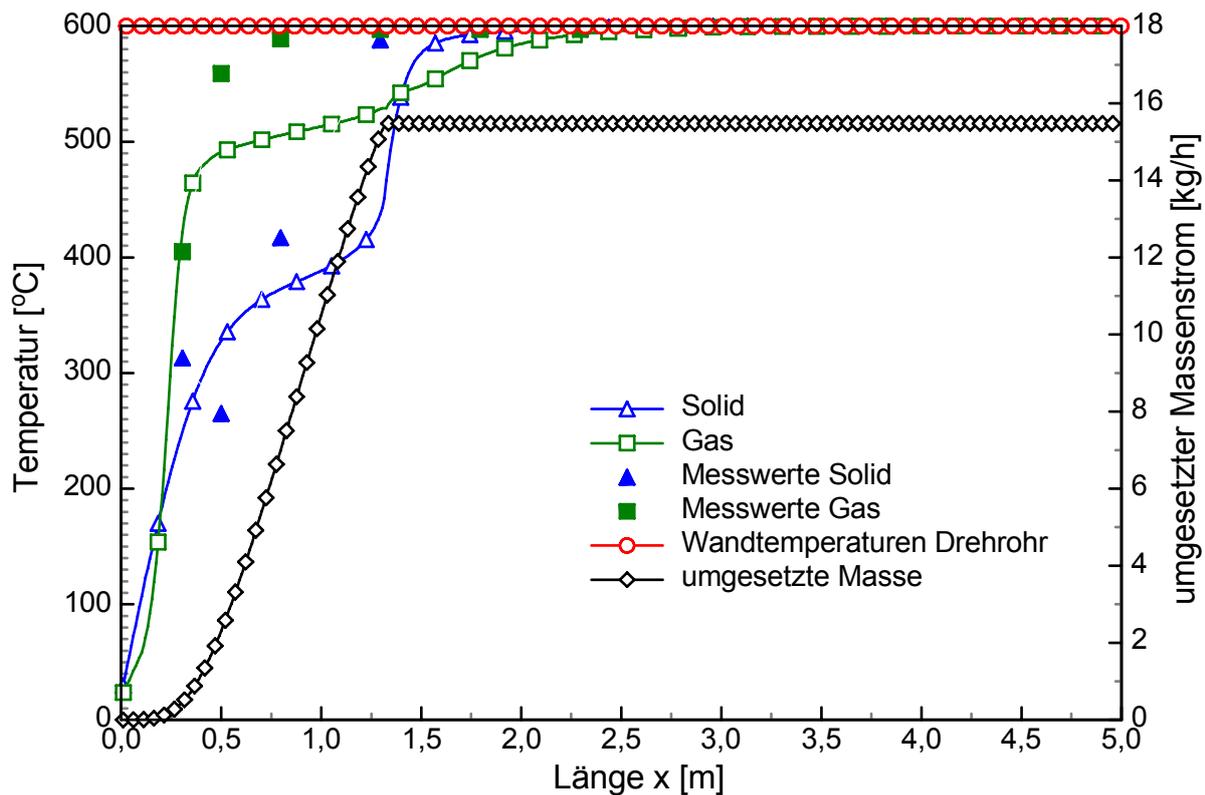


Abbildung 6-16: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Wandtemperatur von 600 °C mit $\dot{m}_s = 22,5$ kg/h BRAM; Crackenthalpie $\Delta_{Rh} = 350$ kJ/kg, kinetische Daten aus der Labor-TGA.

Für das Solid ergeben sich gemäß **Abbildung 6-16** tragfähige Übereinstimmungen zwischen der Modellrechnung und den experimentell ermittelten Werten. Beim Gas können insbesondere die höheren Temperaturen ab ca. 0,5 m durch das Modell nicht wiedergegeben werden. Der im Vergleich zu den Messwerten flachere Anstieg der berechneten Gastemperatur rührt im Wesentlichen durch den Enthalpiestrom der mit Solidtemperatur freiwerdenden Gaskomponenten vom Solid ins Gas her. Weiterhin wird die Gastemperatur von den ins Gas übertretenden Stoffen mit hohen spezifischen Wärmekapazitäten, wie z.B. die Teere, gesenkt. Nach Abschluss des Umsatzes steigt die Gastemperatur kurzzeitig etwas schneller an (kurz vor dem Schnittpunkt der berechneten Kurven von Solid und Gas), weil keine mit der Solidtemperatur austretenden Komponenten in das über das Solid streichende Gas eingemischt werden.

Die Differenzen der berechneten Gastemperaturen zu den experimentell ermittelten Werten können u.a. auf eine Rückströmung von heißen Gasen aus dem Drehrohr in den kälteren, nicht beheizten Eintragsbereich zurückgeführt werden. In dem Eintragsbereich kühlen sich die Gase ab und kondensierbare Bestandteile fallen aus. Dadurch entsteht ein Unterdruck, der heiße Gase aus dem beheizten Teil des Drehrohres ansaugt. Nach Abschluss der Versuche konnten im Eintragsbereich entsprechende Pyrolysekondensate nachgewiesen werden. Darüber hinaus werden die insbesondere in den Primärreaktionen entstehenden Teerverbindungen bei Solidtemperaturen ab ca. 250 °C im Hinblick auf ihre

Absorptionseigenschaften nicht berücksichtigt. Diese Einflüsse sind insgesamt jedoch im Hinblick auf die Temperaturdifferenz zu den berechneten Werten nur schwer quantifizierbar.

Nach dem Umsatzen bei ca. 1,3 m nimmt die Gaskonzentration von H_2O , Teer und CO_2 gemäß **Abbildung 6-17** ab, während die Konzentrationen von Kohlenwasserstoffen, insbesondere von CH_4 und C_xH_y (C_2H_4 , C_2H_6 , C_3H_6 , C_3H_8) ansteigen. Dabei überwiegt zunächst der Einfluss der Abnahme der Teerkonzentration gegenüber dem Anstieg von CH_4 und C_xH_y . Die jeweils in Summe daraus resultierende spezifische Wärmekapazität des Gases $c_{p,G}$ nimmt durch die Abnahme der Anteile aus dem Teer- und Wassergehalt geringfügig ab (**Abbildung 6-18**), so dass die Gastemperatur nach dem Umsatzen stärker ansteigen kann. Die Abnahme von Teer- und Wasseranteilen mit steigender Pyrolysetemperatur wird im Schrifttum [9] bestätigt. Mit weiterer Zunahme von CH_4 und höheren Kohlenwasserstoffen C_xH_y nimmt dann die gesamte spezifische Wärmekapazität des Gases wieder zu und die Erwärmung des Gases verlangsamt sich entsprechend.

Die Änderung der Gaskonzentrationen mit der Solidtemperatur berücksichtigt hier die Sekundärreaktion durch das Cracken von Teeren zu niedermolekularen Kohlenwasserstoffen. Anhand Gleichung 5-75 ist zu erkennen, dass bei steigender Wärmekapazität der austretenden Gase $c_{G,OS}$ sich das Gas langsamer erwärmt, was auch durch die Simulationen gemäß der **Abbildung 5-15** bestätigt wurde.

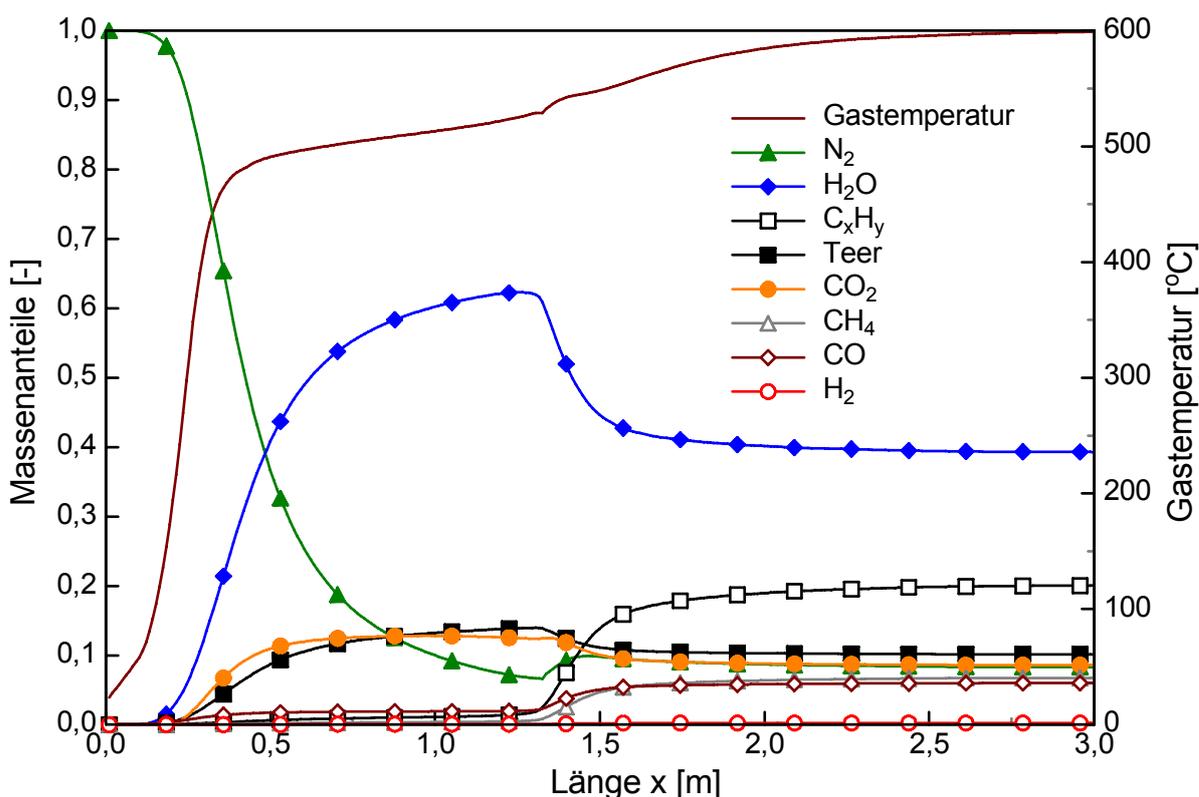


Abbildung 6-17: Gaskomponenten im Gasstrom über der Drehrohlänge x

Abbildung 6-18 zeigt den Verlauf der spezifischen Wärmekapazitäten des Gases und des Feststoffes über der Drehrohlänge.

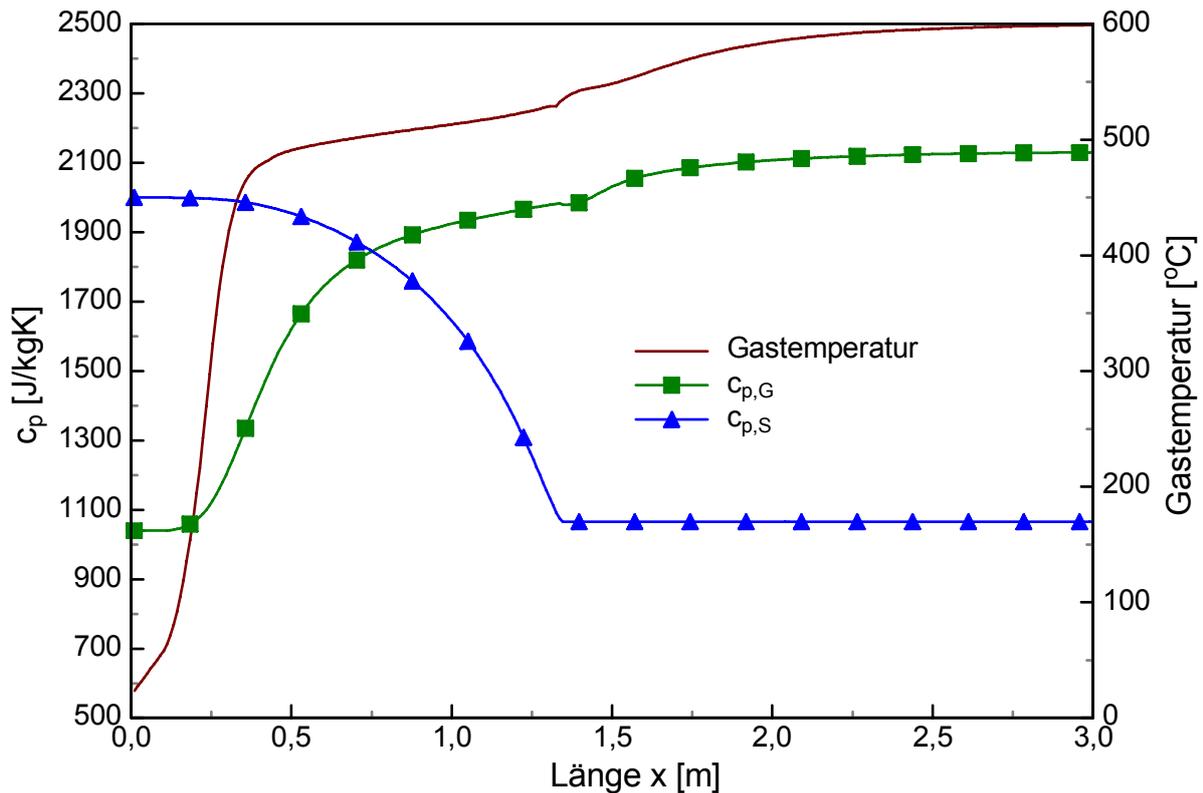


Abbildung 6-18: spezifische Wärmekapazitäten c_p von Gas und Solid

Der Anstieg der spezifischen Wärmekapazität des Gases $c_{p,G}$ ($=c_{G,OG}$) parallel zur Zunahme der höheren Kohlenwasserstoffe ist gut zu erkennen.

Die spezifische Wärmekapazität des Solids $c_{p,S}$ wird zu Beginn für BRAM zu 2 kJ/(kg K) angenommen. Die spezifische Wärmekapazität des Kokes wird zu 1 kJ/(kg K) geschätzt. Während des Umsatzes ändern sich die Stoffanteile von BRAM und Koks, die spezifische Gesamtkapazität der Mischung verkleinert sich mit Zunahme an Koks entsprechend.

Abbildung 6-19 zeigt die Speziesverteilung aus dem RK-Element aus der Differenzenbildung von ein- und austretenden Gaskomponenten bei den entsprechenden Solidtemperaturen.

Nach Abschluss des Umsatzes werden alle den RK verlassenden Komponenten zu Null gesetzt.

