



Forschungszentrum Karlsruhe
in der Helmholtz-Gemeinschaft

Wissenschaftliche Berichte
FZKA 7237

Untersuchungen des Reaktionsfortschritts bei der Festbettverbrennung auf Rostsystemen

F. Schumacher

Institut für Technische Chemie

August 2006

Forschungszentrum Karlsruhe

in der Helmholtz-Gemeinschaft

Wissenschaftliche Berichte

FZKA 7237

**Untersuchungen des Reaktionsfortschritts bei der
Festbettverbrennung auf Rostsystemen**

Frank Schumacher

Institut für Technische Chemie

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

Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe
2006

Für diesen Bericht behalten wir uns alle Rechte vor

Forschungszentrum Karlsruhe GmbH
Postfach 3640, 76021 Karlsruhe

Mitglied der Hermann von Helmholtz-Gemeinschaft
Deutscher Forschungszentren (HGF)

ISSN 0947-8620

urn:nbn:de:0005-072374

Untersuchungen des Reaktionsfortschritts bei der Festbettverbrennung auf Rostsystemen

Zur Erlangung des akademischen Grades eines
Doktors der Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.)

von der Fakultät für Chemieingenieurwesen und Verfahrenstechnik
der Universität Fridericiana Karlsruhe (Technische Hochschule)

genehmigte

Dissertation

von

Dipl.-Ing. Frank Schumacher

aus

Kirchen an der Sieg

Tag des Kolloquiums: 05. Mai 2006
Referent: Prof. Dr.-Ing. Wolfgang Leuckel
Korreferenten: Prof. Dr.-Ing. Rainer Reimert
Prof. Dr.-Ing. Helmut Seifert

Im Institut für Technische Chemie (ITC) des Forschungszentrums Karlsruhe (FZK) ist die Laborverbrennungsanlage KLEAA (**K**arlsruher **L**aboranlage zur **E**rmittlung des **A**brandverhaltens von kommunalem **A**bfall) entwickelt und errichtet worden. KLEAA ist eine Modellanlage, in welcher der stationäre Abbrand eines Festbetts untersucht wird, um die Einflüsse der Brennstoffeuchte, des Brennstoffinertgehaltes (Asche-Gehaltes), der Haufwerksporosität sowie von den Prozeßparametern Primärluftvolumenstrom und Primärlufttemperatur auf die Festbettverbrennung zu beschreiben.

Die gewonnenen Ergebnisse aus der eindimensionalen Reaktionsfrontausbreitung können auf die zweidimensionalen Verhältnisse beim Rostsystem TAMARA übertragen werden. Die experimentellen Ergebnisse dienen als Vergleichsgrundlage sowie zur Anpassung für ein mathematisches Modell, welches im Rahmen dieser Arbeit für die Berechnung der Verbrennungsprozesse im Festbett formuliert wird.

Die flächenspezifische Umsatzrate des Kohlenstoffs in ($\text{g C/m}^2\text{s}$) sowie die Temperaturfront-Geschwindigkeit in (mm/s) werden als Beurteilungskriterien für den Verbrennungsvorgang im Haufwerk verwendet.

Für die Modellierung der Vorgänge wurden eine Energiebilanz, eine Stoffbilanz für den festen Brennstoff, eine Stoffbilanz für die Entgasungsprodukte sowie eine Stoffbilanz für den Sauerstoffanteil in der Primärluft formuliert und numerisch gelöst. Insbesondere durch die stark vereinfachte Formulierung der chemischen Kinetik der Teilprozesse verhelfen die Modellvorstellungen zu einem besseren Verständnis der verschiedenen Vorgänge bei der Haufwerksverbrennung auf Rostsystemen.

Investigation into the reaction progress of fixed-bed combustion on grate systems

The laboratory-scale combustion facility KLEAA (German acronym for "Karlsruhe lab-scale facility to investigate municipal solid waste combustion behaviour") has been developed and erected at the Institute for Technical Chemistry (ITC) of Forschungszentrum Karlsruhe (Karlsruhe Research Center). The stationary fixed-bed combustion is being analyzed in the KLEAA pilot plant in order to describe the impact of humidity, inert matter content (ash content) and porosity of the refuse-derived fuel as well as the influence of process parameters such as primary air flow rate and primary air temperature on fixed-bed combustion.

The findings from the one-dimensional reaction front spreading can be transferred to the two-dimensional TAMARA grate system conditions. The experimental results serve as a basis of comparison and are also meant to be integrated, in the context of this study, into a mathematical model for the calculation of fixed-bed combustion processes.

The surface turnover rate of carbon ($\text{g C/m}^2\text{s}$) and the temperature front velocity (mm/s) are used as criteria to assess the solid waste combustion process.

An energy balance, mass balances for solid fuel, degassing products and for the primary air oxygen content have been formulated for the simulation and numerical solution of the processes. The models contribute to a better understanding of the various solid waste combustion processes on grate systems especially by means of a simplified formulation of chemical kinetics of sub-processes.

Vorwort

Die vorliegende Arbeit fand ihren Ursprung im Laboratorium für Isotopentechnik (LIT)* des Kernforschungszentrums Karlsruhe und wurde schließlich als berufsbegleitende Dissertation während meiner Tätigkeit bei der L. & C. Steinmüller GmbH fortgeführt und bei der AMK Iserlohn beendet.

Herrn Prof. Dr.-Ing. W. Leuckel danke ich für seine wohlwollende und stets sehr hilfsbereite Unterstützung bei der Anfertigung dieser Arbeit sowie für die Übernahme des Referates. Besonders hervorheben möchte ich seine Anregungen und wertvollen Ratschläge zu Beginn sowie zum Ende der Arbeit. Besonders dankbar bin ich ihm auch für seine Unterstützung über seine Emeritierung als Hochschulprofessor hinaus, ohne die diese Arbeit nicht entstanden wäre.

Herrn Prof. Dr.-Ing. Reimert danke ich für die Übernahme des Korreferates und ebenfalls für seine Anregungen und seine konstruktiv-kritischen Anmerkungen, mit denen er die Fertigstellung der Dissertation begleitete. Herrn Prof. Dr.-Ing. Seifert danke ich für die Übernahme des zweiten Korreferates sowie für sein Interesse an dieser Arbeit. Herrn Prof. Dr. rer. nat. H. Vogg danke ich für seine freundliche Unterstützung während meiner Zeit am LIT sowie für seine Anregungen und Diskussionen bei der Realisierung der Laboranlage KLEAA.

Weiterhin danke ich allen Mitarbeitern des LIT, die mit ihrer vielfältigen Unterstützung wesentlich zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben.

Der L. & C. Steinmüller GmbH sowie der Abfallentsorgungsgesellschaft des Märkischen Kreises mbH danke ich für ihre freundliche Unterstützung, die mir die Anfertigung dieser Arbeit sehr erleichtert hat.

Besonderer Dank gebührt Frau Christiane Schmid, die mit ihrer Diplomarbeit einen wertvollen Beitrag zu dieser Arbeit geleistet hat. Ihr Einsatz bei der Programmierung des mathematischen Modells ist besonders hervorzuheben. Die von ihr entwickelten Lösungen sind ein unverzichtbarer Teil meiner Arbeit geworden.

Bremen, 04. Juni 2006

Frank Schumacher

* Heute: Institut für Technische Chemie (ITC) des Forschungszentrums Karlsruhe (FZK))

Inhaltsverzeichnis

Formelzeichen		VI
1	Einleitung	1
1.1	Abfallmengen und -zusammensetzung	2
1.2	Thermische Entsorgungswege, Vorschriften	6
1.3	Vergleich der Rostfeuerungstechnik mit zwei alternativen thermischen Behandlungsverfahren	8
2	Reststoffverbrennung auf Rostsystemen	15
2.1	Feststoffabbrand am Einzelkorn	16
2.1.1	<i>Teilprozesse bei der Festbettverbrennung am Einzelkorn</i>	17
2.2	Theoretische Grundlagen der Verbrennung auf dem Rost	22
2.3	Prozeßführung bei der Festbettverbrennung auf dem Feuerungsrost einer Abfallverbrennungsanlage	26
3	Zielsetzung der Arbeit	32
3.1	Ausgangsbasis für die Arbeit	32
3.2	Zielsetzung der Arbeit	34

4	Experimenteller Aufbau und Durchführung der Experimente	37
4.1	Die Laboranlage "KLEAA"	37
4.2	Grundlagen der Experimente und des Modellbrennstoffs	41
4.2.1	<i>Beschreibung des Modellbrennstoffs</i>	44
4.3	Anlagenbeschreibung	51
4.4	Beschreibung der verwendeten Meßtechnik	56
4.4.1	<i>Das Wägesystem des Ofens</i>	56
4.4.2	<i>Temperaturmessungen</i>	59
4.4.3	<i>Gasanalytik</i>	60
4.5	Verfahrensbeschreibung der Verbrennungsexperimente	63
4.5.1	<i>Verfahrensbeschreibung für die Verbrennung im Underfeed-Combustion Mode</i>	64
4.5.2	<i>Verfahrensbeschreibung für die Verbrennung im Overfeed-Combustion Mode</i>	65
5	Experimentelle Untersuchungen	66
5.1	Versuchsprogramm	66
5.2	Diskussion der Versuchsergebnisse	68
5.2.1	<i>Variation des Primärluftvolumenstroms und der Partikelgröße</i>	68

5.2.2	<i>Variation der Brennstoffeuchte</i>	84
5.2.3	<i>Variation des Inertgehalts</i>	93
5.2.4	<i>Variation der Primärlufttemperatur</i>	105
6	Beschreibung des mathematischen Modells	114
6.1	Allgemeine Voraussetzungen und Annahmen	115
6.1.1	<i>Formulierung der stoffspezifischen- und physikalischen Zusammenhänge</i>	118
6.2	Definition der verwendeten Quell-/Senke-Terme	120
6.3	Energiebilanzgleichung	121
6.4	Stoffbilanz des Brennstoffs	122
6.5	Stoffbilanz des Brenngases	123
6.6	Stoffbilanz des Sauerstoffs	123
6.7	Berechnung der Diffusions-Transportkoeffizienten	124
6.7.1	<i>Wärmeleitkoeffizient des Bett-Haufwerks Λ_{ax}</i>	124
6.7.2	<i>Koeffizient des Strahlungstransports im Bett-Haufwerk Λ_{rad} (Partikel/Partikel-Strahlung)</i>	125
6.7.3	<i>Stoffdiffusionskoeffizient D_{ax}</i>	125
6.8	Zusammenstellung der Bilanz-Differenzialgleichungen	127
6.9	Koordinatentransformation der Bilanzgleichungen	127

6.10	Kinetik-Modellansätze für die Massen-Quellterme	131
6.10.1	<i>Feuchte-Verdunstung</i>	132
6.10.2	<i>Brennstoff-Entgasung</i>	139
6.10.3	<i>Homogene Brenngas-Oxidation</i>	142
6.10.4	<i>Heterogene Oxidation von Restkoks</i>	143
6.11	Endgültige Bilanz-Differenzialgleichungen mit implementierter Kinetik	146
6.12	Berücksichtigung der radialen Wärmeverluste	147
7	Aussagen der theoretischen Modellierung im Vergleich zu den experimentellen Ergebnissen	150
7.1	Einfluß der kinetischen Parameter	150
7.2	Diskussion der Berechnungsergebnisse zur Reaktionsfront	152
7.2.1	<i>Variation der Primärluftmenge</i>	153
7.2.2	<i>Variation der Partikelgröße</i>	158
7.2.3	<i>Variation der Brennstoffeuchte</i>	164
7.2.4	<i>Variation des Inertgehalts</i>	165
8	Zusammenfassung	168
9	Literaturverzeichnis	173

Anhang A: Berechnung des Abgasvolumenstroms	177
Anhang B: Mathematische Lösung des Gleichungssystems	179
Anhang C: Programmablauf	184
Anhang D: Tabellen der verwendeten Größen	186
Anhang E: Korrelation der Stoffgrößen für Luft	188