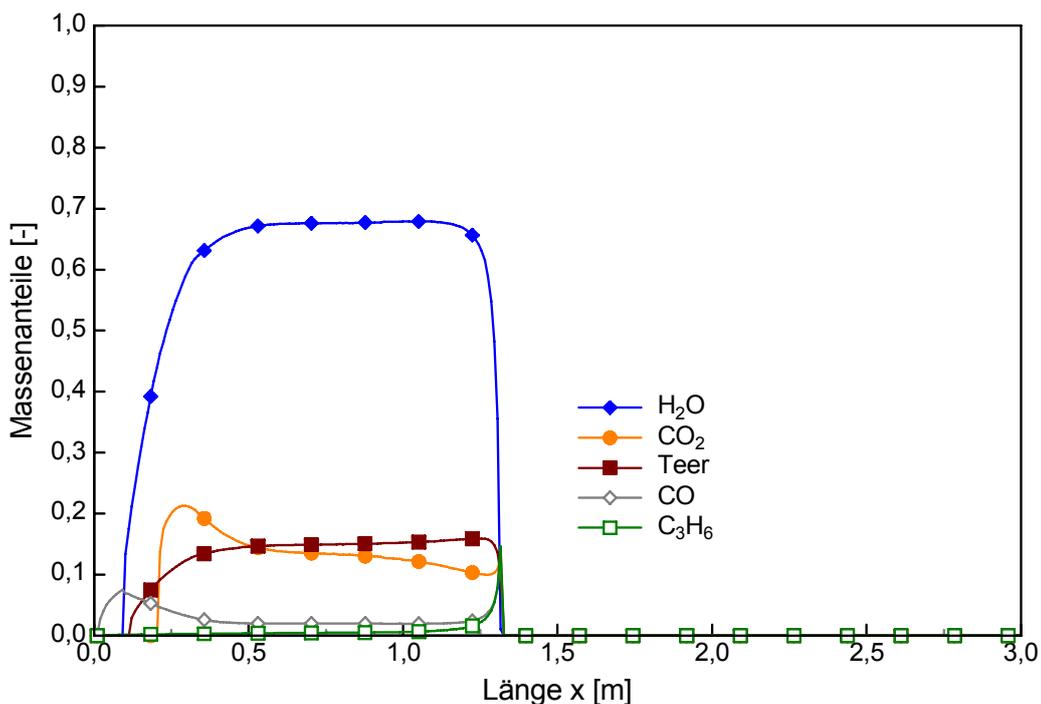


Abbildung 6-19: aus dem RK-Element austretende Gaskomponenten

In der folgenden **Abbildung 6-20** wird der Umsatz aus den Daten der technischen Thermowaage für den Beginn der Zersetzung bei ca. 220 °C (BRAM V2) berechnet.

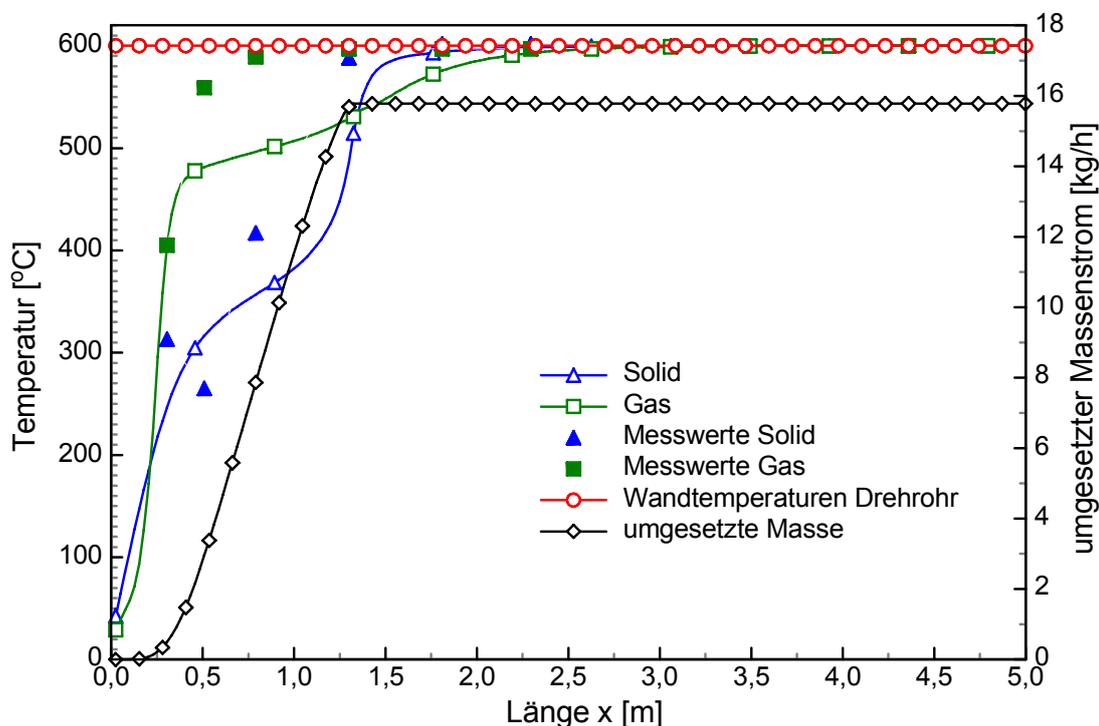


Abbildung 6-20: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Wandtemperatur von 600 °C mit $\dot{m}_s = 22,5$ kg/h BRAM; Crackenthalpie $\Delta_R h = 350$ kJ/kg, kinetische Daten aus der technischen TGA (BRAM-V2).

Die Temperaturverläufe von Solid und Gas ähneln den Temperaturprofilen auf der Basis der kinetischen Daten aus der Labor-TGA, wobei sich die Solidtemperaturen etwas besser annähern lassen.

Es zeigt sich, dass sich die auf der Basis der in einer Labor-TGA und in einer technischen TGA ermittelten kinetischen Daten berechneten Temperaturverläufe im Falle des hier eingesetzten BRAMs nicht wesentlich voneinander unterscheiden. Für heterogene Abfälle bedeutet dies, dass entsprechende Untersuchungen zur Ermittlung kinetischer Daten in jedem Fall in einer technischen TGA durchgeführt werden müssen.

Die am Drehrohrende experimentell ermittelten Konzentrationen können gemäß **Abbildung 6-21** durch die Regressionsgleichungen tragfähig wiedergegeben werden.

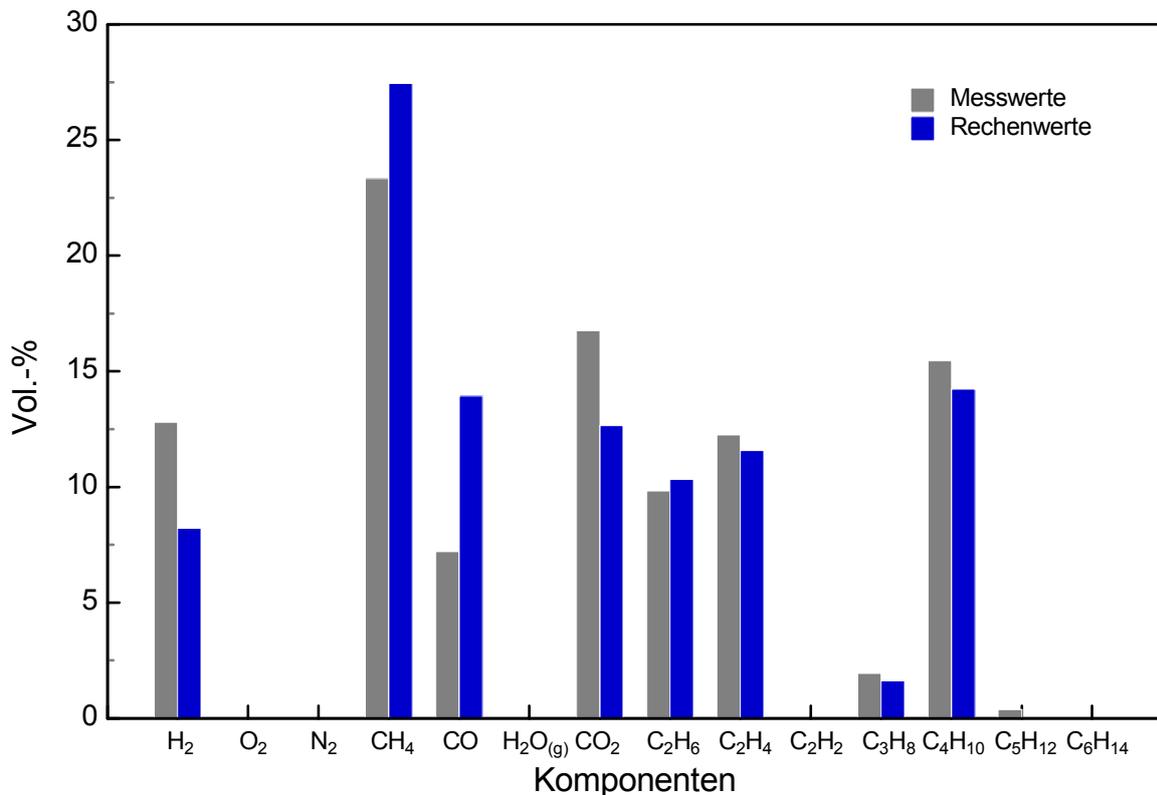


Abbildung 6-21: Gemessene und berechnete Gaskonzentrationen am Ende des Drehrohres

In **Abbildung 6-22** ist die Abhängigkeit der Temperaturen von der Verweilzeit zur Bestimmung der Aufheizrate gemäß der Aufheizung von BRAM aus **Abbildung 6-16** dargestellt.

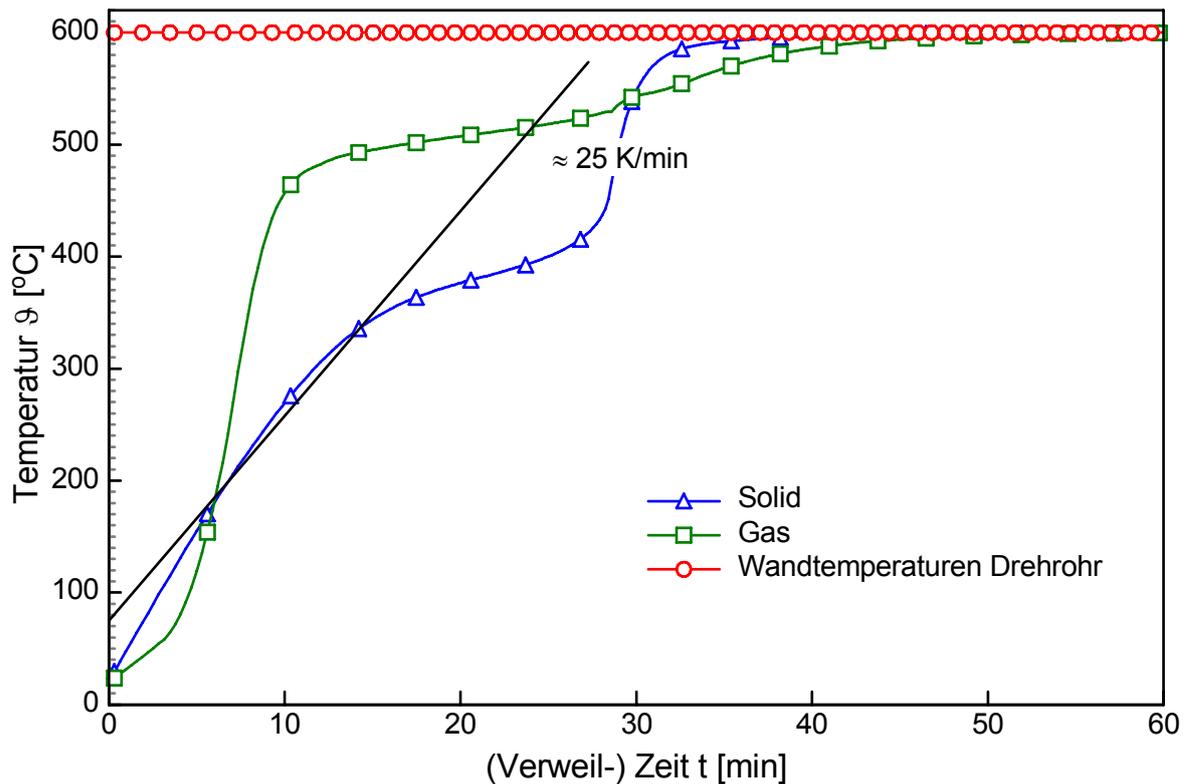


Abbildung 6-22: Berechnete und gemessene Temperaturverteilung im Feststoff und im Gas bei einer Wandtemperatur von 600 °C mit $\dot{m}_S = 22,5$ kg/h BRAM; Crackenthalpie $\Delta_{Rh} = 350$ kJ/kg, kinetische Daten aus der Labor-TGA

Die hier ermittelte Aufheizrate von ca. 25 K/min stimmt in der Größenordnung gut mit der in den thermogravimetrischen Untersuchungen eingestellten Aufheizrate von 20 K/min überein, so dass hier keine weitere Anpassung mehr erforderlich ist.

In **Abbildung 6-23** sind die Verläufe der Schütt- und Rohdichte und des Partikeldurchmessers dargestellt.

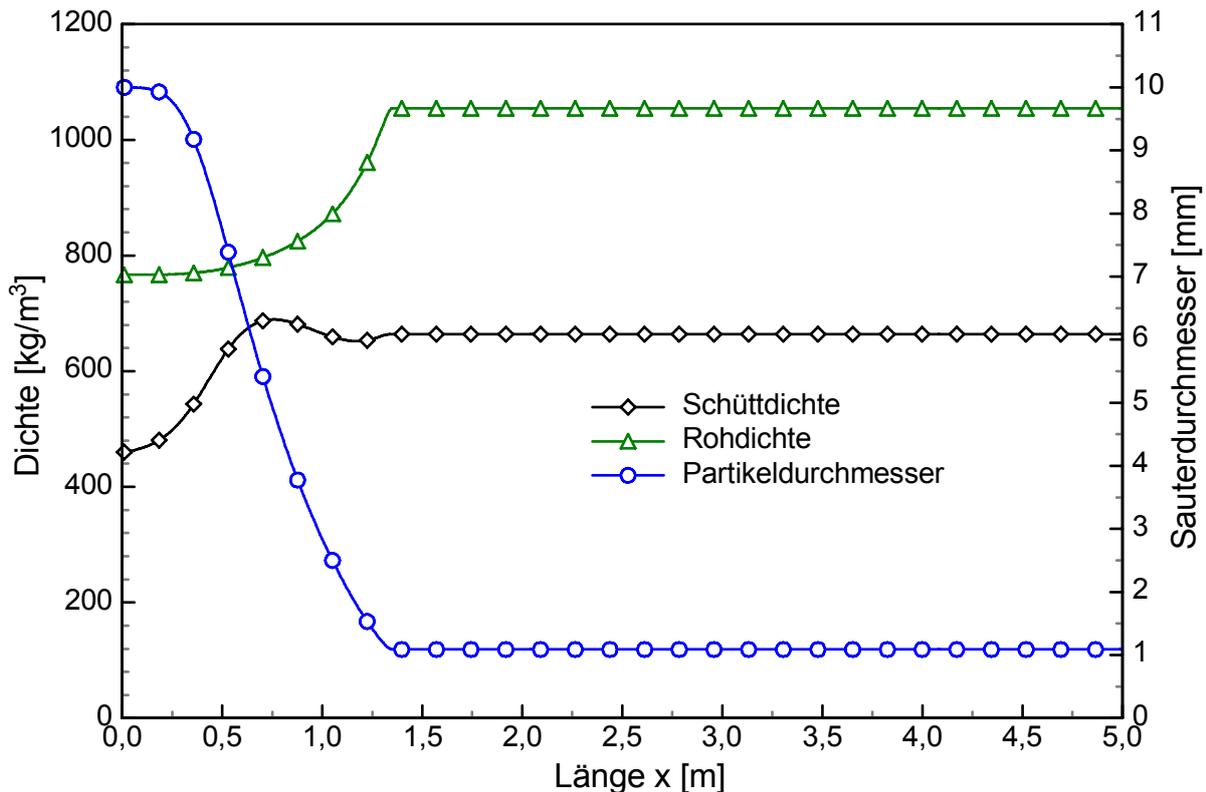


Abbildung 6-23: Schütt- und Rohdichte und Partikeldurchmesser bei der Pyrolyse von BRAM bei 600 °C Wandtemperatur, kinetische Daten aus der Labor-TGA

Mit Beginn des Umsatzes ab ca. 0,2 m ändern sich die Stoffanteile von Einsatzstoff und Koks: Der Einsatzstoff wird unter der Freisetzung von Flüchtigen zu Koks abgebaut. Der mittlere Partikeldurchmesser verkleinert sich entsprechend mit den jeweiligen Stoffanteilen von Einsatzstoff und Koks. Die Rohdichte steigt kontinuierlich von der Einsatzstoffdichte auf die Koksichte an, während die Schüttdichte durch Abnahme des Lückengrades der polydispersen Schüttung zunächst steigt und dann den Wert der Koksschüttdichte annimmt. Bei den entsprechenden Drehrohlängen, bei denen sich das Maximum bzw. das Minimum der Schüttdichten befindet, liegen jeweils die Wendepunkte im Solidtemperaturverlauf in **Abbildung 6-16**. Mit Abnahme der Schüttdichte nimmt auch die Masse im RK-Element bei konstantem Volumen ab, so dass die Aufheizung der Masse schneller erfolgen kann. Die Aufheizung verlangsamt sich entsprechend nach dem 2. Wendepunkt bei ca. 1,2 m mit Zunahme der Schüttdichte auf die Koksschüttdichte.

6.4 Übertragung in die Praxis - Grenzen des Modells

Das Modell wurde an einem Drehrohr im Technikumsmaßstab erprobt und validiert.

Als Inputgrößen benötigt das Modell:

- mindestens eine thermogravimetrische Untersuchung mit einer drehrohrtypischen Aufheizrate, um kinetische Daten für den Umsatz zu gewinnen oder die Kenntnis der Temperatur des Umsatzbeginnes für eine Berechnung des Umsatzes nach Gauß
- Darüber hinaus ist aus einer solchen Untersuchung oder aus einem Heißversuch an einem Technikumsdrehrohr die Gaszusammensetzung in Abhängigkeit der Solidtemperatur experimentell zu bestimmen.
- Für die Berechnung des umsatzabhängigen Verweilzeitverhaltens ist die Kenntnis der Schüttdichten, der statischen Schüttwinkel und der Partikeldurchmesser von Einsatzstoff und Koks notwendig.
- Des Weiteren werden der Flüchtiganteil, die Feuchte und die Verkokungsenthalpie des Einsatzstoffes benötigt.

Als bekannt können angenommen werden:

- Der Absorptionsgrad der Wand und des Feststoffes, die Wärmeleitfähigkeit des Feststoffes und seine spezifische Wärmekapazität.
- Darüber hinaus ist selbstverständlich die Kenntnis der geometrischen Abmessungen des Drehrohres, der Betriebsparameter und des Massenstroms notwendig.

Das Modell hat folgende Grenzen:

- Durch die vereinfachenden Ansätze mit Summenparametern für die Verweilzeit und die Kinetik können Abweichungen zwischen Simulation der Temperaturprofile und Experiment von etwa 20 bis 25 % auftreten.
- Bei sehr unterschiedlichen Schüttdichten und/ oder Partikeldurchmessern kommt es zu Entmischungen; dann liegt kein idealer RK mehr vor, wie z.B. bei PE und Sand.
- Während der Zeit Δt verweilt der RK an einer bestimmten Stelle x im Drehrohr und wird hier instationär erwärmt, d.h., die ideale Annahme, einer plötzlichen Erwärmung in Null Sekunden auf die Bilanzwerte, liegt hier nicht zu Grunde.

- Die kurze Rechenzeit des Modells beruht u.a. auf einer numerische Vereinfachung: Die Bilanztemperatur wird innerhalb eines RK nicht iterativ in Abhängigkeit aller Stoffgrößen etc. ermittelt. Die Stoffwerte werden vielmehr mit der Bilanztemperatur aus dem vorherigen RK-Element berechnet. Der Fehler wird klein bei einer genügend großen Zahl von RK (beim betrachteten Pilotdrehrohr der CUTEC > 100 RK).
 - Für das Reaktormodell ist eine Kaskadenbewegung des Feststoffes im Drehrohr erforderlich.
 - Die Staub- und Rußstrahlung wird vernachlässigt.
 - Die Strahlung benachbarter RK-Elemente wird vernachlässigt.
 - Es werden keine Rückströmungen in der Gasphase berücksichtigt.
 - Die Strahlung von Methan und weiteren Kohlenwasserstoffketten wird ebenfalls nicht berücksichtigt. Zur Berechnung von Stoffwerten wird „Decan“ als Pseudokomponente für die Teere verwendet.
 - Elementbilanzen werden für Solid und Gas nicht erstellt.
 - Die Verkokungsenthalpie umfasst bei Kunststoffen auch die Schmelzenthalpie. Die Verkokungsenthalpie muss bei unbekanntem Einsatzstoffen abgeschätzt oder aus Experimenten ermittelt werden.
-

7 Ausblick und Zusammenfassung

Für die Optimierung eines bereits bestehenden Prozesses, z.B. im Hinblick auf den maximal möglichen Durchsatz bei gleich bleibender Qualität der Pyrolyseprodukte oder für die Einstellung der Betriebsparameter bei einem unbekanntem Einsatzstoff, kann ein mathematisches Modell eine erste Abschätzung für die Einstellung betrieblicher Parameter, wie z.B. Temperaturprofile im Gas und Feststoff, geben. Darüber hinaus kann man mit einem Modell für neu zu konzipierende Anlagen konstruktive Parameter ermitteln oder überprüfen.

Für den Bereich der Verbrennungstechnologie in Drehrohren gibt es bereits umfangreiche Modellansätze, die das Verweilzeitverhalten, den Stoff- und Wärmeübergang sowie die Abbaukinetik von verschiedenen Brennstoffen mit Luftsauerstoff beschreiben.

Für den Bereich der indirekt beheizten Pyrolysedrehrohre fehlt es insbesondere an einer einheitlichen mathematischen Darstellung der Vorgänge für komplexe Abfallgemische. Für einzelne Komponenten, wie z.B. Polyethylen, Mais oder mit Kohlenwasserstoffen kontaminiertes Erdreich gibt es bereits Modellvorstellungen und experimentelle Ergebnisse. Sind die Randbedingungen im Drehrohr im Hinblick auf Temperaturen, Drücke und Konzentrationen hinreichend bekannt, kommen auch CFD- Modelle in Frage. Das setzt jedoch voraus, dass genügend Stoffdaten zur Verfügung stehen oder diese ermittelt werden können. Für komplex zusammengesetzte Abfallgemische stehen diese Daten oft nicht zur Verfügung.

Deshalb werden in dem hier dargestellten vereinfachten Modellansatz u. a. die Umsatzvorgänge für ein Partikelkollektiv mit Hilfe von Summenparametern aus Untersuchungen an einer Thermowaage und ergänzend im Drehrohr ermittelt.

Das Prozessmodell basiert auf einem Reaktormodell nach Austin [4] und einem Basismodell, bestehend aus Massen- und Energiebilanzen für Solid und Gas sowie Ansätzen zur Trocknung und zum Umsatz. Im Hinblick auf die Verfügbarkeit von stoffspezifischen Daten von Abfällen sind insbesondere zur Berechnung des Verweilzeitverhaltens und des Umsatzes im Heißbetrieb vereinfachende Ansätze durch die Bildung von Summenparametern hilfreich.

Das Prozessmodell wurde schrittweise validiert:

Zunächst wurde in Kaltversuchen der Summenparameter „Materialfaktor B“, der u.a. die unbekanntenen Reibungsverhältnisse im Drehrohr berücksichtigt, durch Vergleich von Experiment und Rechnung für Sand ermittelt. Für die Pyrolyse einer Sand-Polyethylenmischung mit ca. 90 Ma.-% Sand kann dieser Materialfaktor auch im Heißbetrieb in der Modellierung verwendet werden. Für heterogene Abfallgemische kann dieser Materialfaktor zwar für Kaltversuche bestimmt werden (soweit dies für Abfälle möglich ist), im Heißbetrieb ändern sich jedoch alle wesentlichen Stoffparameter wie Partikeldurchmesser, Schüttdichte und Schüttwinkel sowie die Reibungsverhältnisse. Für diesen Fall wird der Materialfaktor $B = 1$ gesetzt und die wesentlichen Stoffgrößen umsatzabhängig modelliert.

Dazu ist die Kenntnis der Schüttdichten, statischen Schüttwinkel und mittleren Partikeldurchmesser vom Abfall und Koks aus dem Abfall notwendig. Die mit diesen Stoffdaten berechnete Verweilzeit wurde in einem Heißversuch bei der Pyrolyse von BRAM-Pellets durch Zugabe von Steinen mit einem Fehler von ca. 20 % erreicht.

Das Basismodell wurde zunächst ohne Umsatz an Messergebnisse mit Sand im Drehrohr unter Variation von Temperaturen und Massenstrom angepasst bevor mit diesem Modell die Pyrolyse von einem homogenen Einsatzstoff (Polyethylen mit Sand) im Drehrohr berechnet wurde. Die aus den Randbedingungen am Drehrohr resultierende Aufheizrate wurde zu 50 K/min ermittelt. Mit dieser Aufheizrate wurden die kinetischen Daten an der TGA ermittelt.

Hier konnte bereits gezeigt werden, dass mit diesem vereinfachten Modellansatz gute Ergebnisse beim Vergleich von Modell und Experiment erzielt werden können.

Im nächsten Schritt wurde der Sand angefeuchtet, um die Teilmodelle der Trocknung unterhalb und bei Siedetemperatur zu validieren. Die Mess- und Modellierungsergebnisse stimmen gut miteinander überein.

Für ein Abfallgemisch aus BRAM-Pellets konnte der Verlauf der Solidtemperaturen unter der Berücksichtigung variabler Stoffwerte des Solids und eines Verschmutzungsfaktors, der den Belag des Drehrohres mit anklebendem Pellets bis zur Verkokung berücksichtigt, gut wiedergegeben werden. Die Gastemperaturen können in erster Näherung ausreichend genau durch das mathematische Modell beschrieben werden. Hier zeigt sich der Einfluss der unbekanntes Gaszusammensetzung der Teere und Öle im Hinblick auf die Emissionsgrade und spezifische Wärmekapazität. Der Summenparameter „Decan“ gibt das Verhalten der Teere nur ungenau wieder. Auf Grund von Pyrolysekondensat im nicht beheizten Eintragsbereich ist darüber hinaus anzunehmen, dass heiße Pyrolysegase aus dem Drehrohrinneren in den Eintragsbereich gesaugt werden. Beide Effekte (unbekannter Absorptions- bzw. Emissionsgrad der Teere und die Rückströmung der Pyrolysegase) führen zu einer nicht näher quantifizierbaren Temperaturerhöhung im Gas.

Dennoch kann auch hier gezeigt werden, dass mit diesem vereinfachenden Modellansatz eine erste Abschätzung betrieblicher Parameter mit einem minimalen experimentellen Aufwand möglich ist.

Der Umsatzverlauf, der mit Hilfe kinetischer Daten aus einer Thermowaage ermittelt wird, beeinflusst wesentlich die Temperaturverläufe von Feststoff und Gas. Die kinetischen Daten wurden vergleichend an einer Labor-TGA und einer technischen TGA ermittelt. Dabei zeigte sich, dass sich die aus den experimentellen Untersuchungen gewonnenen kinetischen Daten aus der Labor- und der technischen TGA für den hier eingesetzten BRAM in Form von Pellets nicht wesentlich voneinander unterscheiden. Die mit diesen Daten jeweils berechneten Temperaturverläufe im Drehrohr weichen dementsprechend nur geringfügig voneinander ab. Die technische TGA eignet sich daher nicht nur zur Ermittlung kinetischer Daten für homogene Abfallstoffe, sondern insbesondere auch zur Ermittlung entsprechender Parameter für heterogene Abfälle.

Mit diesem Modellansatz besteht nun die Möglichkeit, mit wenigen Untersuchungen an einer TGA und Stoffdaten vom Einsatzstoff und von einer Koksprobe, eine erste Abschätzung der axialen Temperaturprofile von Gas und Feststoff in Abhängigkeit der Haupteinflussgrößen in einem indirekt beheizten Drehrohr zu geben. Zur Abschätzung der Gaszusammensetzung unter Berücksichtigung der Sekundärreaktionen sind für Abfälle Voruntersuchungen an einem (Pilot-)drehrohr notwendig, da die Sekundärreaktionen der Gaskomponenten untereinander und/ oder mit dem gebildeten Koks i.d.R. nicht bekannt sind. Bei der Pyrolyse von homogenen Einsatzstoffen, wie z.B. Polyethylen, können Sekundärreaktionen bis zu einer Pyrolysetemperatur von 500 °C vernachlässigt werden. Hier reicht die Kenntnis der Gaszusammensetzung bei 500 °C in erster Näherung aus, um den Verlauf der Gaskonzentrationen mit Hilfe von Regressionsgleichungen mathematisch beschreiben zu können.