Formelzeichen

A	Partikeloberfläche	[m ²]
A _V	volumenbezogene Partikeloberfläche	[m ⁻¹]
A _I	Querschnittsfläche zylindr. Reaktionsraum	[m ²]
c	Wärmekapazität	[J/kgK]
c _i	Molzahlidichte	[kmol/m ³]
d	Durchmesser	[m]
D	Dispersions-, Diffusionskoeffizient	[m ² /s]
E	Aktivierungsenergie	[J/mol]
f _v	Korrekturfaktor	[-]
F	Querschnittsfläche des Festbetts	[m ²]
F _{rad}	Vorfaktor des Strahlungsanteils	[W/mK ⁴]
F _{rel}	Oberfläche des BS bez. auf Reaktorraum	[m ² /m ³]
ΔH	Reaktionsenthalpie	[J/kg]
H _u	unterer Heizwert des Brennstoffs	[J/kg]
H	Stoßhäufigkeitsfaktor	[m ³ /kgs]
h	Intervallbreite	[m]
Δh _{verd}	Verdampfungsenthalpie	[kJ/kg]
K	Gleichgewichtskonstante	[-]
k	Stoßfaktor	[1/s]
k _m	Reaktionsfähigkeit je Masseneinheit Koks	[m ³ /kgs]
k _{Reaktion}	Verlauf der Geschwindigkeitsk. für T < 900°C	[1/s]
k _{Diffusion}	Verlauf der Geschwindigkeitsk. für T > 900°C	[1/s]
k _{eff}	Verlauf der eff. Geschwindigkeitskonstanten	[1/s]
l	charakteristische Länge	[m]
L	Länge des Festbetts	[m]
m	Masse	[m]
\dot{m}	Massenstrom	[kg/s]
\dot{m}_C	flächenspezifische Kohlenstoff-Umsatzrate	[kg/m ² s]
\dot{m}_{BS}	Brennstoffmassenstrom der von der Flammenfront erfaßt wird	[kg/s]
$\dot{m}_{BS,V}$	Masse des brennbaren Anteils im Gutbett, die pro Zeiteinheit reagiert	[kg/s]
\tilde{M}	Molmasse	[g/mol]
M _c	Brennstoffmasse bez. auf Volumen	[kg/m ³]
N	Partikelzahl	[-]
n _i	Molzahl	[mol]
p _i	Partialdruck	[N/m ²]

\dot{q}	Wärmestromdichte	[W/m ²]
$\Delta \dot{q}_i$	Quell-/Senke-Terme (Energie od. Masse)	[J/(m ³ s) od. kg/(m ³ s)]
r	Anteil an umgesetztem Brennstoff	[-]
\dot{r}	Reaktionsrate	[kg/m ³ s]
R	Gaskonstante	[J/mol K]
\tilde{R}	universelle Gaskonstante (= 8.3143)	[kmol/kg K]
Re	Reynolds-Zahl	[-]
Sc	Schmidt-Zahl	[-]
Sh	Sherwood-Zahl	[-]
t	Zeit; Temperatur	[s]; [°C]
T	Temperatur	[K]
u	Gasgeschwindigkeit	[m/s]
u_0	Leerrohrgeschwindigkeit	[m/s]
U	Umfang	[m]
$V_{\text{Reak.-Fr.}}$	Temperaturfront-Geschwindigkeit	[m/s] oder [mm/s]
$V_{\text{C-Ums.}}$	Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeit	[m/s] oder [mm/s]
v	spez. Abgasvolumen	[m ³ /kg]
V	Volumen des Festbetts	[m ³]
\dot{V}	Abgasvolumenstrom	[m ³ /h]
x	mit der Flammenfront wandernde Koordinate	[m]
x	Massenanteil im Feststoff	[-]
y	Massenanteil	[-]
\tilde{y}	Molenbruch	[-]
z	Koordinate des Festbetts	[m]
α	Massenanteil des Inertmaterials	[-]
β	Stoffübergangskoeffizient	[m/s]
δ	Dicke der Gasgrenzschicht	[m]
ε	Emissionskoeffizient	[-]
η	Porennutzungsgrad	[-]
λ	Wärmeleitfähigkeit	[W/mK]
λ_B	Luftzahl für das Batchexperiment	[-]
Λ	Wärmeleitfähigkeit des Festbetts	[W/mK]
μ	"Diffusionsvolumina"	[-]
v_{O_2}	massenbezogener "stöchiometrischer Faktor"	[kg/kg]
ν	kinematische Viskosität	[m ² /s]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
σ	Strahlungskoeffizient des schwarzen Körpers	[W/m ² K ⁴]
ψ_V	Verlustfaktor des Heizwertes	[-]
Ψ	Porosität; Volumenkonzentration	[-]

Indizes:

A	Asche
AS	adiabater Sättigungszustand
ax	axial
BG	Brenngas
BS	Brennstoff
C	Kohlenstoff
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
ein	Zustand am Eintritt
EK	Einzelkörper
Ent.	Entgasung
fl	flüssig
ft	feucht
g	Gas
ges	gesamt
H	Holz
H ₂ O	Wasser
I	Inertanteil
i,1,2,3	bezogen auf Reaktion i,1,2,3
O ₂	Sauerstoff
P	Partikel
PL	Primärluft
Ph	Phasengrenzfläche
rad; r	durch Strahlung
RG	Rauchgas
S	Schlacke
s	Feststoff
so	Schüttung
Tr.	Trocknung
Verd.	Verdunstung
∞	in der Strömung
*	Sättigung

1 Einleitung

In den ersten Abfallverbrennungsanlagen konnte, ungeachtet der Zusammensetzung des Mülls, dieser ohne vorherige Behandlung thermisch entsorgt werden. Damals war das wesentliche Kriterium für die Abfallverbrennung die Hygienisierung und Volumenreduktion des Abfalls. Diese Zeiten sind längst vorbei; so wird heute nicht nur nach der Zusammensetzung sowie der Herkunft des Mülls gefragt, sondern auch nach dem ökologisch und ökonomisch besten Verfahren der Abfallentsorgung. Ein zunehmendes Umweltbewußtsein hinsichtlich der Emissionen aus Abfallverbrennungsanlagen hat die thermische Abfallentsorgung in eine Akzeptanzkrise gestürzt und zu einer Vielzahl von Vorschriften, z. B. dem Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz, der TA Siedlungsabfall und der 17. Verordnung zum Bundesimmissionsschutzgesetz (17. BImSchV), sowie zu einer drastischen Verschärfung der Emissionsgrenzwerte für thermische Verfahren geführt [1] - [3].

Durch diese gesetzgeberischen Maßnahmen wurden vor allem technische Entwicklungen im Bereich der Rauchgasreinigung ausgelöst, die der Einhaltung der geforderten Emissionswerte genügten, die jedoch letztlich auch zu einer enormen Verteuerung der thermischen Abfallentsorgung führten.

Derzeit müssen für die thermische Entsorgung einer Tonne Restmüll zwischen € 120,- und 320,- gezahlt werden, anzustreben ist bei gleichbleibender Anlagenkapazität und Entsorgungsqualität jedoch ein Preis von etwa 80 €,- pro Tonne Restmüll. Diese notwendige Reduzierung des Entsorgungspreises für die thermischen Verfahren wird durch die Entwicklung zu immer niedrigeren Emissionsgrenzwerten, verbunden mit erhöhtem technischen Aufwand, erschwert.

Die TA Siedlungsabfall (TASI) schließt eine Ablagerung von unbehandelten Abfällen auf Deponien über das Jahr 2005 hinaus weitgehend aus. Das wird zwangsläufig - neben der Abfallvermeidung und der stofflichen Verwertung - auch zu einer größeren Bedeutung der thermischen Entsorgung im Rahmen der integrierten Abfallwirtschaft in Deutschland führen [8], [9]. Mitentscheidend für die künftige Platzierung der thermischen Entsorgungsanlagen im weltweiten Wettbewerb wird sein, ob durch weitere technische Entwicklungen die spezifischen Kosten für die thermische Be-

handlung von Müll gesenkt werden können. Hierbei ist besonders an die Weiterentwicklung primärer, feuerungstechnischer Maßnahmen zur Schadstoffreduzierung sowie an die Entwicklung theoretischer Grundlagen zur genaueren Dimensionierung von Rostfeuerungsanlagen gedacht.

1.1 Abfallmengen und -zusammensetzung

Die Gesamtmenge der an öffentlichen Abfallentsorgungsbetrieben angelieferten Abfälle ist von 1977 bis 1987 von circa 64.3 Mio. Tonnen pro Jahr auf fast 100 Mio. Tonnen pro Jahr angestiegen [4]. Im gleichen Zeitraum sind die Mengen für Hausmüll, hausmüllähnlichen Gewerbeabfall und Sperrmüll kaum gestiegen; für das Jahr 1993 gibt das Statistische Jahrbuch 1997 eine Abfallmenge von 24.7 Mio. Tonnen an [6]. Die Mengendifferenz zwischen Gesamtmenge und Hausmüll ergibt sich aus Bauschutt, Bodenaushub, Straßenaufbruch und verschiedenen Klärschlämmen.

Dies sind jedoch nur die Zahlen für die Anlieferung an öffentliche Abfallentsorgungsbetriebe. Für Hausmüll, hausmüllähnlichen Gewerbeabfall, Sperrmüll und Straßenkehricht gab das Statistische Bundesamt als Abfallaufkommen für 1990 die Menge von circa 50.2 Mio. Tonnen pro Jahr an. Dieser Wert ist 1993 geringfügig auf 43.5 Mio. Tonnen pro Jahr gesunken und entspricht nur circa 13 % des Gesamtabfallaufkommens (vgl. Tabelle 1-2) [5]. Umgerechnet auf das Pro-Kopf-Aufkommen erhält man für 1990 circa 333 kg und für 1993 circa 283 kg Hausmüll pro Jahr und Einwohner [6].

Von diesen 43.5 Mio. Tonnen wurden 1993 circa 40 % auf Deponien verbracht, nur circa 15 % wurden in Abfallverbrennungsanlagen entsorgt. An diesem Verhältnis hat sich bis heute kaum etwas verändert. Weitere 2.5 % sind zu etwa gleichen Anteilen in Kompostierungs- und sonstigen Entsorgungsanlagen beseitigt [6] worden. Die restlichen 42.5 % entsprechen etwa 18.5 Mio. Tonnen Hausmüll, hausmüllähnlichem Gewerbeabfall, Sperrmüll sowie Straßenkehricht. Der größte Teil, circa 13 Mio. Tonnen, wird zur Verwertung eingestuft. Der Verbleib der restlichen 5.5 Mio. Tonnen ist der Statistik nicht zu entnehmen.

Der beschriebene Zusammenhang wird in Tabelle 1-1 und Tabelle 2-1 verdeutlicht.

Abfallart	Abfallaufkommen in 10 ³ t/a		Abfallaufkommen zur Ver- wertung in 10 ³ t/a		Abfallaufkommen zur Beseitigung in 10 ³ t/a	
	1990	1993	1990	1993	1990	1993
Jahr	1990	1993	1990	1993	1990	1993
Gesamt	378564	338530	78973	85382	299590	253147
Hausmüll, hausmüllähnliche Gewerbeabfälle, Sperrmüll, Kehricht	50183	43486	6800	12969	43383	30517
Bergematerial aus dem Bergbau	88840	67813	10752	90943	78088	58719
Produktionsabfälle	99177	77685	45957	45594	53220	32091
Bauschutt, Bodenaushub, Straßenaufbruch, Baustellenabfälle	133381	143095	12936	15762	120445	127334
Krankenhausabfälle	83	68	3	6	80	61
Klärschlämme, Schlämme aus der Abwassererinerigung	5357	5453	983	1082	4374	4426

Tabelle 1-1: Abfallaufkommen gegliedert nach Jahr, Abfallart sowie Einstufung

Abfallart	insgesamt in 10 ³ t/a	Verbrennungs- anlagen in 10 ³ t/a	Deponien in 10 ³ t/a	andere Anlagen in 10 ³ t/a
Gesamt	110522	9156	90774	10592
Hausmüll, hausmüllähnliche Gewerbeabfälle, Sperrmüll, Kehricht	24728	6682	16957	1089
Bergmaterial aus dem Bergbau	-	-	-	-
Produktionsabfälle	-	-	-	-
Bauschutt, Bodenaushub, Stra- ßenaufbruch, Bau- stellenabfälle	60742	105	54455	6181
Krankenhausabfälle	50	15	35	-
Klärschlämme, Schlämme aus der Abwassererinerigung	3555	222	3166	167

Tabelle 2-1: an öffentliche Beseitigungsanlagen angelieferte Abfallmengen
im Jahr 1993

Das folgende Diagramm zeigt die durchschnittliche Hausmüllzusammensetzung von 1985 aus der bundesweiten Hausmüllanalyse. Dieses Schaubild verdeutlicht, wie heterogen der Hausmüll zusammengesetzt ist. Unterschiedliche Erfassungssysteme im Bereich der Haushalte veränderten die Anteile der verschiedenen Müllbestandteile. Dieser Einfluß ist zudem regional stark unterschiedlich, da es kein bundeseinheitliches Erfassungssystem für Hausmüll gibt. Die der Graphik zugrundeliegende Gesamtmenge beträgt 14 Mio. Tonnen.