Weitere Untersuchungen z.B. mit Klärschlamm oder Biomasse sollten dazu dienen, das mathematische Modell zu validieren und eine Übertragbarkeit auf Großanlagen, wie z.B. in Hamm (Con-Therm-Verfahren) oder in der Müllpyrolyseanlage in Burgau prüfen.

Entwicklungsbedarf besteht noch in der Erfassung von Absorptions- und Emissionskoeffizienten der Kohlenwasserstoffkomponenten und deren Beeinflussung in Gemischen untereinander. Darüber hinaus wäre es wünschenswert, für Mischungen unterschiedlicher Feststoffe eine Berechnung eines mittleren Schüttwinkels in Abhängigkeit vom Gemischlückengrad, des mittleren Partikeldurchmessers und der Einzelschüttwinkel zu entwickeln.

Weiterhin wäre die Entwicklung einer Pyrolyse- und Stoffdatenbank mit detaillierten Angaben z.B. zur Messtechnik und den exakten Randbedingungen, Ergebnisse etc. wünschenswert, um sich in der Fülle der Informationen besser orientieren zu können. Als Nachschlagewerk würde sich z.B. der VDI-Wärmeatlas mit seinen bereits existierenden Stoffdatensammlungen anbieten.

Darüber hinaus hat sich gezeigt, dass sich bei der Bestimmung von kinetischen Daten von BRAM-Pellets als Abfallgemisch keine nennenswerten Unterschiede zwischen den Ergebnissen der Labor-TGA und der technischen TGA ergeben. Dies gilt jedoch nicht für heterogene Abfallstoffe. Hier sollten unseres Erachtens nach weitere Untersuchungen an einer technische TGA und zum Vergleich - soweit möglich nach entsprechender Aufbereitung- an einer Labor-TGA durchgeführt werden. Es ist davon auszugehen, dass sich die jeweiligen kinetischen Daten aus der technischen TGA und der Labor-TGA auf Grund der Heterogenität der Abfallstoffe unterscheiden werden. In diesem Zusammenhang spielen sicher auch Sekundärreaktionen (Spaltreaktionen) eine wichtige Rolle, deren Einfluss auf die Gaszusammensetzung ebenfalls zu untersuchen wäre. Im Zusammenhang mit dem Wärmeübergang in das Drehrohr sollten bei Einsatzstoffen mit hohem Kunststoffanteil der Einfluss der Verkokung an der Wand, insbesondere auch unter der Berücksichtigung möglicher katalytischer Effekte, untersucht werden.

8 Literaturverzeichnis

- [1] Hartmann, F.: Modellierung und Simulation der Wirbelschicht-Pyrolyse von Polyethylen; Dissertation TU Hamburg 2003
 - [2] Wocadlo, T.: Experimentelle Untersuchung und mathematische Modellierung eines großtechnischen Pyrolyse-Drehrohrofens zur Reinigung kontaminierter Böden; VDI-Forschungsberichte, Reihe 15: Umwelttechnik, Nr. 127; ISBN 3-18-312715-6
 - [3] Wiest, W.: Zur Pyrolyse von Biomasse im Drehrohrreaktor; Dissertation Kassel 1998
 - [4] Austin, L. G.; Shoji, K.; Hogg, R.; Carlson, J.; Flemmer, R. L. C.: Flow rates of dry powders in inclined rotating cylinders under open-ended discharge conditions; Powder Technology, 20 (1978) 219-225
 - [5] Scholz, R.; Beckmann, M.; Schulenburg, F.: Abfallbehandlung in thermischen Verfahren; Teubner-Reihe UMWELT Stuttgart, Leipzig, Wiesbaden; ISBN: 3-519-00402-X, 2001
 - [6] Scholz, R.; Beckmann, M.; Schulenburg, F.: Kriterien zur Beurteilung thermischer Behandlungsverfahren für Rückstände; VDI-Berichte 1033, 1993
 - [7] Scholz, R.; Beckmann, M.; Schulenburg, F.: Entwicklungsmöglichkeiten der Prozeßführung bei Rostsystemen zur thermischen Abfallbehandlung: Vortrag bei: "Die thermische Abfallverwertung der Zukunft", FDBR, 23. Februar 1996, Rostock.
 - [8] Beckmann, M.; Griebel, H.; Scholz, R.: Einfluß von Temperatur, Durchmischung und Verweilzeit auf den Abbau organischer Spurenstoffe bei der thermischen Behandlung von Abfallholz. DGMK-Fachtagung "Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und nachwachsenden Rohstoffen" ; Velen, 20.- bis 22. April 1998. ISBN 3-931850-40-4
 - [9] Berghoff, R.: Zur Pyrolyse häuslicher Abfälle; - Energie- und Stoffbilanzen, - Möglichkeiten der Schadstoffreduzierung, - Verfahrensvorschläge; Dissertation TH Aachen 1981; Seite 66
 - [10] Kaminsky, W.; Sinn, H.: Verwertung von Kunststoffen durch pyrolytischem Abbau; Forschungsprogramm Wiederverwertung von Kunststoffabfällen, Teilprojekt 5; VKE, Hamburg; (1981)m 88 A 526 Bd. 5
 - [11] Schmidt, M.: Anlagenbeschreibung der Pyrolyseanlage in Burgau
 - [12] Schulz, W.; Hauk, R.: Kombination einer Pyrolyseanlage mit einer Steinkohlekraftwerksfeuerung; VEW ENERGIE, 1998
 - [13] Dinjus, E.; Henrich, E.; Kolb, T.; Krebs, L.: Synthesegas aus Biomasse – Verfahren des Forschungszentrums Karlsruhe; Veröffentlichung im Rahmen der SIDAF-Schriftenreihe 16/2004; ISBN 3-934409-22-9, 2004
-

-
- [14] Fontana, A.; Laurent, P.; Jung, C.G.; Gehrman, J.; Beckmann, M.: Municipal Waste Pyrolysis (2); Erdöl Erdgas Kohle Recycling; 2001
- [15] Neidel, W.; Sonntag, R.: Dimensionierung und Konstruktion von Reaktionsapparaten und Chemieöfen; VEB Verlag Technik Berlin, 4. Lehrbrief, 1975
- [16] Kunii, D.; Levenspiel, O.: Fluidization Engineering, J. Wiley, New York 1969; ISBN 0-471-25424-X
- [17] Saeman, W. C.: Passage of solids through rotary kilns - factors affecting time of passage; Chem. Eng. Progr. 47, p. 508-514, 1951
- [18] Bayard, R. A.: New formula developed for kiln time; Chem. and Metal Eng. 52, p. 100, 1945
- [19] Sullivan, I. D.: U. S. Bur. Mines Techn. Papers p. 384, 1927
- [20] Zollinger, R.: Beitrag zur Materialbewegung im Drehrohrofen; Zement 33, S. 34 ff., 1944
- [21] Heiligenstaedt, W.: Wärmetechnische Rechnungen für Industrieöfen; Verlag Stahleisen m.b.h., Düsseldorf, 1966
- [22] Schlegel, D.: Die Materialbewegung im Drehrohr - ein Vergleich zwischen Modellerkenntnissen und Messergebnissen an großtechnischen Anlagen; Dissertation an der Hochschule für Architektur und Bauwesen Weimar, 1969
- [23] Vogel, R.: Die Schüttgutbewegung in einem Modelldrehrohr als Grundlage für die Auslegung und Beurteilung von Drehrohröfen (Teil I und II); Wissenschaftliche Zeitschrift der Hochschule für Architektur und Bauwesen, Weimar, 12. Jahrgang, Heft 1 und 3, 1965
- [24] Merz, A.: Untersuchungen zur Axialvermischung in einem kontinuierlich betriebenen Drehrohr mit Isotopenmarkierung; Diss. Univ. Karlsruhe 1973
- [25] Wahlster, M.; Jost, H. G.; Serbent, H.; Meyer, G.: Untersuchungen über die Materialbewegung im Drehrohrofen; technische Mitteilung Krupp, Forsch.-Bericht, Band 21, 1963, 1, S. 5
- [26] Rötzer, H.; Mühldorf, V.; Hagspiel, W.: Untersuchung der Materialbewegung in einem Rohrkühler einer 2000 t/d Wärmetauscher- Anlage; Zement-Kalk-Gips Nr. 9, 1974
- [27] Reuter, G.: Das Transport- und Mischverhalten von Drehrohrofenmüller bei der Erzeugung von Eisenschwamm; Diss. RWTH Aachen 1975
- [28] Khodorov, E. I.: Dvizhenie Materiala vo Vrashchayushchikhsya Pechakh
- [29] Saeman, W. C.: Passage of solids through rotary kilns - factors affecting time of passage
Chem. Eng. Progr. 47, p. 508-514, 1951
- [30] Saeman, W. C.: Materialtransport im Drehofen, Zement-Kalk-Gips 6, 1953, S. 225
-

- [31] Rogers, R. S. C.; Gardener, R. P.: A Monte Carlo Method for Simulating Dispersion and Transport Through Horizontal Rotating Cylinders; Powder Technology, 23 (1979), S. 159-167
 - [32] Müller, F.: Vermischung körniger Feststoffmassen; Aufbereitungstechnik 5, 1966, S. 274
 - [33] Hogg, R., Shoji, K., Austin, L. G.: Axial Transport of dry powders in horizontal rotating cylinders; Powder Technology 9 (1974) 99 - 106
 - [34] Frisch, V.: Vereinfachtes mathematisches Modell der Wärmeübertragung im Zementdrehrohrofen unter Berücksichtigung chemischer Reaktionen; Diss. TU Clausthal, 1982
 - [35] Mollekopf, N.: Wärmeübertragung an mechanisch durchmischtes Schüttgut mit Wärmesenken in Kontaktapparaten; Diss. TH Karlsruhe, Fakultät für Chemieingenieurwesen, 1983
 - [36] Zengler, R.: Modellversuche über den Materialtransport in Drehrohröfen; Dissertation an der Fakultät für Bergbau, Hüttenwesen und Maschinenwesen an der TU Clausthal 1974
 - [37] Mu, J.; Perlmutter, D. D.: The Mixing of Granular Solids in a Rotary Cylinder; AIChE Journal, 26 (1980), S. 928-934
 - [38] Mellmann, J.; Neidel, W.; Sontag, R.: Berechnung der Feststoffverweilzeit in Drehrohrreaktoren
Wiss. Zeitschrift Techn. Hochsch. Magdeburg, 25 (1986) 6, S. 78-83
 - [39] Heiligenstaedt, W.: Wärmetechnische Rechnungen für Industrieöfen; Verlag Stahleisen mbH, Düsseldorf 1966
 - [40] Onissi, T. R.: Betrachtungen zum Wärmeübergang im Zementdrehofen; Zement-Kalk-Gips, 33, 1980, 12, S. 639
 - [41] Biardi, G.; Pellegrini, L.; Grottoli, M. G.; Rovaglio, M.: Chemical Furnaces Under Transient Conditions; Proceedings of CEF 1987, Taormina Italy 1987
 - [42] Gardeik, H. O.: Vereinfachte mathematische Modelle zur Berechnung der Wärmeübertragung in innenbeheizten, adiabaten Drehrohren bei niedrigen Temperaturen; Dissertation an der Fakultät für Bergbau, Hüttenwesen und Maschinenwesen an der TU Clausthal 1978
 - [43] Frisch, V.; Jeschar, R.; Pötke, W.: Berechnung des Strahlungswärmeüberganges in rechteckigen Ofenräumen - Vergleich von Rührkessel- und Kolbenströmermodell mit einer modifizierten Zonenmethode; Gaswärme International, Band 31, Heft 9 (1982)
 - [44] Gorog, J. P.; Brimacombe, J. K.; Adams, T. N.: Radiate Heat Transfer in Rotary Kilns
Metallurgical Transactions B, Volume 12 B, 1981 - 55; 1981
-

-
- [45] Gorog, J. P.; Brimacombe, J. K.; Adams, T. N.: Regenerative Heat Transfer in Rotary Kilns
Metallurgical Transactions B, Volume 13 B, 1982 - 153; 1982
- [46] Phu, D. Q.: Beitrag zur mathematischen Modellierung des Wärmeübergangs im Zementdrehofen; Diss. HAB Weimar 1976
- [47] Ghenda, J. T. O. O.: Simulation des Einsatzes von Ersatzbrennstoffen in Drehrohröfen zur Zementklinkerherstellung; Dissertation TU Clausthal 2000
- [48] Bauersfeld, G.: Weiterentwicklung des Zonenverfahrens zur Berechnung des Strahlungsaustausches in technischen Feuerungen; Diss. Univ. Stuttgart 1978
- [49] Frisch, V.; Jeschar, R.; Pötke, W.: Berechnung des Strahlungswärmeüberganges in rechteckigen Ofenräumen - Vergleich von Rührkessel- und Kolbenströmermodell mit einer modifizierten Zonenmethode; Gaswärme International, Band 31, Heft 9 (1982)
- [50] Frisch, V.; Jeschar, R.: Herleitung effektiver Wärmetransportgrößen am Beispiel des Drehrohrofens; Gaswärme International, Band 34, Heft 4, 1985
- [51] Frisch, V.; Jeschar, R.: Ermittlung der Wärmeübertragung durch Strahlung in innenbeheizten Drehrohren (Abschlussbericht); Berichte des IEVT der TU Clausthal, Nr. 4/82, 1982
- [52] Frisch, V.; Jeschar, R.: Aufstellung eines vereinfachten mathematischen Modells zur Optimierung des Prozessablaufes in Drehtrommelöfen (Abschlussbericht); Berichte des IEVT der TU Clausthal, Nr. 5/86, 1986
- [53] Lehmborg, J.: Untersuchungen zum Wärmeübergang zwischen der Wand und der Feststoffschicht eines Drehrohrofens; Diss. TU Hannover 1975
- [54] Lehmborg, J.; Hehl, M.; Schügerl, K.: Transverse Mixing and Heat Transfer in Horizontal Rotary Drum Reactors; Powder Technology, 18 (1977), S. 149-163
- [55] Bundrock, T.: Strömungstechnische Berechnungen in zylindrischen Brennräumen
Diss. TU Magdeburg
- [56] Bundrock, T.; Sonntag, R.; Neidel, W.: Rezirkulierende Strömungen in zylindrischen Brennräumen
Wiss. Zeitschrift der TH Magdeburg 30 (1986) Heft 6
- [57] Boeßert, W.; Hladik, O.; Köpsel, R.:
Nutzung eines Drehrohrreaktors zur Untersuchung der Kinetik diskontinuierlicher Feststoffzersetzungs- und Feststoff-Gas-Reaktionen
Chemische Technik 30, 4, Seite 192-193, 1978
- [58] Ludera, L. M.:
Zur Dimensionierung von Dolomiddrehöfen
Zement-Kalk-Gips 28, 11, S. 472-477, 1975
-

- [59] Cross, M.; Young, R. W.:
Mathematical model of rotary kilns used in the production of iron or pellets
Ironmaking, Steelmaking; 3, S. 129-137, 1976
 - [60] Ruppert, H.: Dissertation zu „Untersuchungen zum Abbrandverhalten
heizwertarmer fester Abfälle in Drehrohrverbrennungsanlagen“ Forschungszentrum
Karlsruhe, 2002
 - [61] Yang, Y.; Pijnenborg, M. J. A.; Reuter, A.: Combustion Modeling of a Rotary Kiln
Hazardous Waste Incinerator; Resources Engineering, Dept. Of Applied Earth
Sciences, Delft University of Technology, Joep Verwoerd, AVR- Chemie;
Veröffentlichung im Rahmen der IT3- Tagung in Phoenix, USA, 2004
 - [62] Bilitewski, B.; Härdtle, G.; Marek, K.: Abfallwirtschaft, Eine Einführung; Springer-
Verlag 1990, ISBN: 3-540-51116-4
 - [63] Heil, J.: Einfluss der Pyrolysebedingungen und der Abfallarten auf die
entstehenden Produkte bei der Entgasung von Haushaltsabfällen; Dissertation TU
Berlin 1980
 - [64] Berghoff, R.: Zur Pyrolyse häuslicher Abfälle; - Energie- und Stoffbilanzen, -
Möglichkeiten der Schadstoffreduzierung, - Verfahrensvorschläge; Dissertation TH
Aachen 1981
 - [65] Federle, H.: Thermodynamische Betrachtungen über den Einfluss von
Pyrolysetemperatur und Wassergehalt auf die Pyrolyse von Abfällen; TU Berlin,
Fachbereich Umwelttechnik, 1977
 - [66] Kaiser, E.R.; Friedman, S.B.: The Pyrolysis of Refuse Components
Combustion 1968, May, p. 31-36
 - [67] Sanner, W.S.: Conversion of Municipal and Industrial Refuse into Useful Materials
by Pyrolysis; U.S. Dept. of the Interior, Bureau of Mines No. 7428, 1970
Washington
 - [68] Kaminsky, W.; Sinn, H.: Verwertung von Kunststoffen durch pyrolytischem Abbau;
Forschungsprogramm Wiederverwertung von Kunststoffabfällen, Teilprojekt 5;
VKE, Hamburg; (1981)m 88 A 526 Bd. 5
 - [69] DFG-Vorhaben: Mathematische Modellierung und experimentelle Untersuchungen
zur Pyrolyse von Abfällen in Wirbelschicht- und Drehrohrsystemen:
Verbundvorhaben der TU Hamburg, Bauhaus-Universität Weimar und CUTEC;
2001 – 2004. Veröffentlichung demnächst
 - [70] Steffensen, U.; Makuszies, D.:
Entsorgung von ölhaltigen Sonderabfällen nach dem Hamburger Pyrolyseverfahren
Abfallwirtschaft in Forschung und Praxis, Bd. 32, 1990
 - [71] Perkow, H.:
Der pyrolytische Abbau von Kunststoff in einer Salzschnmelze - Massen-, Stoff- und
Energiebilanzierung
Diss. an der Universität Hamburg 1975
-

-
- [72] Pasel, C.: Untersuchung von Primär- und Sekundärreaktionen bei der Pyrolyse von Shredderleichtgut; Diss. GH Essen 1992
- [73] Hamm, M.: Stoffliches Recycling von Shredderleichtgut durch Pyrolyse im Drehrohrofen; Dissertation Gesamthochschule Essen 1993
- [74] Bleise, A.:
Untersuchungen zur Pyrolyse von chloraromatischen Verbindungen unter Variation der Pyrolysebedingungen
Forschungszentrum Jülich GmbH, Institut für Angewandte Physikalische Chemie
- [75] Klose, E.; Toufar, W.:
Grundlagen der Kohlepyrolyse; 1.-3. Lehrbrief
Bergakademie Freiberg; Sektion Verfahrens- und Silikattechnik 1986
- [76] Staudinger, G.; Rummer, B.; Petek, J.: Trocknung und Pyrolyse eines Einzelpartikels - Modellrechnung und experimentelle Verifikation; VDI-Berichte 1314 1997
- [77] Staudinger, G.; Rummer, B.; Petek, J.: Simulation der Trocknungs- und Pyrolysephase in Biomassefeuerungen; Vortrag auf der ACHEMA 1997
- [78] Schinkel, A.-P.: Zur Modellierung der Biomassepyrolyse im Drehrohrreaktor; Dissertation an der Universität Kassel 2002
- [79] Bockhorn, H.; Knümann, R.: Pyrolyse von PVC und Kunststoffgemischen bei milden Bedingungen als Möglichkeit zur Auftrennung von Kunststoffabfällen; VDI-Berichte Nr. 1090, 1993, S. 423-430
- [80] Gehrman, H.-J.; Fontana, A.; Beckmann, M.: Verweilzeitverhalten von Abfällen in Drehrohrsystemen – Experimentelle Untersuchungen und mathematische Modellierung des Pyrolyseprozesses; GVC/ Dechema Fachausschusssitzung Abfallbehandlung und Energieverfahrenstechnik, 7. Bis 9. April 2003
- [81] Schlünder, E. U. (VDI-Wärmeatlas, 1988, Mg2, Gl. 11, 14, Mg7, Gl. 36a, 36b, 37, 38)
- [82] VDI-Wärmeatlas, 2002, Ga9, Abschnitt 6
- [83] Wagner, W.: Wärmeübertragung; Vogel-Verlag, 2. Auflage 1988, S. 22 bis 26
- [84] Bauhaus-Universität Weimar, Lehrstuhl für Verfahren und Umwelt; Beschreibung der TGA
- [85] VDI-Wärmeatlas, 2002, Ga1, Gl. 1 bis 3
- [86] VDI-Wärmeatlas, 2002, Ga7, Gl. 31 bis 33
- [87] VDI-Atlas 1988, Gb3, Gl. 5 und 6
- [88] Jeschar, R., Alt, R., Specht, E.: Grundlagen der Wärmeübertragung, Viola-Jeschar-Verlag 1990, S. 336, Tab. A-2.
- [89] Jeschar, R., Alt, R., Specht, E.: Grundlagen der Wärmeübertragung, Viola-Jeschar-Verlag 1990, S. 235 ff..
-

- [90] VDI-Wärmeatlas, 1988, Kc4, Gleichungen 18 und 19
 - [91] VDI-Wärmeatlas, 2002, Gd1, Gl. 1 bis 5
 - [92] Schlünder, E. U. (VDI-Wärmeatlas, 1988, Mg2, Gl. 11, 14, Mg7, Gl. 36a, 36b, 37, 38)
 - [93] Schlünder, E. U. (VDI-Wärmeatlas, 1988, Mg2, Gl. 11, 14, Mg7, Gl. 36a, 36b, 37, 38)
 - [94] Jeschar, R., Alt, R., Specht, E.: Grundlagen der Wärmeübertragung, Viola-Jeschar-Verlag 1990, S. 111.
 - [95] Bockhorn, H.; Knümann, R.: Pyrolyse von PVC und Kunststoffgemischen bei milden Bedingungen als Möglichkeit zur Auftrennung von Kunststoffabfällen; VDI-Berichte Nr. 1090, 1993, S. 423 ff..
 - [96] Kröll, K.; O. Krischer, O.: Die Vorgänge in Trocknungs- und Erwärmungströmmeln für rieselfähige Güter; Springer-Verlag, Berlin, Göttingen, Heidelberg, 1950
 - [97] VDI-Wärmeatlas, 2002, Mg4, (22)
 - [98] VDI-Wärmeatlas, 1988, Mg4
 - [99] Wocadlo, T.: Experimentelle Untersuchung und mathematische Modellierung eines großtechnischen Pyrolyse-Drehrohrofens zur Reinigung kontaminierter Böden; VDI-Forschungsberichte, Reihe 15: Umwelttechnik, Nr. 127, Seite 87, Abschnitt 5.2.2.3
 - [100] Glück, B.: Zustands- und Stoffwerte: Wasser, Dampf, Luft; Verbrennungsrechnung; 2. Auflage, Berlin: Verlag für Bauwesen, 1991; ISBN: 3-345-00487-9
 - [101] VDI Wärmeatlas 9. Auflage 2002 Mh 1 und Mh2 Gl. 4 für glatte Kugeln in Kreisrohren
 - [102] VDI Wärmeatlas 9. Auflage 2002 Mh1 (Text) für gerüttelte Schüttungen
 - [103] VDI Wärmeatlas 9. Auflage 2002 Mh 1 Gl. 1 und Dee 7, Gl. 11b
 - [104] Robert J. Kee, Fran M. Rupley, and Ellen Meeks; Thermal and Plasma Processes Department and James A. Miller; Combustion Chemistry Department; Sandia National Laboratories Livermore, CA 94551-0969, May 1996
 - [105] VDI Wärmeatlas Da6
 - [106] Jeschar, R., Alt, R., Specht, E.: Grundlagen der Wärmeübertragung, Viola-Jeschar-Verlag 1990, S. 336, Tab. A-2.
 - [107] Tan, V.: Untersuchungen zur Aufteilung der stoffgebundenen Wärme bei der Pyrolyse von Braun- und Steinkohlen; Dissertation an der TU Clausthal, 1995
-

9 Symbolverzeichnis

Abkürzungen in Gleichungen werden nicht aufgeführt.

9.1 Deutsch

Symbol	Einheit	Erläuterung
A	-	Absorptionskoeffizient
B	-	Materialfaktor
C	-	Konstante
c	kJ/(kg K)	spezifische Wärmekapazität
c	kg/kg	Massenkonzentration
D, d	m	Durchmesser
d		Differential
D	m ² /s	Diffusionskoeffizient
E	-	Verweilzeitverteilung
E	kJ/mol	scheinbare Aktivierungsenergie
f		Funktion
F	m ²	Fläche
Fr	-	Froude-Zahl
g	m/s ²	Erdbeschleunigung (9,81)
h	m	Füllhöhe
h	kJ/kg	Heizwert
\dot{H}	kW	Enthalpiestrom
k	-	Konstante zur Berechnung der Verweilzeit
k	1/s	Häufigkeitsfaktor
k	W/(m ² K)	Wärmedurchgangskoeffizient
L, l	m	Länge
\dot{m}	kg/h; kg/s	Massenstrom
m	kg	Masse
M, \tilde{M}	kg/kmol	Molmasse
n	1/min	Drehzahl
n	-	Exponent der Reaktionsordnung

Symbol	Einheit	Erläuterung
n, N	-	Anzahl
Nu	-	Nusseltzahl
p	Pa, mbar	Druck, Partialdruck
Ph	-	Phasenumwandlungszahl
Pr	-	Prandtlzahl
\dot{Q}	kW	Wärmestrom
Q	-	Volumenstromanteil
R, r	m	Radius
\mathfrak{R}	J/(kmol K)	Allgemeine Gaskonstante (8314)
Re	-	Reynoldszahl
RK	-	Rührkessel (-anzahl)
t	s, min, h	Zeit
T	K	Temperatur
U	m ²	freie Drehrohroberfläche
u	m/s	Geschwindigkeit
\dot{V}	m ³ /h; m ³ /s	Volumenstrom
V	m ³	Volumen
w	m/s	axiale Feststoffgeschwindigkeit
X	-	Feuchte des Gutes
x	m	Längenvariable
z	m	Längenvariable
Z	-	Zahl

9.2 Griechisch

Symbol	Einheit	Erläuterung
α	$^{\circ}\text{rad}$	Füllwinkel
α	$\text{W}/(\text{m}^2 \text{K})$	Wärmeübergangskoeffizient
α	-	Umsatzgrad
β	$^{\circ}\text{rad}$	Drehrohrneigung
β	m/s	Stoffübergangskoeffizient
β	$1/\text{K}$	Temperaturkoeffizient
δ	$^{\circ}$	Reibungswinkel zwischen Material und der Drehrohrwand
δ	m	Oberflächenrauigkeit Partikel
Δ		Differenz
ε	$^{\circ}\text{rad}$	Füllwinkel
ε	-	Emissionsgrad
ε	-	Lückengrad, Porosität
ϕ	-	(mittlerer) Füllgrad
γ	-	Akkomodations-Koeffizient
η	$^{\circ}$	Winkel
η	$\text{kg}(\text{m s})$	dynamische Viskosität
φ	-	Flächenbedeckungsgrad, relative Feuchte
ϑ	$^{\circ}\text{C}$	Temperatur
κ	$^{\circ}\text{rad}$	Wandreibungswinkel
λ	-	Luftzahl
λ	$\text{W}/(\text{mK})$	Wärmeleitfähigkeit
ν	m^2/s	kinematische Viskosität
π	-	Kreiszahl
ρ	kg/m^3	(Schütt-)dichte
ξ	-	Parameter der Fehlerfunktion
ξ	-	Massenanteil
τ	$\text{s}, \text{min}, \text{h}$	(mittlere) Verweilzeit
Θ	-	dimensionslose Zeit
ψ	$^{\circ}\text{rad}$	Bettneigungswinkel

Symbol	Einheit	Erläuterung
ψ	-	Volumenanteil
χ	-	Anteil

9.3 Indizierung

9.3.1 Tiefgestellt

aus, A		Austritt, außen
α		Konvektionsanteil
$\alpha+\varepsilon$		Strahlungs- und Konvektionsanteil
Ausfall.		Ausfallgehäuse
äq		äquivalent
axial		axiale Richtung
B		Betrieb
bed		Bett, Schüttung
C		Kohlenstoff
crack		bei Crackung
D		Dampf
dh		hydraulischer Durchmesser
diff		Differenz
Dr		Drehrohr
dry		trocken
ε		Strahlungsanteil
ein, E		Eintritt
eff		effektiv
elektr.		elektrisch
ES		Einsatzstoff
F, FS		Flugstaub
G		Gas
fix		fest
Flüchtige		flüchtige Bestandteile
ges		gesamt
H		Wasserstoff
h		hydraulischer (Durchmesser)

hilf	Hilfsgröße
i	innen, Zählvariable
K	Kolonne
Koks	Koks
Kondensat, Kond	Kondensat
konv	konvertiert
L	Luft, Länge
lam	laminar
lat	latent
Lücke	Lückengrad
m	mittel
max	maximal
molar	molarer Bezug
N, N2	Stickstoff
N	Norm
N2-frei	stickstofffrei
O	Oberfläche
O	Sauerstoff
Öl	Öl
OS, OG	von der Oberfläche des Solids/ des Gases
Öl+Wa	Öl und Wasser
p	bei konstantem Druck, Partikel
Perm, PG	Permanentgas
Probe	Probenahme
Prozess	Prozesswasser
Pyr	Pyrolysegas
quer	Querschnitt
R	Reaktion
rad	Strahlungsanteil
radial	radiale Richtung
roh	roher Bezugszustand
S	Solid
sens	sensible
Sauter	Sauter –(durchmesser)
Sch, Schütt	Schüttung

Stoff	Einsatzstoff
T	Temperatur, Teer
Teer	Teer
tr	trocken
tur	turbulent
u	unten, unterer, Umgebung
Üb.	Überstreichen
v	Verlust, Verdampfungs-
Verkok	Verkokungs-
W, Wa	(Wasch-) Wasser
W	Wand
w	Wasseranteil
wet	feucht
wf	wasserfrei
WP	Wand-Partikel
x	axiale Richtung
zu	zugeführt
zw	zwischen
0	Start, Beginn, Bezugstemperatur 0°C
∞	unendlich

9.3.2 Hochgestellt

,	bezogen auf feuchtes Gut
2	Fläche
3	Volumen

10 Anhang

Es werden die Berechnungsgleichungen für die Stoffwerte vom Solid und Gas aufgezeigt sowie eine Versuchsauswertung am Drehrohr vorgestellt.