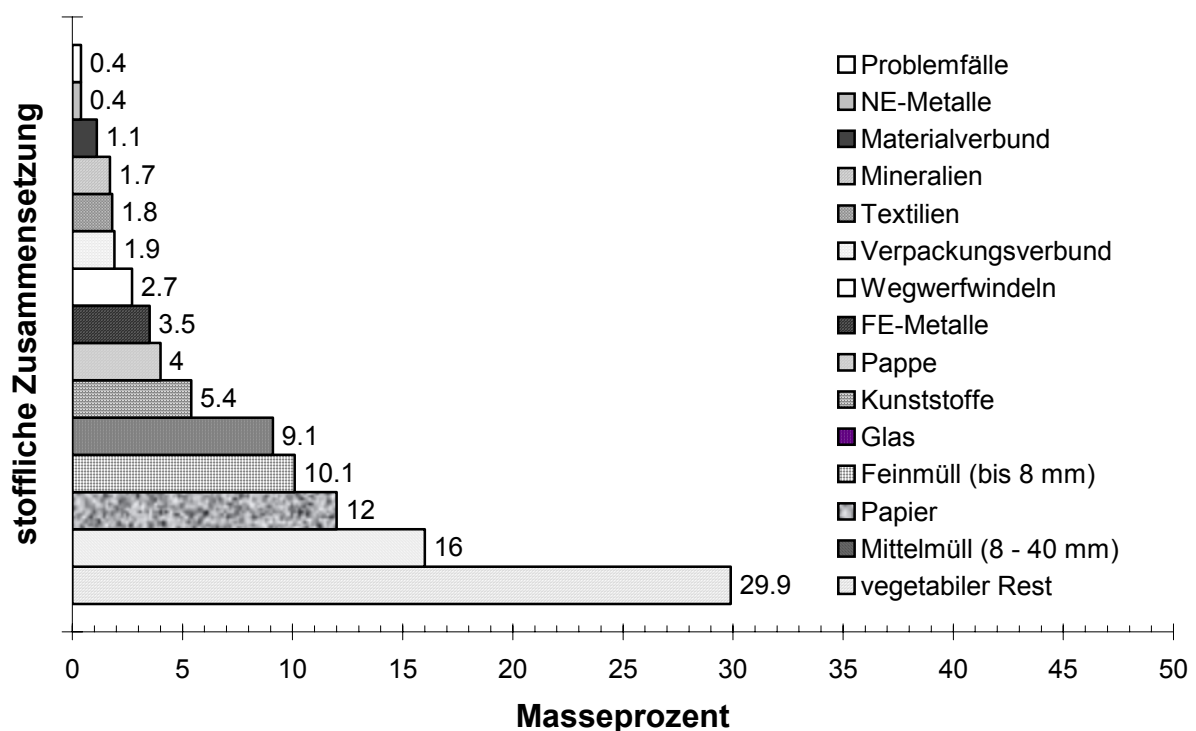


Abbildung 1-1: Bundeshausmüllanalyse 1985, stoffliche Zusammensetzung des Hausmülls; Angaben in Gew. % (UBA 1989)

Der Fachverband Dampfkessel-, Behälter- und Rohrleitungsbau (FDBR) e. V. gibt eine mittlere Elementaranalyse für Hausmüll an. Diese Analyse wird den Veränderungen der Hausmüllzusammensetzung laufend angepasst und dient vielen Anlagenherstellern als Grundlage für die Auslegung der Feuerung und des Dampferzeugers. Die Werte einer Hausmüllanalyse, gültig für das Jahr 1996, sind in Tabelle 3-1 aufgeführt.

Der Heizwert Hu_{waf} (bezogen auf den wasser- und aschefreien Brennstoff) läßt sich nach der folgenden Gleichung aus dem unteren Heizwert Hu_{roh} umrechnen.

$$H_{u_{roh}} = H_{u_{waf}} (1 - a - f) - f \Delta h_{verd} \quad (1-1a)$$

mit: a = Ascheanteil und f = Wasseranteil des Brennstoffs in der Rohanalyse

Brennstoffspezifische Massenanteile		mittlere Elementaranalyse Hausmüll	
		waf	roh
Hu	[kJ/kg]	21128	10000
C	[kg/kg]	0.5432	0.2716
H	[kg/kg]	0.0690	0.0345
S	[kg/kg]	0.0040	0.0020
N	[kg/kg]	0.0060	0.0030
O	[kg/kg]	0.3678	0.1839
Cl	[kg/kg]	0.0100	0.0050
Asche	[kg/kg]	-	0.25
Wasser	[kg/kg]	-	0.25
Summe	[kg/kg]	1.0000	1.0000

Tabelle 3-1: Heizwert und mittlere Elementaranalyse des Hausmülls in Deutschland [69]

Die Deponierung dieser teils stark organisch belasteten Reststoffe führt zu einem vermeidbaren Umweltrisiko. Die TA Siedlungsabfall wird spätestens nach Ablauf der festgelegten Übergangsfrist bis zum Jahr 2005 dazu führen, daß unbehandelte Abfälle in Deutschland nicht mehr auf Deponien abgelagert werden können.

In diesem Zusammenhang hat der FDBR den Versuch unternommen, dem Ist-Bestand an thermischen Abfallbeseitigungsanlagen eine realistische Bedarfsabschätzung gegenüberzustellen [10]. Die Bedarfsabschätzung berücksichtigt Vermeidungs- und Verwertungspotentiale auf der Basis von Vorhersagen und Zielvorgaben der Länder-Abfallentsorgungspläne sowie des Einflusses von Bevölkerungs-, Siedlungs- und Industriestrukturen. Eine Abfallerhebung hat für 1994 ein Pro-Kopf-Aufkommen von durchschnittlich 378 kg Hausmüll pro Einwohner [10] ergeben, das entspricht einer Steigerung gegenüber dem Vorjahr von 25 %. Dieser Wert ist in den Bundesländern einer weiten Streuung von 170 kg bis zu 850 kg pro Jahr und Ein-

wohner unterworfen, was teilweise die Zunahme gegenüber dem Vorjahr erklärt (vgl. Seite 2).

Der FDBR hat diese Zahlen unter der Annahme, daß das Mehraufkommen aufgrund von Bevölkerungsentwicklung und Konsumverhalten durch weitere Vermeidungspotentiale ausgeglichen wird und die derzeitigen gesetzlichen Rahmenbedingungen wie TASI und 17. BImSchV weiterhin ihre Gültigkeit behalten, auf das Jahr 2005 übertragen.

Als Resultat ergibt sich ein prognostizierter Mittelwert für das Pro-Kopf-Aufkommen von 267 kg pro Jahr und Einwohner. Dies entspricht einer benötigten Kapazität an thermischen Behandlungsanlagen von circa 22 Mio. Jahrestonnen. Bei der derzeitigen Kapazität von 14.5 Mio. Jahrestonnen ergibt das ein Kapazitätsdefizit von circa 7.5 Mio. Jahrestonnen. Um diese Bedarfslücke zu schließen, sind circa 25 bis 30 Müllverbrennungsanlagen allein in Deutschland erforderlich [10].

1.2 Thermische Entsorgungswege, Vorschriften

Seit nunmehr 100 Jahren wird in Deutschland Müll in Abfallverbrennungsanlagen entsorgt. Die erste Müllverbrennungsanlage ging 1895 in Hamburg in Betrieb. Derzeit werden in 54 Abfallverbrennungsanlagen circa 9.2 Mio. Tonnen der pro Jahr anfallenden Siedlungsabfälle thermisch behandelt [6], das entspricht einem Anteil von circa 10 % des Gesamtmüllaufkommens in öffentlichen Beseitigungsanlagen (vgl. Tabelle 2-1).

Sämtliche 54 Anlagen sind als Rostfeuerungen ausgeführt, sie unterscheiden sich aber zum Teil deutlich in der Anlagentechnik und, bedingt durch das unterschiedliche Alter, auch in der Qualität des gas- und feststoffseitigen Ausbrandes.

Bis in die 70er Jahre war die wichtigste Aufgabe einer Müllverbrennungsanlage die Entsorgung des Abfalls durch Volumenreduktion; die Verwertung der dabei gewonnenen Energie stand nicht im Vordergrund. Neben der Angst vor der Umweltverschmutzung durch Emissionen aus Müllverbrennungsanlagen hat auch der Aspekt der fehlenden Energienutzung zum negativen Image der Müllverbrennungsanlagen beigetragen. In der Folgezeit wurde die Anlagentechnik erheblich verbessert, so daß sich die Müllverbrennungsanlagen zu sogenannten Abfallverwertungsanlagen entwickelten und zu Recht einen Platz in der integrierten Abfallwirtschaft beanspruchen.

So werden heute sowohl Wärme und Strom als auch Produkte aus der Rauchgasreinigung, wie Gips oder Salzsäure und inertisierte Schlacken, von Abfallverbrennungsanlagen vermarktet. Die Anforderungen an die Anlagentechnik einer modernen Abfallverbrennungsanlage sind stark durch den rechtlichen Rahmen für die thermische Entsorgung reglementiert, wobei diese Anforderungen teilweise speziell für Rostfeuerungen entwickelt wurden, sinngemäß aber auch auf die alternativen thermischen Verfahren anzuwenden sind. In diesem Zusammenhang ist vor allem die 17. BImSchV zu nennen. Im Rahmen dieser "Verordnung über Verbrennungsanlagen für Abfälle und ähnliche brennbare Stoffe" werden im Sinne einer Schadstoffminimierung sogenannte Mindestanforderungen an den Verbrennungsvorgang und an die Abgasqualität gestellt. Vor allem die Anforderungen an den Verbrennungsvorgang wirken sich auf den Auslegungsspielraum bei der Dimensionierung von Abfallverbrennungsanlagen aus. Als Verbrennungsbedingungen werden neben dem klassischen Ausbrandindikator Kohlenmonoxid, für das eine dreifach gestufte Grenzwertregelung gilt, nämlich:

- $\leq 50 \text{ mg/m}^3$ bewertet als 24-Stundenmittelwert,
- $\leq 100 \text{ mg/m}^3$ bewertet als 1-Stundenmittelwert,
- $\leq 150 \text{ mg/m}^3$ bewertet als 10-Minutenmittelwert,

auch die Einhaltung einer Mindesttemperatur von

- $> 850 \text{ }^\circ\text{C}$,

eines Mindestsauerstoffgehaltes von

- > 6 Volumenprozent des Abgasvolumenstroms

sowie einer Mindestverweilzeit bei gleichmäßiger Durchmischung der Verbrennungsgase mit der Verbrennungsluft von

- > 2 Sekunden bei Temperaturen $> 850 \text{ }^\circ\text{C}$

vorgeschrieben.

Das Kriterium der gleichmäßigen Durchmischung wird mit Hilfe der Sauerstoffkonzentration an verschiedenen Meßpunkten einer Ebene sowie in verschiedenen Ebe-

nen beurteilt. Die geforderten Feuerraumbedingungen werden zum Teil durch konstruktive Maßnahmen erfüllt.

Die beschriebenen Anforderungen an die Verbrennungsbedingungen in einer Abfallverbrennungsanlage aus der 17. BImSchV sind in Tabelle 4-1 zur Verdeutlichung zusammengefaßt.

Parameter	Meßvorschrift	Kriterien für Hausmüll
Temperatur am Messpunkt	gemessen als 10-Minutenmittelwert	> 850 °C
Sauerstoff (i.N.,tr.) in der Meßebe	Mittelwert aller Meßpunkte einer Meßebe	> 6 Vol.% O ₂
Sauerstoff (i.N.,tr.) am Meßpunkt	> 50 % des Mittelwertes der Meßebe	> 4 Vol.% (bei z.B. 8 Vol.% Mittelwert)
gleichmäßige Durchmischung	Verteilung der Sauerstoffkonzentration verschiedener Meßpunkte in einer Meßebe	
Verweilzeit	bei 850 °C	> 2 Sekunden
Kohlenmonoxid Bezugsbedingungen im Abgas (11 % O ₂ , i.N., tr.)	24h-Mittelwert 1h-Mittelwert 10min-Mittelwert	50 mg/m ³ 100 mg/m ³ 150 mg/m ³

Tabelle 4-1: Beurteilungskriterien für die Verbrennung von Abfall [3], [11]

1.3 Vergleich der Rostfeuerungs thermischen Verfahren

Neben der konventionellen Verbrennung auf Rostsystemen haben in den letzten Jahren vor allem zwei sogenannte alternative thermische Verfahren von sich reden gemacht. Dabei handelt es sich um das Schwel-Brenn-Verfahren und um das Thermo-select-Verfahren. In der Folge werden diese beiden Verfahren kurz vorgestellt und mit der konventionellen Rostfeuerungs

technik verglichen. Beim Schwel-Brenn-Verfahren [12], [69] erfolgt, wie bereits durch den Namen angedeutet wird, die thermische Behandlung in zwei getrennten Verfahrensschritten. Der Müll muß vor Eintritt in die Schweltrommel zerkleinert werden, wo er unter sauerstoffarmer Atmosphäre bei circa 450 °C verschwelt wird. Zurück bleibt ein Reststoff, der in eine kohlenstoffhaltige, koksähnliche Feinfraktion und eine Grobfraktion, die im wesentlichen aus Metallen, Glas und Keramik besteht, aufgetrennt wird. Das Schwelgas wird anschließend in einer Hochtemperaturverbrennung gemeinsam mit

dem abgetrennten Feinanteil bei 1300 °C bis 1500 °C und einem Luftüberschuß von circa 25% verbrannt. Die im Abgas enthaltene thermische Energie wird im wesentlichen in einem Dampferzeuger genutzt. In die flüssige Schlacke der Hochtemperaturverbrennung wird der Kessel- und Filterstaub des nachgeschalteten Dampferzeugers eingebunden.

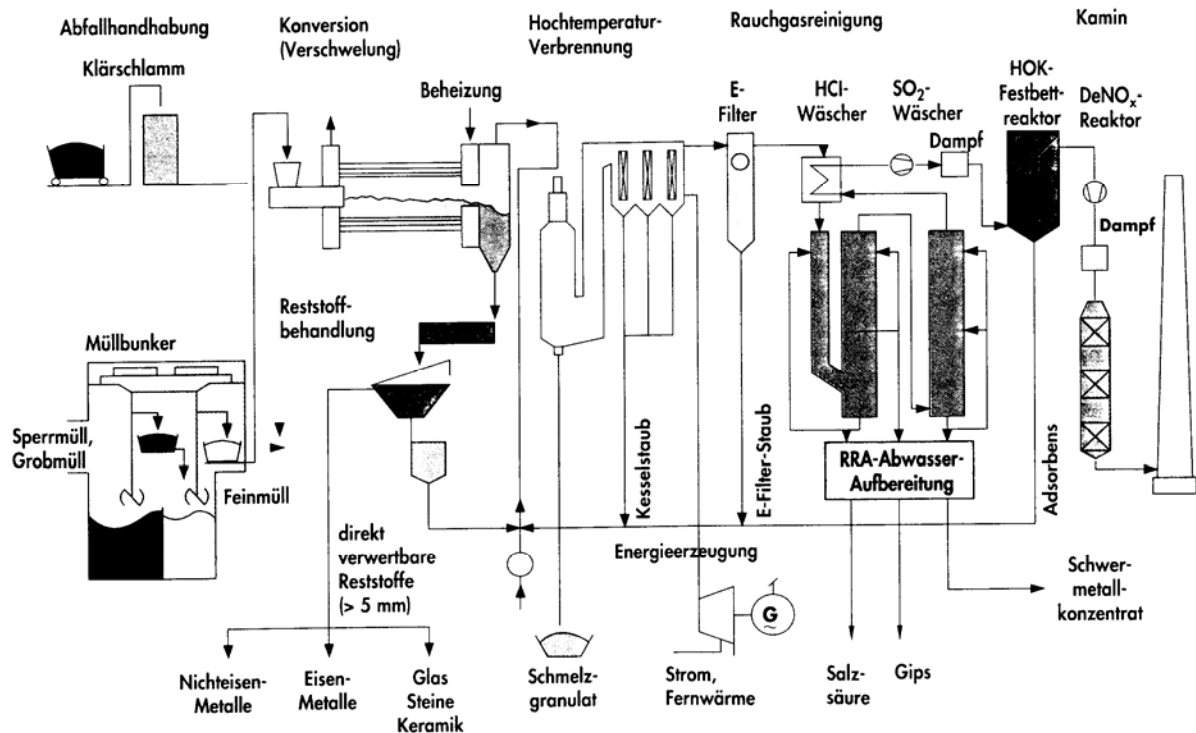


Abbildung 2-1: Anlagenschema der Schmel-Brenn-Anlage [12]

Beim Thermoselect-Verfahren [12], [69] wird verdichteter Hausmüll in einem Entgasungskanal unter Luftabschluß bei circa 600 °C teilweise in Pyrolysegas (CO, H₂, KWSt.) und -koks zerlegt. Der stückige Pyrolysekoks besteht aus dem teilentgasten organischen Material und den anorganischen, mineralischen und metallischen Reststoffen. Die Pyrolyseprodukte werden im Anschluß in einem Hochtemperaturvergaser bei 12 bar Reaktordruck [13] weiterbehandelt. Die festen Rückstände bilden im Vergaser eine kohlenstoffangereicherte Schüttung, durch die von unten nach oben heißer Sauerstoff geleitet wird. Der im stark unterstöchiometrischen Verhältnis zugeführte Sauerstoff reagiert als Vergasungsmedium mit dem Kohlenstoffinventar im unteren Teil der Schüttung zu Kohlendioxid. Das durch die Schüttung aufsteigende Kohlendioxid wird im weiteren Verlauf zu Kohlenmonoxid reduziert. Dieser Vorgang erfolgt im Idealfall bis zum Boudouard-Gleichgewicht wobei die H₂, H₂O, CO, CO₂-Gehalte der

Gasphase das heterogene Wassergleichgewicht anstreben. Daneben werden in der Schüttung ebenfalls gasförmige und kondensierte organische Verbindungen oxidativ gespalten sowie Kohlenwasserstoffe, insbesondere Methan (CH_4), als thermisch stabilster Kohlenwasserstoff, gebildet. Abbildung 3-1 zeigt den Verlauf der Gleichgewichtskonstanten K_p der Boudouard- sowie der heterogenen Wassergasreaktion in Abhängigkeit der Temperatur.

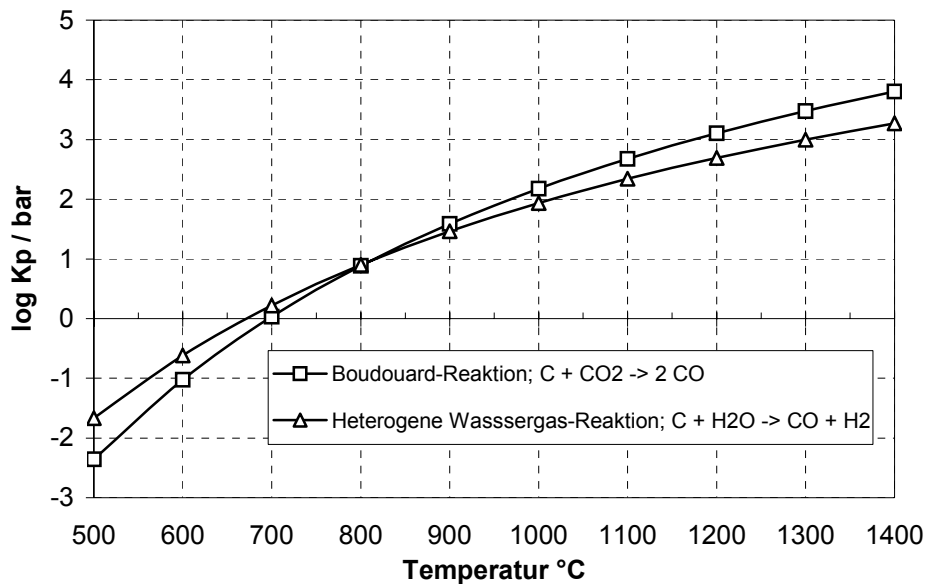


Abbildung 3-1: Gleichgewichtskonstante der Boudouard- und der heterogenen Wassergasreaktion; reduzierende Bedingungen $[\text{O}_2]/[\text{O}_2]_{\text{stöch.}} < 1$

Für die Gleichgewichtskonstante in Anwesenheit festen Kohlenstoffs gilt die

Definition
$$K_p = \frac{p_{\text{CO}}^2}{p_{\text{CO}_2}} \text{ bzw. } \frac{p_{\text{CO}} p_{\text{H}_2}}{p_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (1-1b)$$

Für das homogene Wassergasgleichgewicht gilt:
$$K_p = \frac{p_{\text{CO}_2} p_{\text{H}_2}}{p_{\text{H}_2\text{O}} p_{\text{CO}}} \quad (1-1c)$$

Freier Sauerstoff ist unter den vorliegenden Reaktorbedingungen im Gleichgewicht nicht mehr vorhanden. Durch die exothermen Vergasungsprozesse stellen sich im unteren Teil des Reaktors nach Angaben der Thermoselect-Anbieter Temperaturen von bis zu 2000 °C ein. Bei diesen Temperaturen werden alle metallischen und mineralischen Bestandteile des Abfalls geschmolzen.

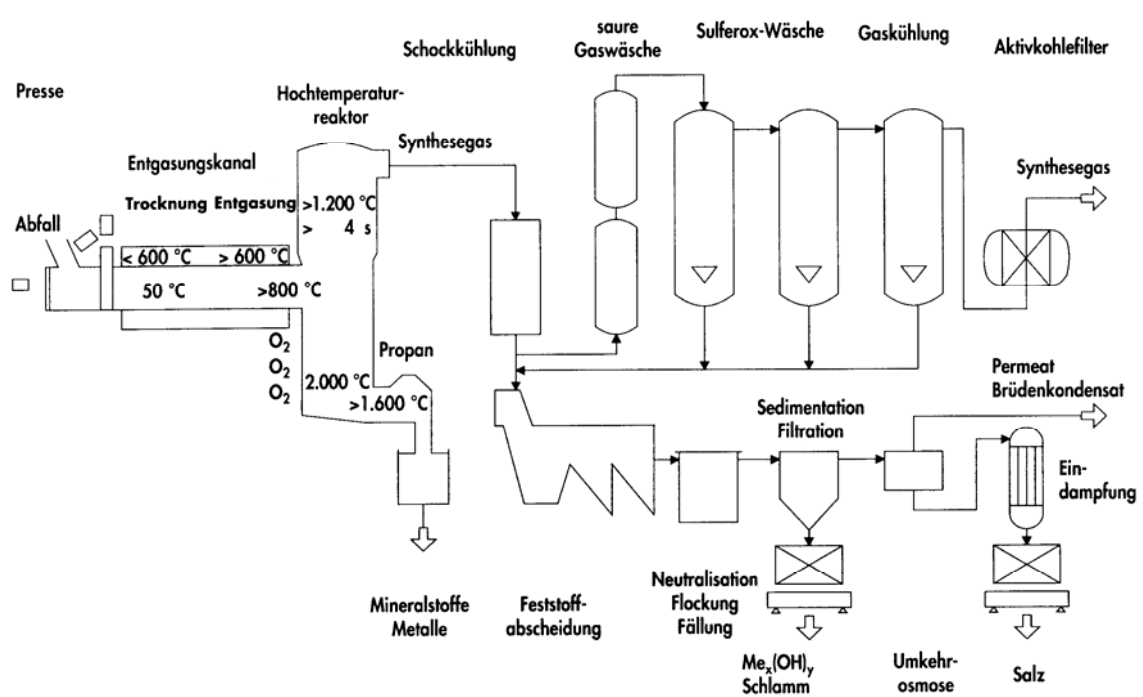


Abbildung 4-1: Anlagenschema der Thermoselect Anlage [12]

Die im Gegenstrom aufsteigenden heißen Reaktionsgase bewirken Restentgasungsprozesse im oberen, sauerstofffreien Teil der Schüttung, was zu merklichen CH_4 -Konzentrationen führt. Die Temperatur des Synthesegases am Reaktoraustritt kann mit Hilfe der zugeführten Sauerstoffmenge eingestellt werden. Das Synthesegas wird nach Austritt aus dem Hochtemperaturvergaser gereinigt und soll zur Energiewandlung (Strom und thermische Energie), z. B. in Gasmotoren verbrannt werden.

Der Vergleich der drei unterschiedlichen thermischen Verfahren wird unter der Voraussetzung durchgeführt, daß ein Abfall mit 10.000 kJ/kg Heizwert (Hu) in einer Anlage mit einer mechanischen Kapazität von 30 Tonnen pro Stunde behandelt wird. In Tabelle 5-1 sind die wesentlichen Vergleichskriterien gegenübergestellt [13]. Die ökologische Bewertung der 3 Verfahren wird anhand der Emissionswerte, bezogen auf die substituierte Primärenergie der deutschen Kraftwerke (Energimix), durchgeführt [28]. Für den Vergleich der Emissionswerte wurde angenommen, daß bei allen drei Verfahren, in Anbetracht der heute sehr aufwendigen Abgasreinigungen, vergleichbare Schadstoffkonzentrationen im Reingas erreicht werden. Auf diese Weise können die emittierten Frachten als Funktion des Abgasvolumenstroms betrachtet werden. Am Beispiel der Staubemission für die Rostfeuerung wird gezeigt, wie die vergleichenden Emissionswerte in Tabelle 5-1 ermittelt werden.

Bei einer modernen Rostfeuerungsanlage werden circa 4.1 g Staub pro t Abfall emittiert. Unter Berücksichtigung der zum Müllkraftwerk äquivalenten Nettostrommenge aus einem Kraftwerk ergibt sich für das Kraftwerk umgerechnet eine Staubemission von 8.6 g Staub pro t Abfall. Diese Staubfracht kann durch die Einspeisung des Stroms aus dem Müllkraftwerk substituiert werden. Bei der Gegenüberstellung in Tabelle 5-1 wird diese durch Substitution theoretisch vermeidbare Schadstofffracht von der jeweiligen Schadstofffracht bei der Müllverbrennung abgezogen. Für Staub ergibt das bei der Betrachtung der Variante mit der elektrischen Einschmelzung der Schlacke einen Emissionswert von -4,5 g/t Staub. Die übrigen Emissionswerte werden nach dem beschriebenen Verfahren gegenübergestellt. Bei den Dioxinen und Furanen ist in Tabelle 5-1 der nicht umgerechnete Emissionswert berücksichtigt, da eine Substitutionsbetrachtung keinen Sinn macht. Die Schadstofffrachten für Dioxin und Furane sind bei der Stromerzeugung um Größenordnungen geringer als bei allen drei hier untersuchten Verfahren.