10.1 Stoffwerte

Für einige Stoffwerte sind die jeweiligen Massen- oder Volumenanteile von Einsatzstoff und bereits gebildetem Koks notwendig. Diese Anteile werden im folgenden Abschnitt berechnet.

10.1.1 Berechnung der Stoffanteile während der Pyrolyse

Der Gesamtmassenstrom \dot{m}_s setzt sich gedanklich aus zwei Anteilen zusammen: Einem Stoffmassenstrom \dot{m}_{Stoff} aus dem Ausgangsmaterial und einem Koksmassenstrom \dot{m}_{Koks} .

$$\dot{m}_{S,wet} = \dot{m}_{\text{Stoff},wet} + \dot{m}_{\text{Koks},wet} \quad [\text{kg/h}] \quad (10-1)$$

Der aktuelle Massenstrom kann auch ausgedrückt werden über

$$\dot{m}_{S,wet} = \dot{m}_{S,(t=0),wet} - \sum_i \dot{m}_{i,Fluechtige} \quad [\text{kg/h}] \quad (10-2)$$

Ein maximaler Flüchtigenanteil kann definiert werden zu

$$\psi_{\text{Fluechtige,max}} = \frac{\dot{m}_{\text{Fluechtige,max}}}{\dot{m}_{S,dry,0}} \quad [-] \quad (10-3)$$

Mit Hilfe dieses Anteiles kann der jeweils aktuelle Koksmassenstrom ermittelt werden zu

$$\dot{m}_{\text{Koks},wet} = \frac{\dot{m}_{\text{Fluechtige}}(t)}{\psi_{\text{Fluechtige,max}}} - \dot{m}_{\text{Fluechtige}}(t) \quad [\text{kg/h}] \quad (10-4)$$

Der aktuelle Flüchtigenmassenstrom wird aus der Kinetik oder nach Gauß ermittelt. Die jeweiligen Schüttvolumina werden berechnet zu

$$\dot{V}_{\text{Stoff},Schütt,wet} = \frac{\dot{m}_{\text{Stoff},wet}}{\rho_{\text{Stoff},Schütt,wet}} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad \text{bzw. für die trockene Schüttung} \quad (10-5)$$

$$\dot{V}_{Stoff,Schütt,dry} = \frac{\dot{m}_{Stoff,wet} \cdot (1 - X')}{\rho_{Stoff,Schütt,dry}} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (10-6)$$

$$\dot{V}_{Koks,Schütt,wet} = \frac{\dot{m}_{Koks,wet}}{\rho_{Koks,Schütt}} = \dot{V}_{Koks,Schütt,dry} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (10-7)$$

Für die Berechnung der Rohvolumina werden die entsprechenden Lückengrade der monodispersen Schüttungen benötigt. Diese werden bei PE und Sand z.B. zu 0,4 angenommen.

Damit lassen sich die Rohvolumina berechnen zu

$$\dot{V}_{Stoff,roh,wet/dry} = \dot{V}_{Stoff,Schütt,wet/dry} \cdot (1 - \varepsilon_{Stoff}) \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (10-8)$$

$$\dot{V}_{Koks,roh,wet/dry} = \dot{V}_{Koks,Schütt,wet/dry} \cdot (1 - \varepsilon_{Koks}) \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (10-9)$$

Für polydisperse Schüttungen lässt sich dann nach VDI [103] ein Gemischlückengrad berechnen über

$$\varepsilon_{ges,Schütt} = \varepsilon_{\infty} \cdot (-0,112 \cdot \xi^3 + 0,017 \cdot \xi^2 - 0,259 \cdot \xi + 1) \quad [-] \quad (10-10)$$

mit $\varepsilon_{\infty} = \varepsilon_{\infty,Koks}$ und

$$\xi = \sqrt{\left(\frac{\frac{Q_{Stoff}}{d_{p,Stoff}^2} + \frac{Q_{Koks}}{d_{p,Koks}^2}}{\left(\frac{Q_{Stoff}}{d_{p,Stoff}} + \frac{Q_{Koks}}{d_{p,Koks}}\right)^2} - 1 \right)} \quad [-] \quad \text{und} \quad (10-11)$$

$$Q_{Stoff,wet/dry} = \frac{\dot{V}_{Stoff,roh,wet/dry}}{\dot{V}_{ges,roh,wet/dry}} \quad \text{bzw.} \quad Q_{Koks,wet/dry} = 1 - Q_{Stoff,wet/dry} \quad [-] \quad \text{mit} \quad (10-12)$$

$$\dot{V}_{ges,roh,wet/dry} = \dot{V}_{Stoff,roh,wet/dry} + \dot{V}_{Koks,roh,wet/dry} \quad [\text{m}^3/\text{h}] \quad (10-13)$$

10.1.2 Partikeldurchmesser

Das Partikelmodell geht von zwei konstanten Partikeldurchmessern gemäß **Abbildung 10-1** aus: Ein mittlerer Partikeldurchmesser des Einsatzstoffes $d_{p,ES}$ und ein mittlerer Partikeldurchmesser des Kokes $d_{p,Koks}$.

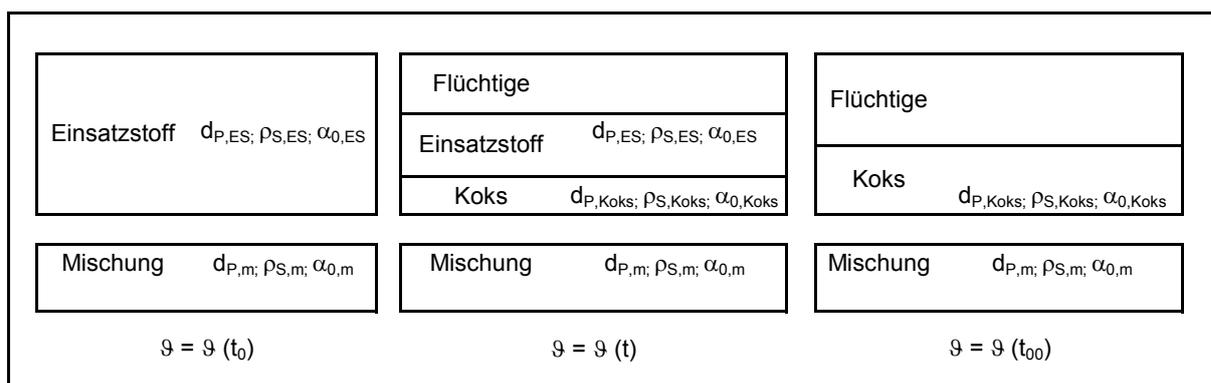


Abbildung 10-1: Modell zur Berechnung variabler Stoffgrößen

Diese Durchmesser sind konstant. Durch das Freiwerden von Flüchtigen bilden sich zwei Stoffgruppen: der Einsatzstoff als Rest und der Koks. Die Zahl der Partikel darf sich dabei ändern; sie spielt aber im Hinblick auf die Berechnung des mittleren Durchmessers der Mischung keine Rolle. Als mittlerer Mischungsdurchmesser wird der Sauterdurchmesser $d_{p,m,Sauer}$ mit den aktuellen Rohvolumenanteilen von Einsatzstoff $\dot{V}_{Stoff,roh}$ und Koks $\dot{V}_{Koks,roh}$ nach folgender Beziehung berechnet:

$$d_{p,m,Sauter} = \frac{\dot{V}_{ges,roh}}{\frac{\dot{V}_{Stoff,roh}}{d_{p,Stoff}} + \frac{\dot{V}_{Koks,roh}}{d_{p,Koks}}} \quad [\text{mm}] \quad (10-14)$$

Der Partikeldurchmesser hat einen Einfluss auf den Wärmeübergang (Gl. 5-57) und auf den Verschmutzungsfaktor (Gl. 5-60, siehe auch **Abbildung 5-26**).

10.1.3 Mittlere Schüttdichte Solid

Berechnung einer mittleren Schüttdichte für das Solid $\rho_{m,s}$ in Abhängigkeit des aktuellen Massenstromes:

$$\rho_{ges,roh,wet} = \frac{\dot{m}_{S,wet}}{\dot{V}_{ges,roh,dry}} \quad [\text{kg/m}^3] \text{ feuchte Rohdichte} \quad (10-15)$$

$$\rho_{ges,roh,dry} = \frac{\dot{m}_{S,wet} \cdot (1 - X')}{\dot{V}_{ges,roh,dry}} \quad [\text{kg/m}^3] \text{ trockene Rohdichte} \quad (10-16)$$

$$\rho_{ges,Schütt,wet} = \rho_{ges,roh,wet} \cdot (1 - \varepsilon_{ges,Schütt}) \quad [\text{kg/m}^3] \text{ feuchte Schüttdichte} \quad (10-17)$$

$$\rho_{ges,Schütt,dry} = \rho_{ges,roh,dry} \cdot (1 - \varepsilon_{ges,Schütt}) \quad [\text{kg/m}^3] \text{ trockene Schüttdichte} \quad (10-18)$$

X' ist die aktuelle Feuchte im Solid.

10.1.4 Statischer Schüttwinkel

Bei homogenen Mischungen mit hohem Inertanteil, wie z.B. PE und Sand kann der für das Verweilzeitmodell notwendige Schüttwinkel bei Massenanteilen von PE < 0,2 als konstant angenommen werden. Ändern sich jedoch bei heterogenen Materialien die Stoffwerte erheblich, kann nicht mehr mit einem konstanten, umsatzunabhängigen Schüttwinkel gerechnet werden. Da aus dem Schrifttum derzeit kein Ansatz zur Berechnung eines Misch-Schüttwinkels in Abhängigkeit von wesentlichen Stoffeigenschaften bekannt ist, wird hier der Schüttwinkel $\alpha_{0,m}$ schüttvolumenabhängig modelliert zu

$$\alpha_{0,m} = \alpha_{0,Stoff} \cdot \frac{\dot{V}_{Schütt,Stoff}}{\dot{V}_{Schütt,Stoff} + \dot{V}_{Schütt,Koks}} + \alpha_{0,Koks} \cdot \frac{\dot{V}_{Schütt,Koks}}{\dot{V}_{Schütt,Stoff} + \dot{V}_{Schütt,Koks}} \quad [^\circ] \quad (10-19)$$

Hier besteht noch Entwicklungsbedarf.

10.1.5 Mittlere spezifische Wärmekapazität Solid

Berechnung einer mittleren spezifischen Wärmekapazität für das Solid $c_{pm,s}$ in Abhängigkeit des Umsatzes von Flüchtigen und Wasser:

$$c_{pm,s,wet} = X' \cdot c_W + (1 - X') \cdot \left(\frac{\dot{m}_{Stoff,wet}}{\dot{m}_{S,wet}} \cdot c_{p,Stoff,dry} + \frac{\dot{m}_{Koks,wet}}{\dot{m}_{S,wet}} \cdot c_{p,Koks,dry} \right) \left[\frac{J}{kg K} \right] \quad (10-20)$$

10.1.6 Spezifischer Energiebedarf, Verkokungsenthalpie

Zur Ermittlung des spezifischen Energiebedarfs für einen beliebigen wasserfreien Einsatzstoffmassenstrom wird eine Konvertierungsenthalpie definiert zu:

$$h_{konv} = \frac{(\dot{Q}_{zu,elektr} - \dot{Q}_V)}{\dot{m}_{ES,wf}} \left[\frac{kJ}{kg_{ES,wf}} \right] \quad (10-21)$$

Alternativ kann die Verkokungsenthalpie auch aus dem Hess'schen Wärmesatz bei bekannter Produktverteilung und deren einzelnen Heizwerten errechnet werden.

Aus den Verbrennungswärmen der Einzelprodukte und des Eduktes wird die Verkokungsenthalpie aus der adiabaten Energiebilanz unter der Annahme, dass die Verbrennungsluft sowie alle Enthalpieströme bezogen auf 0°C zugeführt werden und die Luftzahl 1 ist, zu

$$\left| h_{u,Verkok,ES} \right| = \frac{1}{m_{ES,wf}} \cdot (h_{u,Öl,Wa} \cdot m_{Öl,Wa} + h_{u,PG} \cdot m_{PG} + h_{u,Koks} \cdot m_{Koks}) - h_{u,ES} \left[\frac{kJ}{kg} \right] \quad (10-22)$$

Für PE errechnet sich beispielsweise mit $h_{u,Öl,Wa} \approx h_{u,ES,wf} = 43,2$ MJ/kg und $h_{u,PG} = 44,36$ MJ/kg sowie den Anteilen $m_{Öl,Wa}/m_{ES,wf} = 0,823$, $m_{PG}/m_{ES,wf} = 0,177$ und mit $m_{Koks}/m_{ES,wf} = 0$

eine Verkokungsenthalpie von 205 kJ/kg. Weitere Verkokungsenthalpien z.B. für Braun- und Steinkohlen sind im Schrifttum unter [107] zu finden.