Die elektrische Energieausbeute bei Rostfeuerungen von 320 kWh/t Abfall ergibt sich unter Berücksichtigung einer elektrischen Schlackeeinschmelzung im Anschluß an den Verbrennungsprozeß. Bei einer nachgeschalteten fossilen Schlackeeinschmelzung verbessert sich die Energieausbeute auf circa 420 kWh/t. Die relativ hohen Investitionskosten für das Thermoselect-Verfahren resultieren aus der aufwendigen Gasreinigungsanlage für das Synthesegas, der Abwasserbehandlungsanlage und der Notwendigkeit, alle gasführenden Teile der Anlage auf einen Innendruck von circa 12 bar [13] auslegen zu müssen. Das Schwel-Brenn-Verfahren ist auf Grund der zusätzlich erforderlichen Komponenten wie Vorzerkleinerung und Pyrolysetrommel circa 15 % teurer als die Rostfeuerungs-technologie.

Wie die kurze Beschreibung der alternativen thermischen Verfahren zeigt, handelt es sich letztlich ebenfalls um Verbrennungsprozesse, es sei denn, daß das anfallende Synthesegas einer chemischen Prozeßnutzung zugeführt wird.

	Rostfeuerung			Schwel-Brenn	Thermoselect
Abgasvolumenstrom feucht/trocken [m ³ /t Abfall]	4800 / 4100			3900 / 3300	3400 / 2950
Nettoverstromung [kWh/t Abfall]	320			360	ca. 150
Schlacke/Asche [kg/t Abfall]	260			260	260
Reststoffe auf Deponie [kg/t Abfall]	10			10	40
Investitionskosten [Mio. DM]	380			420	480
Wirkungsgrad bez. auf die Nettoverstromung	18 ¹	15 ²	11.5 ³	13	6.8
Staub [g/t Abfall]	-9.4 ¹	-7.1 ²	-4.5 ³	-6.4	-2.1
HCl [g/t Abfall]	-19.9 ¹	-15.9 ²	-11.3 ³	-14	-6.1
SO ₂ [g/t Abfall]	-225 ¹	-184 ²	-136 ³	-160	-77
NO _x [g/t Abfall]	32 ¹	74 ²	124 ³	46	111
CO [g/t Abfall]	46 ¹	52 ²	59 ³	40	45
Dioxine/Furane [ng/t Abfall]	82 ¹	82 ²	82 ³	66	59

Tabelle 5-1: Gegenüberstellung der unterschiedlichen thermischen Verfahren [13]

Der wesentliche Unterschied zur konventionellen Rostfeuerung, bei der die wichtigsten Verbrennungsprozesse in einem Verfahrensraum ablaufen, besteht darin, daß sowohl beim Schwel-Brenn-Verfahren als auch beim Thermoselect-Verfahren für die Teilprozesse der Verbrennung wie Entgasung, Vergasung, heterogene und homogene Oxidation separate Verfahrensräume zur Verfügung stehen. Daraus ergibt sich der theoretische Vorteil der alternativen Verfahren, einzelne Teilprozesse zu optimieren, ohne zwangsläufig unerwünschte Rückwirkungen auf die anderen Teilprozesse auszulösen. Allerdings zeigt der technische Vergleich aller drei thermischen Verfahren, daß die beiden alternativen Verfahren gegenüber der Rostfeuerung daraus bisher kaum einen Vorteil für sich ableiten konnten.

Die Gegenüberstellung zeigt vielmehr, daß die konventionelle Rostfeuerungstechnik sich derzeit mit den Konkurrenzverfahren noch problemlos messen kann. In einigen Punkten weist die konventionelle Technologie sogar noch Vorteile auf, die im zukünft-

¹ ohne Einschmelzung der Schlacke

² mit fossiler Einschmelzung der Schlacke

³ mit elektrischer Einschmelzung der Schlacke

tigen, weltweiten Wettbewerb nicht zu unterschätzen sein werden. So ist die Tatsache, daß eine aufwendige mechanische Vorbereitung und Zerkleinerung des Abfalls vor der Verbrennung bei beiden alternativen Verfahren zwingend notwendig ist, ein wesentlicher Kostenvorteil für die konventionelle Rostfeuerungs-technik. Bei der Betrachtung der relativierten Emissionszahlen fällt auf, daß die Rostfeuerungs-technik bei den Staub-, HCl- und SO₂-Emissionen zumindest ohne, aber auch mit fossiler Einschmelzung den alternativen Verfahren überlegen ist. Bei den NO_x und CO-Werten besteht kein großer Unterschied zwischen den drei Verfahren; jedoch sind die Dioxin/Furan-Emissionen bei einer Rostfeuerungsanlage gegenüber dem Schwel-Brenn-Verfahren um circa 20 % und gegenüber dem Thermosteact-Verfahren um circa 28 % erhöht.

Der Vergleich der drei Konzepte in Verbindung mit dem künftigen Bedarf an leistungsfähigen thermischen Entsorgungsanlagen macht deutlich, daß eine Weiterentwicklung der Feuerungs-technik für die konventionellen Rostsysteme vielversprechend erscheint. Um das Entwicklungspotential dieser Feuerungs-technik besser beurteilen und nutzen zu können, ist es erforderlich, die einzelnen Verbrennungsprozesse auf dem Rost einer ausführlichen Untersuchung zu unterziehen.

2 Reststoffverbrennung auf Rostsystemen

Die Rostfeuerung ist heute weltweit die bewährteste Technik für die thermische Behandlung von Abfällen. Andere Verfahren, wie z. B. die Verbrennung im Haufwerk in einer Unterschubfeuerung, haben sich zwar für die Verbrennung von Holz in kleineren Anlagen durchsetzen können, sind aber für die Verbrennung von Abfall wegen der fehlenden Schürung des Gutbettes sowie wegen der aufwendigeren Ausschleusung der erheblich größeren Aschemengen im Vergleich zu Holz nicht geeignet. Drehrohrfeuerungen und Wirbelschichtanlagen haben ihr festes Einsatzfeld in der Sonderabfallentsorgung gefunden. Hausmüll ist wegen seiner heterogenen Zusammensetzung als Brennstoff sowohl für Drehrohr- als auch für Wirbelschichtanlagen dagegen kaum geeignet. Ein kurzer geschichtlicher Rückblick soll die Entwicklung von den ersten Müllöfen bis hin zu den modernen Hochleistungsanlagen verdeutlichen.

Die ersten Rostfeuerungsanlagen für feste Brennstoffe (i.w. Steinkohle) entstanden Ende des 18. Jahrhunderts in England. Sie waren sehr einfach aufgebaut und wurden manuell beschickt und entsorgt. Erst mit zunehmender Industrialisierung wurde ein Großteil der manuellen Tätigkeiten mechanisiert. Die ersten mechanisch bewegten Feuerungsroste kamen zwischen 1920 und 1930 auf den Markt; von diesem Zeitpunkt an wurden die Beschickung, die Durchmischung und Entaschung der Rostbetten auch von Abfallverbrennungsanlagen zunehmend mechanisiert und automatisiert [14].

Schon früh erkannten die Anlagenhersteller, daß die spezifischen Anforderungen an frühere Abfallverbrennungsanlagen nicht mit denen der mit Rostanlagen ausgerüsteten Kohleöfen in Kraftwerken zu vergleichen waren. Die Zusammensetzung wie auch der Heizwert des Brennstoffs Müll änderten sich mit der Entwicklung des Lebensstandards der Bevölkerung unablässig. Bis in die 60er Jahre machten Aschen aus holz- und kohlebefeuernden Öfen aus Privathaushalten einen erheblichen Anteil der Siedlungsabfälle aus. Der große Inertanteil des Abfalls führte zu sehr niedrigen Heizwerten und in der Folge zu Problemen bei der energieautarken Verbrennung.

Bei der Abfallverbrennung auf Rostsystemen waren Probleme mit zu hohem Staubaustrag durch zu intensive Gutbettschürung oder bzgl. Rohrverschleiß im Kessel

durch zu hohe Rauchgasgeschwindigkeiten lange Zeit bekannt, als Ende der 50er Jahre durch eine grundlegende Änderung der Müllzusammensetzung das neue und heute noch aktuelle Problem der Kesselrohrkorrosion, ausgelöst durch hohe Rohgasbeladungen mit Salzsäure oder durch die Bildung von Schwefelsäure aus Schwefeldioxid (SO_2), dazu kam.

Die jüngere Entwicklung der Anlagentechnik läßt sich grob in vier Zeitabschnitte unterteilen. Von 1950 bis 1965 wurden die Anlagen in erster Linie zur Entsorgung des Abfalls eingesetzt. Eine Energienutzung der heißen Rauchgase in einem nachgeschalteten Kessel war nicht üblich.

In den Jahren 1965 bis 1975 wurden durch den Einsatz von Staubabscheidern erste Verbesserungen im Bereich des Umweltschutzes erreicht; darüber hinaus wuchs das Interesse an der Energieauskopplung in Form von Dampf oder heißem Wasser.

Der energetische Wirkungsgrad der Abfallverbrennungsanlagen wurde in den Jahren 1975 bis 1990 erheblich verbessert. Die Anlagen konnten jetzt zum größten Teil automatisch betrieben werden. Auf wachsenden Druck der Öffentlichkeit wurden den Dampfkesseln von Müllverbrennungsanlagen erste Abgasreinigungsanlagen nachgeschaltet. Zusätzlich zu den Staubemissionen wurden hierdurch die Emissionen von Salzsäure (HCl), Schwefeldioxid (SO_2), Flußsäure (HF) sowie einigen Schwermetallen reduziert.

Anlagen, die seit 1990 geplant bzw. gebaut wurden oder werden, zerstören oder reduzieren zusätzliche Schadstoffe wie Stickoxide (NO_x), Dioxine und Furane (PCDD u. PCDF).

Vor allem die Reduzierung der zuletzt genannten Luftschadstoffe muß nicht ausschließlich durch Maßnahmen in der Abgasreinigung erreicht werden. Verschiedene Untersuchungen zeigen [15], [16], daß eine optimierte Verbrennung des Mülls auf dem Rost in Verbindung mit einer geänderten Strömungsführung der primär gebildeten Rauchgase relativ zum Gutbett ein bisher ungeahntes Verbesserungspotential beinhaltet.

2.1 Feststoffabbrand am Einzelkorn

Die Prozesse beim Abbrand einer Schüttung betreffen die Verbrennung von Partikelkollektiven. Deshalb bildet für die theoretischen Überlegungen zur Haufwerks-

verbrennung auch die Betrachtung des Abbrandes eines Einzelpartikels die Grundlage.

Der Feststoffabbrand an einem Kohlekorn wurde von vielen Autoren [19], [26], [27], [30] detailliert untersucht und beschrieben. Durch die Erwärmung des Kohlekorns auf die Zündtemperatur treten Wasser und flüchtige Bestandteile gasförmig aus. Es bleibt ein mehr oder weniger poröser Koks übrig. Je nach Anteil und Zusammensetzung der flüchtigen Bestandteile zünden diese bei 500 °C bis 900 °C und brennen in einer Hüllflamme, die das Korn umgibt, oder in der partikelfernen Zwischenkorn-Gasphase ab. Der Gehalt an flüchtigen Bestandteilen bestimmt demnach die Zündeigenschaften eines festen Brennstoffes. Koks und Anthrazit mit einem geringen Gehalt an Flüchtigen sind schwerer zu entzünden als Fett- oder Gaskohle oder gar Braunkohle und Holz. Der heterogene Abbrand des Koksgefüges beginnt nach oder zum Teil noch während der Verbrennung der Flüchtigen. Die beschriebenen grundlegenden Prozesse gelten prinzipiell für alle festen Brennstoffe.

2.1.1 Teilprozesse bei der Feststoffverbrennung am Einzelkorn

In der ersten Phase der Trocknung (1. Trocknungsabschnitt) wird die von der Oberfläche verdunstende Wassermenge ständig aus dem Korninneren ersetzt. Die Trocknungsgeschwindigkeit wird durch den Stofftransport von der Oberfläche der Partikel an die Umgebung bestimmt und ist unabhängig von der Feuchte des Kornes. Der Trocknungsspiegel wandert in das Korninnere, wenn die verdunstende Wassermenge nicht mehr durch den kapillaren Flüssigkeitstransport nachgeliefert werden kann (2. Trocknungsabschnitt). In dieser Phase wird die Trocknungsgeschwindigkeit durch zusätzliche Stoff- und Wärmeübergangswiderstände des Feuchtetransports in der Gasphase innerhalb der Porenkanäle verringert und ist abhängig von der Kornfeuchte. Im dritten Trocknungsabschnitt wird die hygroskopische Kornfeuchte unterschritten und der Dampfdruck des noch enthaltenen Wasser nimmt ab, was zu einer weiteren Verringerung der Trocknungsgeschwindigkeit in dieser Phase führt. Im zweiten und dritten Trocknungsabschnitt steigt die Temperatur der Kornoberfläche gegenüber der Temperatur im Korninneren an, so daß Trocknungs-, Entgasungs- und Zersetzungsprozesse im Korn parallel ablaufen.

Bei der auf die Trocknung folgenden Entgasung werden auf Grund der stark ansteigenden Korntemperatur die flüchtigen Bestandteile freigesetzt. Dabei werden neben

dem Austreiben der Flüchtigen auch funktionelle Gruppen im Feststoff abgespalten und höhermolekulare Verbindungen zersetzt. Die Gase bestehen aus aromatischen und aliphatischen Kohlenwasserstoffen sowie aus niedermolekularen Zersetzungsprodukten (z.B. CO, CO₂, H₂O etc.). Die Temperatur und der Druck am Korn bestimmen den Verlauf der Entgasung.

Der Gehalt an flüchtigen Bestandteilen im Hausmüll sowie bei Holz ist groß. Die mittlere Gasausbeute für Hausmüll bei einer Pyrolyse bei 900 °C wurde mit circa 65 % bestimmt, davon waren circa 30 % Wasser [32]. Die Gasausbeute bei Holz beträgt unter den gleichen Bedingungen circa 87 % mit einem Wasseranteil von etwa 7 % [25]. Ab circa 250 °C setzt bei Holz die Freisetzung flüchtiger Bestandteile ein. Der intensive Reaktionsablauf bei der Entgasung bewirkt, daß der Luftsauerstoff von den Produktgasen, die mit hohen Geschwindigkeiten aus den Brennstoffpartikeln ausströmen, verdrängt wird und somit nicht an die Partikeloberfläche diffundieren kann. Diese Beobachtung rechtfertigt den Vergleich der Entgasungsprodukte von Holz an der Partikeloberfläche bei der Holzverbrennung mit den Produktgasen einer Holzpyrolyse. Bei der Entgasung von Holz werden hochpolymere Bestandteile in eine Vielzahl von Nebenprodukten aufgespalten, die weiter zu den gasförmigen Endprodukten und Holzkoks reagieren. Das Produktgas enthält im wesentlichen CO, CO₂, H₂, H₂O, CH₄, C₂H₄ [31]. Zurück bleibt Holzkoks, der hauptsächlich aus festem Kohlenstoff mit geringen Anteilen an chemisch gebundenem Wasserstoff und Sauerstoff sowie Salzen und Metalloxiden als Aschebestandteilen besteht.

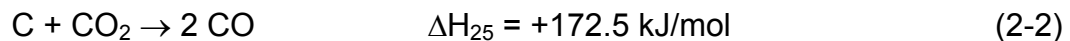
Gaskomponente	Holz [Vol. %]	Buchenholz [Vol. %]	Tannenholz [Vol. %]
CO	30	40	41
H ₂	13	14	15
CO ₂	15	6	4
CH ₄	9	12	11
C ₂ H ₂	-	0.6	0.7
C ₂ H ₄	3	5	5
C ₂ H ₆	-	0.4	0.2
C ₃ H ₆	-	-	-
H ₂ O	30	21	24

Tabelle 6-2: Gaszusammensetzung bei der Pyrolyse verschiedener Hölzer [25]

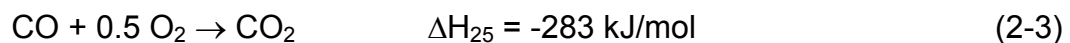
Die Zündung der Ent- und Ausgasungsprodukte setzt in der Gasphasen-Umgebung des Korns ein, sobald deren Konzentration durch Einmischung von Sauerstoff die Zündgrenze erreicht und die Zündtemperatur überschritten ist. Der Abstand der Reaktionszone von der Oberfläche des Korns ist vom Entgasungsverlauf, der Strömung/Diffusion der Flüchtigen weg vom Korn und der Diffusion des Sauerstoffs hin zur Reaktionszone sowie vom Temperaturprofil außerhalb des Korns abhängig [47], [48]. Durch die homogene Verbrennung des Produktgases werden bei der Holzverbrennung circa 70 % des gesamten Heizwertes umgesetzt.

Nach Abschluß der Entgasung erfolgt die Partikelverbrennung als heterogene Reaktion am Korn. Die chemische Kinetik wird üblicherweise zu zwei Bruttoreaktionen zusammengefaßt [27].

- endotherme Boudouard-Reaktion an der Feststoffoberfläche:



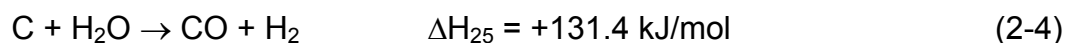
- exotherme Gasreaktion:



An der Partikeloberfläche läuft die endotherme Boudouard-Reaktion ab und in der Grenzschicht die exotherme Gasreaktion. Daraus ergeben sich die in Abbildung 5-2 qualitativ dargestellten Konzentrationsverläufe für Sauerstoff, Kohlenmonoxid Kohlendioxid, Wasserstoff und Wasser am Korn und in der Grenzschicht bzw. in der Reaktionszone.

Das von der Oberfläche wegdiffundierende CO verbrennt in der Grenzschicht mit dem Sauerstoff der Luft in der eigentlichen Flamme. Hierbei wird CO₂ gebildet, das sowohl zur Partikeloberfläche als auch zur Umgebung diffundiert bzw. strömt. Die Breite der, fluiddynamisch gesehen, laminaren Flammenzone hängt von der Kinetik der Verbrennungsreaktion ab. Die Vergasung des Feststoffs mit rückdiffundiertem CO₂ wird durch Wasserdampf unterstützt, weil neben der Boudouard-Reaktion auch durch die endotherme, heterogene Wassergas-Reaktion fester Kohlenstoff vergast wird (vgl. Kapitel 1):

- heterogene Wassergas-Reaktion:



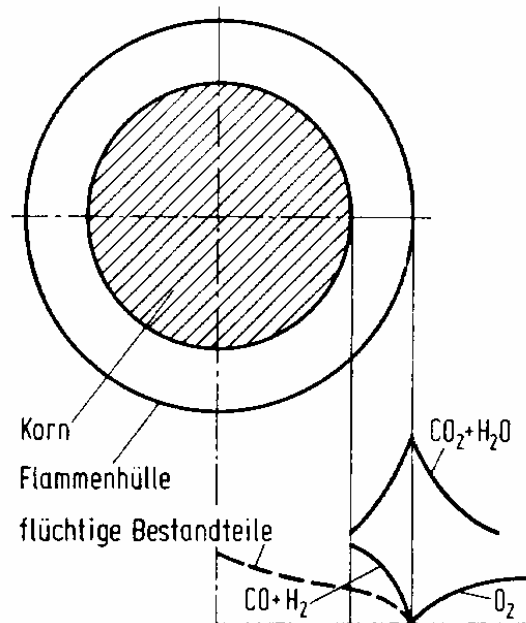
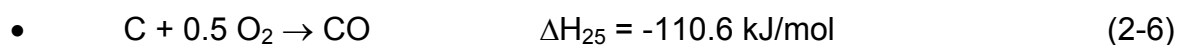
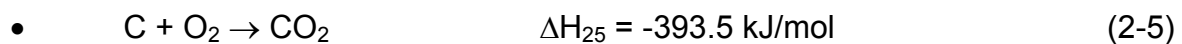


Abbildung 5-2: Schematischer Verlauf der Gaskonzentrationen am Korn bei der heterogen/homogenen Verbrennung [25]

Bei den unter üblichen Verhältnissen vorliegenden Temperaturbedingungen ist die Kinetik der Gasreaktion so schnell, daß die Flammenbreite sehr klein gegenüber der Grenzschichtdicke ist und somit kein freier Sauerstoff an die Partikeloberfläche gelangen kann. Bei niedrigen Temperaturen kann die Kinetik jedoch so langsam werden, daß sich die Flammenzone ausdehnt und Sauerstoff bis zur Partikeloberfläche diffundieren kann. Derselbe Effekt tritt wegen der dünnen Grenzschicht ebenfalls bei sehr kleinen Partikeln auf. Für diese Fälle gelten zusätzlich noch die stark exothermen Reaktionsgleichungen der direkten Kohlenstoffoxidation an der Partikeloberfläche.



Diese beiden Reaktionen verlaufen gegenüber der Boudouard- und der heterogenen Wassergas-Reaktion kinetisch nur sehr langsam und können nur bei niedrigen Temperaturen und (aus den vorher genannten Gründen) extrem feinen Partikeln maßgeblich zur C-Vergasung beitragen [27].

Der Zusammenhang zwischen der chemischen Reaktion sowie der Poren- bzw. der Grenzfilmdiffusion bei der Feststoffverbrennung wird anschaulich im Arrhenius-Diagramm in Abbildung 6-2 dargestellt.

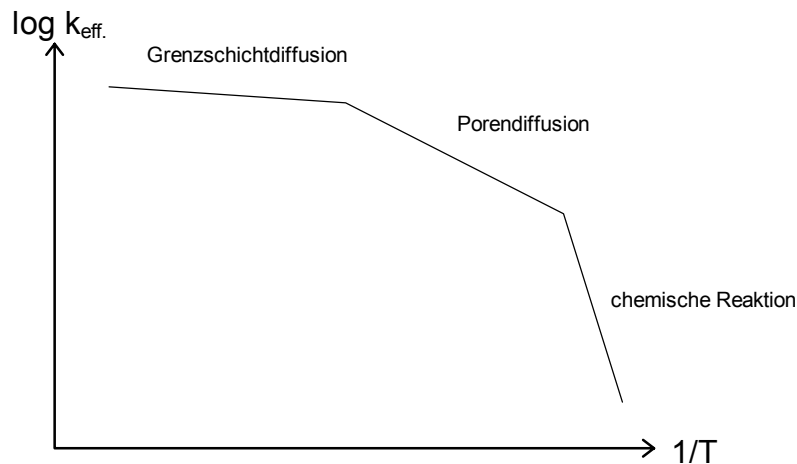


Abbildung 6-2: Temperaturabhängigkeit der geschwindigkeitsbestimmenden Mechanismen im Arrhenius-Diagramm [26]

Bei niedrigen Temperaturen ($< 750 \text{ }^\circ\text{C}$) ist die Kinetik der chemischen Reaktionen die geschwindigkeitsbestimmende Größe. Die Sauerstoffkonzentration im Korn und an der Oberfläche ist überall gleich. In dieser Phase gilt für die effektive Reaktionsgeschwindigkeit die Formalbeziehung nach Arrhenius:

$$k_{\text{Reaktion}} = k_m \cdot M_c \quad \text{mit} \quad k_m = H \cdot e^{\frac{-E}{RT}} \quad (2-7)$$

Im Temperaturbereich von etwa $750 \text{ }^\circ\text{C}$ bis $900 \text{ }^\circ\text{C}$ wird die chemische Reaktion so schnell, daß das Korninnere an Sauerstoff verarmt. In den Poren des Kornes entsteht ein Konzentrationsgradient, so daß die Diffusion in den Poren der geschwindigkeitsbestimmende Schritt ist. In dieser Phase spielt die Korngröße eine Rolle, da eine Verkürzung der Diffusionswege den Umsatz erhöht; die innere Oberfläche wird nicht mehr voll ausgenutzt, da die Porendiffusion nicht mehr genügend Sauerstoff nachliefert. In Gleichung (2-8) wird ein Porennutzungsgrad η eingefügt:

$$k_{\text{Reaktion}} = \eta \cdot k_m \cdot M_c \quad (2-8)$$

Für den Porennutzungsgrad η (< 1) wird in [26] eine Beziehung für kugelförmige Brennstoffteilchen angegeben. Für die Verwendung von Holzwürfeln in den nachfol-

gend beschriebenen Experimenten müßte der Porennutzungsgrad abgeschätzt werden. Da aber für die kinetischen Parameter bereits eine Abschätzung verwendet wird, wird auf eine Abschätzung von η in dieser Arbeit verzichtet (vgl. Kapitel 6).