Diese Enthalpie entspricht jedoch nicht der in der Energiebilanz (Gl. 5-65) benötigten Reaktionsenthalpie $\Delta_R h$, die die spezifische Energie zur Freisetzung speziell der flüchtigen Komponenten beschreibt. Diese kann aus folgender Gleichung ermittelt werden:

$$\Delta_R h = \frac{(\dot{Q}_{zu,elektr} - \dot{Q}_V) - \dot{m}_{ES} \cdot X' \cdot (c_{p,w} \cdot (100 - \vartheta_0) + \Delta h_V + c_{p,D} \cdot (\vartheta_{Gas} - 100))}{\dot{m}_{Flüchtige}} - \frac{\dot{m}_{ES} \cdot (1 - X') \cdot (c_{p,ES} \cdot (\vartheta_{Crack} - \vartheta_0) - \dot{m}_{Koks} \cdot (c_{p,Koks} \cdot (\vartheta_{Koks} - \vartheta_{Crack})))}{\dot{m}_{Flüchtige}} - \frac{\dot{m}_{N_2} \cdot (c_{p,N_2} \cdot (\vartheta_{Gas} - \vartheta_0)) - \dot{m}_{Flüchtige} \cdot c_{p,Gas} \cdot (\vartheta_{Gas} - \vartheta_0)}{\dot{m}_{Flüchtige}} \left[\frac{kJ}{kg_{Flüchtige}} \right] \quad (10-23)$$

Die auf diese Weise ermittelte Reaktionsenthalpie beträgt beispielsweise für BRAM rund 350 kJ/kg.

10.1.7 Gaszusammensetzung

Ansätze zur Berechnung der Konzentrationsverläufe für die Gaskomponenten, wie z.B. ξ_{CO_2} müssen durch entsprechende Regressionsansätze aus den Ergebnissen von TGA-Untersuchungen oder direkt aus dem Drehrohr ermittelt werden. Nachfolgend sind die Regressionsgleichungen aus der BRAM-Pyrolyse für einen Temperaturbereich von 20 °C bis 600 °C Wandtemperatur angegeben. Gesicherte Versuchsdaten liegen für 400 °C, 500 °C und 600 °C vor.

$$\zeta_{H_2} = (0,0032 \cdot \ln(T_S) - 0,0146) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad [Ma. - Anteile] \quad (10-24)$$

$$\zeta_{CO_2} = (0,000000000132 \cdot T_S^4 - 0,000000193 \cdot T_S^3 + 0,000083 \cdot T_S^2 - 0,008 \cdot T_S - 0,3) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-25)$$

$$\zeta_{CO} = (0,041 \cdot \ln(T_S) - 0,1227) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-26)$$

$$\zeta_{CH_4} = (0,0008 \cdot \text{EXP}(0,0088 \cdot T_S)) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-27)$$

$$\zeta_{C_2H_6} = (0,0006 \cdot \text{EXP}(0,0087 \cdot (T_S))) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-28)$$

$$\zeta_{C_3H_8} = (0,0007 \cdot \text{EXP}(0,006 \cdot T_S)) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-29)$$

$$\zeta_{C_2H_4} = (0,0009 \cdot \text{EXP}(0,0081 \cdot T_S)) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-30)$$

$$\zeta_{C_3H_6} = (0,0005 \cdot \text{EXP}(0,0101 \cdot T_S)) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-31)$$

$$\zeta_{C_4H_{10}} = (-0,0000001 \cdot T_S^2 + 0,0001 \cdot T_S - 0,0104) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr ozess} - \zeta_{Teer}) \quad (10-32)$$

$$\zeta_{H_2O,Pr\ ozess} = -0,0007 \cdot T_S^2 + 0,5737 \cdot T_S - 49,767 \quad (10-33)$$

$$\xi_{Teer} = -0,00015 \cdot T_S^2 + 0,13 \cdot T_S - 13,044 \quad (10-34)$$

$$\xi_{N_2} = 1 - \sum_i \xi_i \quad (10-35)$$

Für die Freisetzung bei der PE-Pyrolyse ergeben sich aus einem Versuch bei 500 °C durch eine Regression für einen Temperaturbereich von 20 °C bis 500 °C Wandtemperatur ähnliche Ansätze:

$$\zeta_{H_2} = 0,0169 \cdot \ln(T_S) - 0,102 \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad [Ma. - Anteile] \quad (10-36)$$

$$\zeta_{CO_2} = (0,2321 \cdot \ln(T_S) - 1,4022) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-37)$$

$$\zeta_{CO} = (0,2596 \cdot \ln(T_S) - 1,5679) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-38)$$

$$\zeta_{CH_4} = (0,5411 \cdot \ln(T_S) - 3,2684) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-39)$$

$$\zeta_{C_2H_6} = (0,8289 \cdot \ln(T_S) - 5,0069) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-40)$$

$$\zeta_{C_3H_8} = (0,6039 \cdot \ln(T_S) - 3,6474) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-41)$$

$$\zeta_{C_2H_4} = (1,1633 \cdot \ln(T_S) - 7,0266) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-42)$$

$$\zeta_{C_3H_6} = (1,451 \cdot \ln(T_S) - 8,7644) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-43)$$

$$\zeta_{C_4H_{10}} = (0,3872 \cdot \ln(T_S) - 2,3387) \cdot (1 - \zeta_{H_2O,Pr\ ozess} - \zeta_{Wachs}) \quad (10-44)$$

$$\zeta_{H_2O,Pr\ ozess} = 0 \quad (10-45)$$

$$\xi_{Wachs} = (472,59 \cdot \ln(T_S) - 2854,6)/100 \quad (10-46)$$

$$\xi_{N_2} = 1 - \sum_i \xi_i \quad (10-47)$$

10.1.8 Spezifische Wärmekapazität des Gases

Die wahren spezifischen Wärmekapazitäten für das Gas berechnet sich nach Polynomen gemäß [104]. Die Berechnung der mittleren spezifischen Wärmekapazitäten erfolgt für das Modell nach:

$$c_{p,molar} = \frac{1}{T - T_0} \cdot \int_{T_0}^T c_p(T [K]) \left[\frac{kJ}{kmol K} \right] \quad (10-48),$$

massebezogen:

$$c_{p,i,m} = \frac{c_{p,molar}}{\tilde{M}_i} \left[\frac{kJ}{kgK} \right] \quad (10-49).$$

Wasserstoff

(von 200 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (2,34430290E+00 + T^*(7,98042480E-03 + T^*(-1,94779170E-05 + T^*(2,01569670E-08 + T^* -7,37602890E-12)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 6000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (2,93283050E+00 + T^*(8,26598020E-04 + T^*(-1,46400570E-07 + T^*(1,54098510E-11 + T^* -6,88796150E-16)))) [J/molK]$$

Sauerstoff

(von 200 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (3,78245636E+00 + T^*(-2,99673415E-03 + T^*(9,84730200E-06 + T^*(-9,68129508E-09 + T^* 3,24372836E-12)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 6000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (3,66096083E+00 + T^*(6,56365523E-04 + T^*(-1,41149485E-07 + T^*(2,05797658E-11 + T^* -1,29913248E-15)))) [J/molK]$$

Wasserdampf

(von 200 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (4,19863520E+00 + T^*(-2,03640170E-03 + T^*(6,52034160E-06 + T^*(-5,48792690E-09 + T^* 1,77196800E-12)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 6000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (2,67703890E+00 + T^*(2,97318160E-03 + T^* -7,73768890E-07 + T^*(9,44335140E-11 + T^* -4,26899910E-15)))) [J/molK]$$

Kohlenmonoxid

(von 200 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (3,57953350E+00 + T^*(-6,10353690E-04 + T^*(1,01681430E-06 + T^*(9,07005860E-10 + T^* -9,04424490E-13)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 6000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (3,04848590E+00 + T^*(1,35172810E-03 + T^*(-4,85794050E-07 + T^*(7,88536440E-11 + T^* -4,69807460E-15)))) [J/molK]$$

Kohlendioxid

(von 200 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (2,35681300E+00 + T^*(8,98412990E-03 + T^*(-7,12206320E-06 + T^*(2,45730080E-09 + T^* -1,42885480E-13)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 6000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (4,63651110E+00 + T^*(2,74145690E-03 + T^*(-9,95897590E-07 + T^*(1,60386660E-10 + T^* -9,16198570E-15)))) [J/molK]$$

Methan

(von 300 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (2,92839620E+00 + T^*(2,56910920E-03 + T^*(7,84370600E-06 + T^*(-4,91029790E-09 + T^*2,03800300E-13)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 5000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (2,35940460E+00 + T^*(8,73094050E-03 + T^*(-2,83970530E-06 + T^*(4,04598350E-10 + T^*-2,05270950E-14)))) [J/molK]$$

Ethan

(von 300 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (1,21766000E+00 + T^*(1,30026750E-02 + T^*(3,50374470E-06 + T^*(-1,11555140E-08 + T^* 4,72032220E-12)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 5000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (4,39854530E+00 + T^*(9,62286070E-03 + T^*(-3,16637760E-06 + T^*(4,57476280E-10 + T^*-2,36594060E-14)))) [J/molK]$$

Propan

(von 300 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (9,33553810E-01 + T^*(2,64245790E-02 + T^*(6,10597270E-06 + T^*(-2,19774990E-08 + T^*9,51492530E-12)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 5000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (7,53413680E+00 + T^*(1,88722390E-02 + T^*(-6,27184910E-06 + T^*(9,14756490E-10 + T^*-4,78380690E-14)))) [J/molK]$$

Propen

(von 300 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (1,53952600E+00 + T^*(1,50408410E-02 + T^*(6,68471150E-06 + T^*(-1,33829480E-08 + T^*4,85613980E-12)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 5000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (4,70288470E+00 + T^*(1,40426350E-02 + T^*(-4,64693770E-06 + T^*(6,74737380E-10 + T^*-3,50893120E-14)))) [J/molK]$$

Schwefeldioxid

(von 300 K bis einschl. 1000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (3,26653380E+00 + T^*(5,32379020E-03 + T^*(6,84375520E-07 + T^*(-5,28100470E-09 + T^*2,55904540E-12)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 5000 K)

$$cp(T[K]) = R^* (5,24513640E+00 + T^*(1,97042040E-03 + T^*(-8,03757690E-07 + T^*(1,51499690E-10 + T^*-1,05580040E-14)))) [J/molK]$$

Decan als Teeräquivalent

(von 200 K bis einschl. 1000 K)

$$c_p(T[K]) = R^* (1,54328173E+01 + T^*(-1,32979232E-02 + T^*(2,82480581E-04 + T^*(-3,65923298E-07 + T^*1,45372117E-10)))) [J/molK]$$

(von >1000 K bis 6000 K)

$$c_p(T[K]) = R^* (2,94782956E+01 + T^*(4,90518943E-02 + T^*(-1,70317179E-05 + T^*(2,72919300E-09 + T^*-1,63370772E-13)))) [J/molK]$$

10.1.9 Kinematische Viskosität des Gases

Die kinematische Viskosität ν_G wird über kritische Größen nach dem VDI-Wärmeatlas [105] berechnet.

In der Tabelle in **Abbildung 10-2** sind beispielhaft einige Konstanten für ausgewählte Gaskomponenten aufgezeigt.

			Stickstoff	Wasserstoff	Sauerstoff	Wasser	Kohlenmonoxid	Kohlendioxid	Schwefeldioxid	Methan	Ethylen
Hilfsgrößen für die Viskosität nach VDI-Da6			N ₂	H ₂	O ₂	H ₂ O _D	CO	CO ₂	SO ₂	CH ₄	C ₂ H ₄
kritischer Druck	p_{krit}	[Pa*10 ⁵]	33,90	13,00	50,50	220,90	35,00	73,80	78,80	46,00	50,4
kritische Temperatur	T_{krit}	[K]	126,20	33,20	154,60	647,30	132,90	304,20	430,80	190,60	282,4
kritisches Volumen	v_{krit}	[m ³ /kmol]	0,09	0,07	0,07	0,06	0,09	0,09	0,12	0,10	0,129
krit. Realgasfaktor	Z_{krit}	[-]	0,29	0,31	0,29	0,23	0,30	0,27	0,27	0,29	0,276
Dipolmoment	μ	[Debye]	0,00	0,00	0,00	1,80	0,10	0,00	1,60	0,00	0
red. Dipolmoment	μ_{red}		0,00	0,00	0,00	0,09	0,00	0,00	0,06	0,00	0,00
reduzierte Temperaturen	bei T _N	273	2,16	8,22	1,77	0,42	2,05	0,90	0,63	1,43	0,97
	bei T _{Gas}	872,95	6,92	26,29	5,65	1,35	6,57	2,87	2,03	4,58	3,09
Hilfsfaktor f (T _{red})	bei T _N	273	1,18	2,98	1,00	0,26	1,14	0,54	0,38	0,84	0,58
	bei T _{Gas}	872,95	2,67	6,10	2,34	0,80	2,58	1,47	1,12	2,04	1,55
Hilfsfaktor f (p _{krit} , T _{krit})	ξ		71279,54	404463,76	52876,92	33464,53	70382,33	39197,93	32968,99	82405,42	62516,68
Polaritätsfaktor f_p°	bei T _N	273	1,00	1,00	1,00	1,25	1,00	1,00	1,05	1,00	1,00
	bei T _{Gas}	872,95	1,00	1,00	1,00	1,27	1,00	1,00	1,05	1,00	1,00
Hilfsfaktor Quantennatur f_Q°	bei T _N	273	1,00	1,15	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
	bei T _{Gas}	872,95	1,00	1,24	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Abbildung 10-2: Konstanten und Hilfsgrößen zur Berechnung der Viskosität des Gases

10.1.10 Wärmeleitfähigkeit des Gases

Die Wärmeleitfähigkeit des Gases $\lambda_{G,B,i}$ wird nach Ansätzen nach [106] berechnet:

$$\lambda_{G,B,i} = \lambda_{G,N,i} \cdot \left(\frac{T_G}{273} \right)^{n_{\lambda,i}} \left[\frac{W}{mK} \right] \quad (10-50)$$

Für höhere Kohlenwasserstoffkomponenten wird der Exponent $n_{\lambda,i}$ zu 1 gesetzt.

Die gesamte Wärmeleitfähigkeit $\lambda_{G,ges}$ ergibt sich dann aus

$$\lambda_{G,ges} = \frac{\sum_i \lambda_i \cdot \psi_i \cdot M_i^{0,33}}{\sum_i \psi_i \cdot M_i^{0,33}} \left[\frac{W}{mK} \right] \quad (10-51)$$

10.1.11 Gasdichte

Es werden die Gleichungen für ein ideales Gas zu Grunde gelegt.