Bei Temperaturen > 900 °C ist die chemische Reaktion so schnell, daß kein Sauerstoff mehr in die Poren gelangt. Die Diffusion des Sauerstoffs durch die fluiddynamische Grenzschicht bestimmt in dieser Phase die Umsatzgeschwindigkeit; für die effektive Geschwindigkeitskonstante ergibt sich in diesem Temperaturbereich:

$$k_{\text{Diffusion}} = F_{\text{rel}} \cdot \frac{D}{\delta} \quad (2-9)$$

Die effektive Geschwindigkeitskonstante k_{eff} wird für alle drei Bereiche beschrieben durch die Gleichung der Serienschaltung von Transport- und kinetischem Widerstand:

$$\frac{1}{k_{\text{eff}}} = \frac{1}{k_{\text{Diffusion}}} + \frac{1}{k_{\text{Reaktion}}} \quad (2-10)$$

2.2 Theoretische Grundlagen der Verbrennung auf dem Rost

Die theoretische Erfassung der Verbrennungsvorgänge auf Rostsystemen ist besonders schwierig, da die Gestalt der die Brennstoffschicht aufbauenden Partikel sowie die Strömungswege im Gutbett sehr komplex und kaum statisch zu erfassen sind. Mit der systematischen Erfassung der Verbrennungsvorgänge auf dem Rost wurde in den 30iger Jahren für die Brennstoffe Kohle und Koks begonnen [30], [36] - [42]. Die ersten Untersuchungen dienten dem Ziel der Prozessoptimierung. Mitte der 80iger Jahre wurde darüber hinaus die Bildung und Freisetzung von Schadstoffen im Gutbett untersucht [43] - [46].

Bei der Untersuchung der Verbrennungsprozesse in Abfallschüttungen muß beachtet werden, daß der Brennstoffeinfluß auf die Verbrennungsprozesse im Gutbett durch die stofflich und bzgl. der Partikelform wesentlich heterogenere Zusammensetzung des Abfalls noch schwieriger zu beschreiben ist als bei der Kohleverbrennung. Hausmüll hat einen höheren Sauerstoff-, Wasserstoff-, Asche- und Wassergehalt als die in der BRD vorwiegend eingesetzte Kohle. Aufgrund des hohen Wassergehaltes kann der Wärmetransport in ein Brennstoffpartikel den Abbrand bestimmen. Nur vollständig getrocknete Bereiche der Brennstoffpartikel können gezündet werden.

Erste Experimente zur Untersuchung der Abfallverbrennung auf Rostsystemen wurden Ende der 50er Jahre durch das U.S. Bureau of Mines [21] - [22] durchgeführt. Für die Untersuchungen wurde mit Hilfe einer speziell entwickelten Laboranlage die Festbettverbrennung auf Rostsystemen in einem eindimensionalen Modell simuliert. Die Experimente wurden mit einem synthetischen Brennstoff, der sich aus Pappe, grünen Blättern und einem Papiergemisch zusammensetzte, durchgeführt. Die Autoren berichteten über Umsatzraten sowie Temperaturprofile im Gutbett.

Mitte der 70er Jahre beschreiben Rogers et.al. [23], [24] die Messung von Verbrennungsgeschwindigkeiten, Zündfrontgeschwindigkeiten, Temperaturprofilen im Gutbett sowie Abgaszusammensetzungen an einer Laboranlage. Diese Experimente wurden sowohl mit einem synthetischen Brennstoff als auch mit geschreddertem Müll durchgeführt. Die Arbeiten mit dem geschredderten Brennstoff waren aufgrund von Inhomogenitäten des Brennstoffs nicht reproduzierbar. Rogers gelang es jedoch zu zeigen, daß die wesentlichen Ergebnisse der Experimente zur Kohleverbrennung qualitativ auf die Verbrennung von Abfall übertragen werden können. Die von den zitierten Autoren verwendeten Laboranlagen sind im prinzipiellen Aufbau mit der in Kapitel 4 beschriebenen Laboranlage KLEAA vergleichbar. Mit Hilfe dieser Laboranlagen wird der Verbrennungsablauf auf dem Rost durch ein eindimensionales Modell simuliert (vgl. Abbildung 5-4).

Auf dem Rost einer Abfallverbrennungsanlage wird der frische Brennstoff auf der ersten Rostzone durch die Primärluft von unten nach oben durchströmt sowie teilweise getrocknet, und von der Wärmeeinstrahlung aus dem Feuerraum von oben nach unten getrocknet. Wegen des relativ hohen Wassergehaltes von Hausmüll in Verbindung mit der schlechten Wärmeleitfähigkeit des Gutbettes dringt die Trocknungsfront nur langsam in das Brennstoffbett ein. Das Haufwerk wird durch die Einstrahlung zuerst an der Oberfläche getrocknet und auf Zündtemperatur erwärmt. In der Folge werden die leichtflüchtigen Kohlenwasserstoffverbindungen bei Temperaturen von 235 °C bis 320 °C gezündet [17], [18].

Nach der Zündung der leichtflüchtigen, entgasten Bestandteile und anschließend auch der Feststoffphase bildet sich eine Verbrennungsfront aus, die von oben nach unten, entgegen der Verbrennungsluftströmung, ins Gutbett eindringt. Dabei bildet sich wegen der schlechten Wärmeleitung der Schüttung ein großer, vertikaler Tem-

In einem realen Gutbett überlagern sich die Teilvorgänge Trocknung, Entgasung und Restkoksverbrennung, abhängig von den unterschiedlichen Aufheizraten der Brennstoffpartikel sowie vom Einfluß der Gutbettschürung. Darüber hinaus können Stoff- und Wärmetransportvorgänge durch Ascheablagerungen oder Schlackeeinschlüsse behindert werden. Daneben können bei der Hausmüllverbrennung auch katalytische Effekte durch Schwermetalloxide oder Inhibitoren wie z.B. NaCl oder HBr eine Rolle bei der Verbrennung spielen.

Abbildung 8-2 zeigt die qualitative Konzentrationsverteilung in einer nicht oder nur schwach durchmischten Brennstoffschüttung mit der Höhe b unter Berücksichtigung der Reaktionen (2-2) bis (2-4). Die Darstellung ist stark vereinfacht, in Wirklichkeit überlappen sich die Teilprozesse in vertikaler wie auch horizontaler Richtung. Man erkennt, daß sich im Gutbett zwei Teilzonen ausbilden; die rostnahe Zone ist gekennzeichnet durch die Gegenwart von Sauerstoff; im Abstand a zum Rost beginnt die zweite Teilzone, die keinen Restsauerstoff mehr enthält.

Die zweite Zone wird von den Produktgasen der ersten Teilzone durchströmt. Bei der Gegenwart von Sauerstoff in Teilzone 1 entsteht nach Gleichgewichtsaussagen praktisch kein CO, der Kohlenstoff wird vollständig gemäß der exothermen Reaktion (2-6) zu CO_2 oxidiert. In Teilzone 2 setzt sich das gebildete CO_2 bei ausreichend hohen Temperaturen nach der endothermen Boudouard-Reaktion (2-2) zu CO um, da integral über die Schichthöhe betrachtet die Luftzahl (Sauerstoffzahl) deutlich unter 1 liegt.

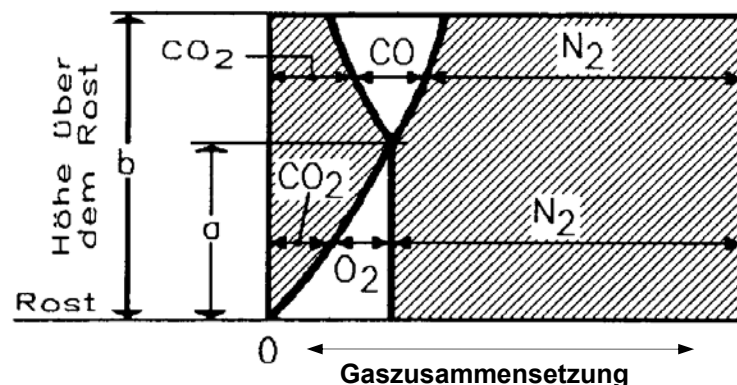


Abbildung 8-2: Schematische Darstellung der Gaszusammensetzung in verschiedenen Höhen eines Gutbetts [12]

2.3 Prozeßführung bei der Festbettverbrennung auf dem Feuerungsrost einer Abfallverbrennungsanlage

Bei Abfallverbrennungsanlagen mit Rostsystemen wird der Brennstoff über einen Trichter mit Müllschacht dem Rost zugeführt. Die Beschickung des Rostes erfolgt mit Hilfe eines Zuteilers quasikontinuierlich. Der Brennstoff wird mit Umgebungstemperatur dem Rost aufgegeben und durchläuft der Reihe nach die Trocknungs- und Zündzone, die Hauptverbrennungszone sowie die Nachverbrennungszone. Dabei wird er durch die Bewegung des Rostes und oftmals durch die Neigung des Rostes laufend geschürt (Intensivierung der vertikalen Bettdurchmischung) sowie der Transport bis zum Schlackeabwurf sichergestellt. Die Verweilzeit des Brennstoffs auf dem Rost beträgt je nach Rosttyp und Brennstoff circa 45 bis 90 Minuten. Nach dieser Zeit ist der Abfall vollständig umgesetzt, und die Schlacke wird von der letzten Rostzone zumeist in ein Wasserbad abgeworfen. Um den Luftbedarf optimal an die verschiedenen Abfallarten und -zusammensetzungen anpassen zu können, wird die Verbrennungsluft in zwei Teilströme, die Primärluft (PL) und die erst oberhalb des Betts in der Heißgasströmung eingedüστε Sekundärluft (SL), aufgeteilt. Das Luftverhältnis PL/SL beträgt circa 60/40; insgesamt wird der Brennstoff in modernen Anlagen mit einem Luftüberschuß von 60 % ($\lambda = 1.6$) verbrannt. Dem PL/SL-Verhältnis kann man entnehmen, daß die Verbrennung auf dem Rost, im Auslegungspunkt der Anlage unter bzw. nahe-stöchiometrisch abläuft, was zu einer Überlagerung von Verbrennungs- und Vergasungsprozessen im Gutbett führt. Die Primärluft wird durch den Verbrennungsrost dem Brennstoffgutbett, wiederum verteilt auf vier bis fünf Rostzonen, zugeteilt. Bei Bedarf können sowohl die Primärluft als auch die Sekundärluft vorgewärmt werden. Die im Gutbett primär aus Entgasungs-, Vergasungs- und Verbrennungsprozessen gebildeten Rauchgase werden mit der Sekundärluft im Feuerraum möglichst vollständig umgesetzt, was eine gute Vermischung erfordert.

Bei den Rostsystemen wird nach kontinuierlich fördernden Rosten (Walzenrost) und diskontinuierlich fördernden Rosten (Vorschub- oder Rückschubrost) unterschieden. Beim Walzenrost liegt das Gutbett auf mehreren, hintereinander angeordneten Walzen, welche den Rost bilden. Transport und Schürung des Brennstoffs erfolgt durch die langsame Drehung der Walzen im Bewegungssinn der Hauptbewegung des Rostgutes.

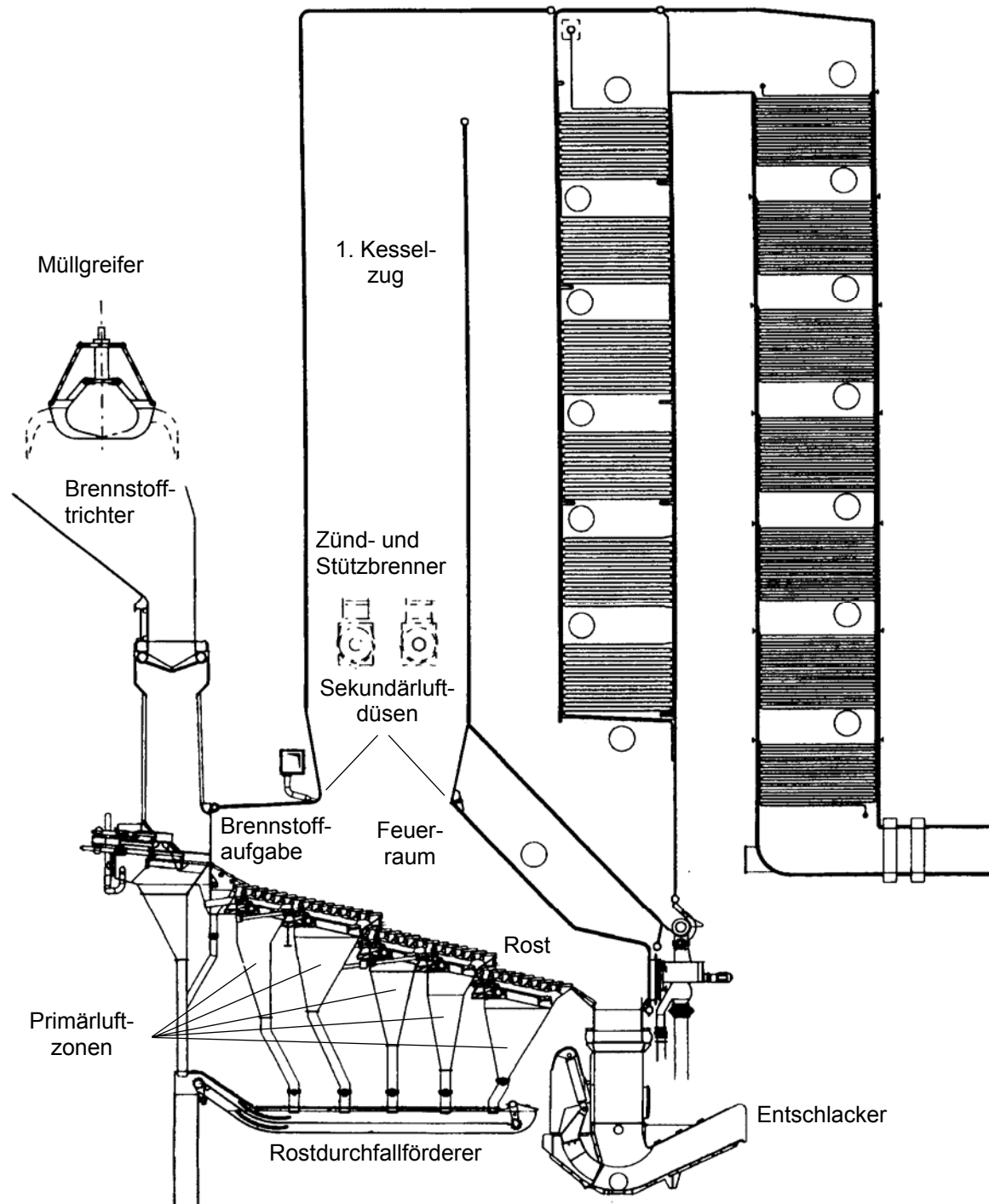


Abbildung 9-2: Schematische Darstellung einer Rostfeuerungsanlage mit Dampferzeuger