Die Normdichten $\rho_{N,i}$ werden aus der jeweiligen Molmasse M_i und dem Molvolumen berechnet zu

$$\rho_{N,i} = \frac{M_i}{22,4} \text{ [kg/Nm}^3\text{]} \text{ bzw. umgerechnet auf die aktuelle Gastemperatur (10-52)}$$

$$\rho_{B,i} = \rho_{N,i} \cdot \frac{273}{T_G} \text{ [kg/Nm}^3\text{]} \quad (10-53)$$

Die Gesamtdichte ergibt sich aus der Summe der Einzeldichten ρ_i , gewichtet mit den Volumenanteilen ψ_i .

$$\rho_{G,ges} = \sum_i \rho_i \cdot \psi_i \text{ [kg/Nm}^3\text{]} \quad (10-54)$$

10.1.12 Prandtl-Zahl des Gases

Die Prandtl-Zahl des Gases Pr_G berechnet sich aus:

$$Pr_G = \frac{\eta(T_G) \cdot c_p(T_G)}{\lambda_G(T_G)} \text{ [-]} \quad (10-55)$$

10.2 Versuchsauswertung Drehrohr

Hier wird beispielhaft für den Versuch mit BRAM bei 600 °C das Versuchsprotokoll in der Tabelle in **Abbildung 10-3** sowie die Massen-, Energie- und Stoffbilanz aufgezeigt.

Pyrolyse von BRAM, V31/1							
Datum:	16.2.04	Beginn	Ende	Dauer [h]			
Versuchszeitraum		11:00	13:30				
Auswertzeitraum		12:30	13:30	1,00			
Drehrohr							
Einsatzstoff		Koks		Permanentgas (2-6)		Öl, Wasser (1-19)	Feststoff, Teer (1-19)
Gesamtmenge	Massenstrom	Gesamtmenge	Massenstrom	Massenstrom	Massenstrom o. N ₂ , O ₂	Massenstrom	Massenstrom
[kg]	[kg/h]	[kg]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
22,50	22,50		6,71	7,93	7,11	7,53	1,68
Betriebsparameter							
Neigung		Drehgeschwindigkeit (1-17)			Druck (1-9)		
[°]		[min ⁻¹]			[mbar]		
0,65		4			-0,53		
Stickstoffverteilung [Nm ³ /h]							
Beschickung/ Eintrag	Gleitringe		Koksaustrag		Summe	Drücke zwischen den Gleitringen [mbar]	
	Eintrag	Austrag	oben	unten		Eintrag	Austrag
1	2,8	0,4	0	0	4,2	2,5	4
Temperaturverteilungen							
			1. Zone	2. Zone	3. Zone	4. Zone	
Sollwert		[°C]	600	600	600	600	
mittlere Wandtemperaturen (1-1 bis 1-4)		[°C]	604	616	613	616	
Beheizung							
mittlere Leistung (1-11 bis 1-14)		[kW]	9,87	2,42	1,95	2,08	16,32
		Abstand von Beginn 1. Zone [m]					Abstand von Beginn 1. Zone [m]
Bett-Temperatur 2a	266	[°C]	in ca. 6 cm Höhe	Gastemperatur 0	304	[°C]	0,05
Bett-Temperatur 1	313	[°C]	0,3	Gastemperatur 1	405	[°C]	0,3
Bett-Temperatur 2	265	[°C]	0,5	Gastemperatur 2	559	[°C]	0,5
Bett-Temperatur 3	417	[°C]	0,8	Gastemperatur 3	589	[°C]	0,8
Bett-Temperatur 4	588	[°C]	1,3	Gastemperatur 4	597	[°C]	1,3
Bett-Temperatur 5	602	[°C]	1,8	Gastemperatur 5	597	[°C]	1,8
Bett-Temperatur 6	602	[°C]	2,3	Gastemperatur 6	597	[°C]	2,3
Bett-Temperatur 7	601	[°C]	2,8	Gastemperatur 7	599	[°C]	2,8
Verkokungsenthalpie						1695	[kJ/(kg roh)]
Probenahme Pyrolysegas (diskontinuierlich) (1-19)							
	Summe					Gesamtprobenahmezeit [min]:	36
Feste Phase (Koks und Teer) [g]	25,00					Teilvolumen [m ³]:	0,0906
Öl und Wasser aus Kolben [g]	112,15					Gesamtvolumen incl. abgasaugte Volumina HCl-Probenahme etc. [m ³]	
Gaskonzentrationen und Normdichte Permanentgas aus der disk. Probenahme Drehrohraustrag (1-19) (mit Gasbeutel)							
Auswahl	O ₂ [Vol.-% tr.]	CO ₂ [Vol.-% tr.]	CO [Vol.-% tr.]	H ₂ [Vol.-% tr.]	CH ₄ [Vol.-% tr.]	Dichte [kg/Nm ³]	
an Komponenten:	0,80	14,95	6,43	11,41	20,83	1,21	
Nachbrennkammer							
Erdgasmenge (3-1)						1	[Nm ³ /h]
Brennluftmenge (3-2)						107	[Nm ³ /h]
Temperatur heisses Abgas (3-4)						945	[°C]
Sauerstoffgehalt im heissen Abgas (3-3)						9	[Vol.-% f.]
Kühlluftmenge (3-6)						885	[Nm ³ /h]
Temperatur Abgas nach Kühlung (3-5)						250	[°C]
Temperatur Abgas vor Kamin (3-7)						147	[°C]
Abgasmenge (3-8)						1120	[Nm ³ /h]

Abbildung 10-3: Versuchsprotokoll für die Pyrolyse von BRAM bei 600 °C im Drehrohr

Das Versuchsprotokoll gibt einen Überblick über die wesentlichen Betriebsparameter und Messgrößen. Die Tabelle ist unterteilt in die Betriebseinheiten Drehrohr mit Ein- und Ausgangsstoffen und Betriebsparametern sowie in die Nachbrennkammer, ebenfalls mit den entsprechenden Betriebsgrößen. Darüber hinaus sind die Bett- und Gastemperaturen aus der Messung mit der Lanze dargestellt und wesentliche Komponenten aus der Permanentgasmessung zusammen mit Werten aus der diskontinuierlichen Pyrolysegasbeprobung dargestellt.

Die folgende Tabelle in **Abbildung 10-4** zeigt die Massen- und Energiebilanz für diesen Versuch.

Drehrohr- Massenbilanz		Drehrohr- Energiebilanz				
Input	m [kg/h]	c _p [kJ/(kg K)]	ϑ [°C]	h _u [kJ/kg]	H [kW]	Q _{zu,elektr.} [kW]
Einsatzstoff	22,50	2,00	20	25.062	156,89	16,32
Stickstoffmenge Ende Zone 4 im Drehrohr	0,75	1,00	20	0	0,00	
Summe Input	23,25					173,21
Output						Q _v [kW]
Koks	6,71	1,20	601	13.631	26,73	5,72
Permanentgas, roh, trocken	7,34	1,58	589	28.968	60,92	
Öl, Wasser (abgeleitet aus disk. Beprobung)	7,53	2	589	30.323	65,89	
Flugstaub, Teer (abgeleitet aus disk. Beprobung)	1,68	2	589	30.713	14,87	
Summe Output	23,25					174,14
Fehler Input/Output [%]	0,00					0,54

diskontinuierliche Probenahme aus Zone 4	m [kg/h]	Anteile x _i /Pyrolysegas [-]
gereinigtes Gas (Permanentgas)	0,18	0,443
Öl und Wasser	0,19	0,455
Feststoffe	0,04	0,101
Summe angesaugtes Pyrolysegas mit N ₂	0,41	1
Pyrolysegas Drehrohr aus Differenz mit N ₂	16,54	
daraus abgeleitet für das Drehrohr		gemessen (nach Kolonne):
gereinigtes Gas (Permanentgas)	7,34	7,93
Öl und Wasser	7,53	
Flugstaub	1,68	

Abbildung 10-4: Massen- und Energiebilanz für die Pyrolyse von BRAM bei 600 °C im Drehrohr

Aus der diskontinuierlichen Beprobung können die Massenströme von Öl, Wasser, Feststoff und Teer über eine Verhältnisbildung gemäß den Gleichungen 4-10 bis 4-15 abgeschätzt werden.

Die Pyrolysegasmenge wird aus der Massenbilanz um das Drehrohr berechnet und mit den entsprechenden Anteilen aus der diskontinuierlichen Beprobung können die jeweiligen Teilmassenströme von Permanentgas, Öl und Wasser, Teer und Flugstaub berechnet werden.

Mit unter 1 % Fehler für Massen- und Energiebilanz schneidet dieser Versuch sehr gut ab.

Die Tabellen in **Abbildung 10-5** und **Abbildung 10-6** zeigen die Elementarzusammensetzung von BRAM und die ermittelte Permanentgaszusammensetzung aus der Pyrolyse bei 600 °C.

Elementaranalyse von BRAM			
BRAM Rethmann	roh	wf	roh, neu
Wasser [Ma.-%]	1,95	0	1,70
Asche [Ma.-%]	17,59	17,94	17,63
Flüchtige [Ma.-%]	69,14	70,52	69,32
Koks [Ma.-%]	28,86	29,43	28,93
C _{fix} [Ma.-%]	11,27	11,50	11,30
C [Ma.-%]	56,60	57,73	56,74
H [Ma.-%]	6,10	6,22	6,12
N [Ma.-%]	0,00	0,00	0,00
O _{diff} [Ma.-%]	17,76	18,12	17,81
Summe	100,00	100,0	100,0
Heizwert h _u [kJ/kg]	25.056	25.104	25.062

Abbildung 10-5: Elementaranalyse von BRAM

Der Wassergehalt von BRAM wurde bei den Simulationen vernachlässigt.

Komponente	Vol.-%, N ₂ -, O ₂ -frei
H ₂	12,66
O ₂	0,00
N ₂	0,00
CH ₄	23,10
CO	7,13
H ₂ O (g)	1,05
CO ₂	16,58
C ₂ H ₆	9,72
C ₂ H ₄	12,12
C ₃ H ₈	1,92
C ₃ H ₆	15,29
C ₄ H ₁₀	0,38
C ₅ H ₁₂	0,01
C ₆ H ₁₄	0,02
C ₂ H ₂	0,01
Summe	100,00

Abbildung 10-6: Permanentgaszusammensetzung aus der Pyrolyse von BRAM bei 600 °C im Drehrohr

Mit Hilfe der Kondensat- und Koksanalyse kann die Stoffbilanz (Tabelle in **Abbildung 10-7**) für die analysierten Elemente Kohlenstoff und Wasserstoff aufgestellt werden. Sauerstoff wurde bei den Analysen jeweils aus der Differenz ermittelt.

Stoff	BRAM		Koksprobe		Permanent- gas,wf o.N ₂ , O ₂	Kondensate (Öl u. Wasser)		Feststoff, Teer	
Massenverteilung roh [Ma-%]	100,00		29,80		29,21	33,47		7,46	
kg/h	22,50		6,71		6,57	7,53		1,68	
Zusammensetzung	roh	wf	roh, normiert	wf	roh = wf	roh	wf	roh	wf
Massenverteilung wf [Ma-%]		100,00	Analyse-Nr.: 4030209	30,23	29,71		33,65		7,59
kg/h		22,1175		6,69	6,57		7,44		1,68
Wasser [Ma.-%]	1,7		0,27		0,00	1,1748		0	
Asche [Ma.-%]	17,6	17,9	64,72	64,9	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flüchtige [Ma.-%]	69,3	70,5			0,00				
Koks [Ma.-%]	28,9	29,4			0,00				
C _{fix} [Ma.-%]	11,3	11,5			0,00				
C [Ma.-%]	56,7	57,7	33,00	33,1	62,80	77,97	78,90	78,90	78,90
H [Ma.-%]	6,1	6,2	2,015	2,0	12,35	4,94	5,00	5,00	5,00
N [Ma.-%]	0,0	0,0	0	0,0		0,00	0,00	0,00	0,00
O _{diff} [Ma.-%]	17,8	18,1	0	0,0	24,86	15,91	16,10	16,10	16,10
Summe	100,0	100,0	100,0	100,0	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Heizwert h _u [kJ/kg]	25.062		13.631	0	31.991	30.323	30.713	30.713	30.713
Bilanz: Input = Output (Koks + Gas + Öl, Wasser + Feststoff, Teer)									
Asche- Bilanz [kg/h]	4,0	4,0	4,34	4,34	0	0,00	0,000	0,00	0,000
C- Bilanz [kg/h]	12,77	12,77	2,21	2,21	4,13	5,87	5,872	1,32	1,324
H- Bilanz [kg/h]	1,42	1,38	0,14	0,14	0,81	0,38	0,372	0,08	0,084
O- Bilanz [kg/h]	4,35	4,01	0,00	0,00	1,63	1,28	1,198	0,27	0,270
Summe [kg/h]	22,50	22,12	6,69	6,69	6,57	7,53	7,44	1,68	1,68

Element	Summe Input	Summe Output	Bilanzfehler (bezgl. Input) [%]
	roh		
Asche- Bilanz [kg/h]	3,97	4,34	9,4
C- Bilanz [kg/h]	12,77	13,54	6,0
H- Bilanz [kg/h]	1,42	1,41	0,4
O- Bilanz [kg/h]	4,35	3,18	26,8

Abbildung 10-7: Stoffbilanz bei der Pyrolyse von BRAM bei 600 °C im Drehrohr

Die Bilanzfehler bewegen sich für die Asche, C und H mit unter 10 % im Rahmen der Messgenauigkeiten. Sauerstoff als Bilanzelement weist dabei den größten Fehler mit ca. 27 % auf.

Lebenslauf

Persönliche Daten

Name, Vorname Gehrman, Hans-Joachim
Geburtsdatum 15.12.1968
Geburtsort Pforzheim
Familienstand verheiratet
Staatsangehörigkeit deutsch

Beruflicher Werdegang

Studium

10/88 - 10/90 Technische Universität Stuttgart; Studiengang Maschinenwesen
10/90 - 11/95 Technische Universität Clausthal; Studiengang Verfahrenstechnik
5/95 - 10/95 Diplomarbeit bei der Firma CarboTech in Essen
11/95 Dipl.-Ing. Verfahrenstechnik TU Clausthal

Berufliche Tätigkeit

seit 12/95 Dipl.-Ing. Verfahrenstechnik in der Abteilung „Thermische
Prozesstechnik“ bei der Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH
seit 2001 Promotion Bauhaus-Universität in Weimar