Beim Vorschubrost sind die Roststäbe, ähnlich wie Dachziegel, mit teilweiser Überdeckung verlegt. Durch die alternierende Vorwärtsbewegung der Stäbe wird das Brennstoffbett geschürt und durch die Feuerung transportiert. Auf eine Neigung des Rostes kann verzichtet werden. Der Gegenlauf-Überschubrost stellt eine besondere Bauform des Vorschubrostes dar. Er ist dadurch gekennzeichnet, daß jede zweite

bewegliche Rostreihe in entgegengesetzter Richtung bewegt wird. Auf diese Weise soll bei diesem Rostsystem eine bessere Schürwirkung gegenüber der konventionellen Bauform des Vorschubrostes erzielt werden. Beim Rückschubrost erfolgt der Transport des Brennstoffbetts durch die Einwirkung der Schwerkraft auf die geneigte Rostebene. Die Schürung wird durch die gegenläufige Bewegung der Roststäbe zur Transportrichtung erzielt (vgl. Abbildung 10-2).

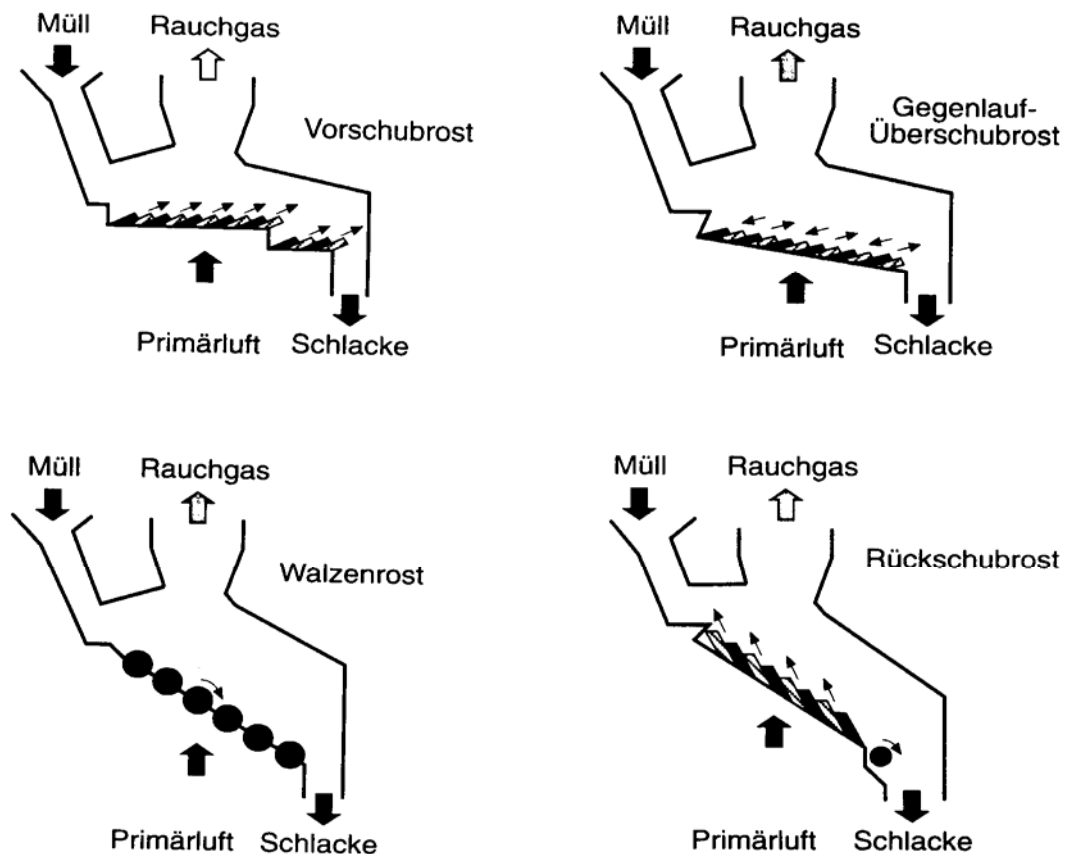


Abbildung 10-2: Rosttypen

Die Form des Feuerraums sowie die Abströmung der primär erzeugten Abgase vom Gutbett beeinflussen sowohl den feststoffseitigen als auch den gasseitigen Ausbrand. Man unterscheidet bei der Strömungsführung im Feuerraum zwischen Gleichstrom-, Gegenstrom- und Mittelstromführung.

Bei der Gleichstrombauweise strömen die Rauchgase parallel zur Bewegungsrichtung des Brennstoffbetts über das Gutbett, bei der Gegenstrombauweise entgegen der Brennstoffbewegung. Mit der Mittelstrombauweise wird versucht, die Vorteile der beiden anderen Varianten miteinander zu verbinden. Die Abbildungen 11-2, 12-2 und 13-2 zeigen schematisch den Feuerraum einer Rostfeuerungsanlage. Die gestrichel-

te Linie stellt den Weg des Brennstoffmassenstroms dar, die durchgezogene Linie die Rauchgasströmung.

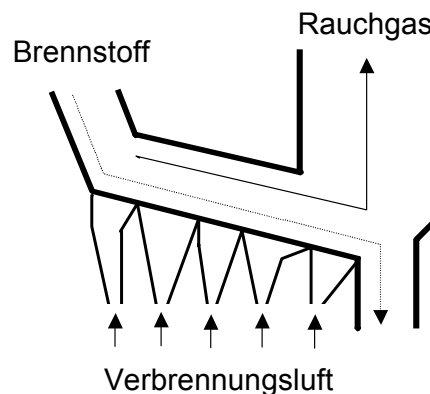


Abbildung 11-2: Schema der Strömungsführung in einer Gleichstromfeuerung

Vor allem schwer verbrennbare Bestandteile des Mülls können nur optimal ausbrennen, wenn eine intensive Nachheizung auf den hinteren Rostzonen stattfindet. Dies geschieht am besten durch die Feuerungsabgase selbst. Allerdings ist am Rostende der größte Teil der Fläche mit ausgebrannten Schlacken bedeckt; dort befinden sich nur noch an wenigen Stellen schwer zu verbrennende Teile. Da die dafür benötigte Luftmenge aber flächig als Primärluft eingeblasen wird, bleibt ein großer Teil davon ungenutzt und senkt in diesem Bereich der Feuerung die Temperaturen ab. Diesem Effekt kann nur mit dem Konzept der Gleichstrombauweise wirksam entgegengewirkt werden, bei dem die heißen Abgase auch über das Rostende hinwegstreichen.

In der betrieblichen Praxis ergeben sich jedoch bei dieser Betriebsweise vor allem durch die höheren Feuerraumtemperaturen Verschlackungsprobleme, die in der Folge Hochtemperaturkorrosion im Kessel auslösen können. Die Sekundärluftdüsen wachsen mit einem Schlackepelz zu, und die Anlagen müssen häufiger gereinigt werden.

Das Kernforschungszentrum Karlsruhe hat allerdings mit einer ungewöhnlichen Gleichstrombauweise auf das mögliche Potential dieser Bauform, hinsichtlich primärer NO_x -Reduktion, hingewiesen [15]. Die zitierten Ergebnisse wurden jedoch ausschließlich durch Experimente an der halbtechnischen Versuchsanlage TAMARA gewonnen, die für einen großtechnisch ausgeführten Feuerraum (vgl. Abbildungen 11-2, 12-2, 13-2) nur begrenzt repräsentativ ist. Inwieweit die gewonnenen Ergebnis-

se auf großtechnische Feuerungen umgesetzt werden können, kann derzeit nur unsicher abgeschätzt werden.

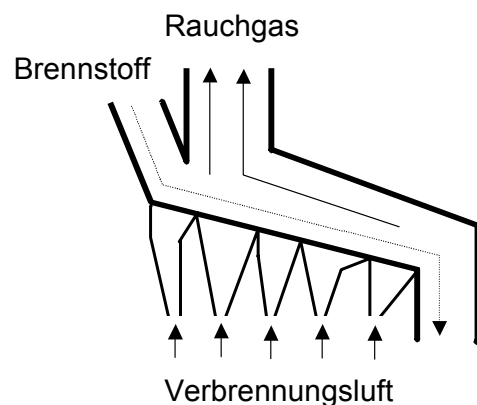


Abbildung 12-2: Schema der Strömungsführung in einer Gegenstromfeuerung

Bei der Gegenstrombauweise strömen die heißen Abgase dem Brennstoffbett entgegen. Es wird ein guter Wärmeaustausch durch Strahlung und Konvektion erreicht. Ein Nachteil besteht darin, daß die Schwelgase aus den vorderen Rostzonen bei ungünstiger Feuerlage in den ersten Zug und den Kessel abströmen können, ohne bei hohen Temperaturen an der Verbrennung teilgenommen zu haben. Die Folge kann ein ungenügender gaseitiger Ausbrand sein. Für die normalerweise stark schwankenden Brennstoffqualitäten können beide Systeme sinnvoll zur Mittelstrombauweise (Abbildung 13-2) kombiniert werden.

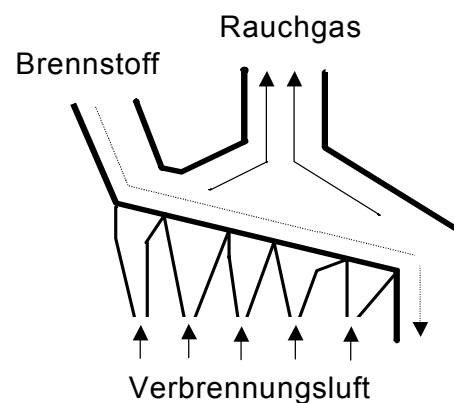


Abbildung 13-2: Schema der Strömungsführung in einer Mittelstromfeuerung

Diese Bauweise vereinbart anscheinend viele Vorteile miteinander, da ein Kompromiß zwischen den beiden zuvor beschriebenen Bauformen angestrebt wird. Durch eine Einschnürung am Ende des Feuerraums und die Eindüsung von Sekundärluft mit einer Strömungsgeschwindigkeit von im Mittel 70 m/s werden die aus dem Feuer-

raum ausströmenden Rauchgase intensiv vermischt und ausgebrannt (vgl. Abbildung 9-2). So können die Schwelgase nur durch die heißeste Zone des Feuerraums in den ersten Strahlungszug abströmen, was einen höheren gaseitigen Ausbrand bewirkt.

3 Zielsetzung der Arbeit sowie Grundlagen des Versuchsaufbaus und der -durchführung

3.1 Ausgangsbasis für die Arbeit

Die Verbrennungsvorgänge in einem Festbett werden durch eine Vielzahl von Reaktionen und Parametern beeinflusst. Für die Charakterisierung der Verbrennungsprozesse auf dem Rost einer Müllfeuerungsanlage ist die Temperatur im Brennstoffgutbett die wesentliche Zustandsgröße. Wichtige feuerungstechnische Informationen über die Verbrennung hinsichtlich Feuerführung, Ausbrand, Schlackequalität, Lage und Ausdehnung der Verbrennungszone können aus der Kenntnis der Gutbetttemperaturen gewonnen werden.

In der Regel findet man bei der Abfallverbrennung auf Rostfeuerungen keine ortsfeste und zeitinvariante Temperaturverteilung im Gutbett. Vielmehr verändern sich Lage, Länge und Tiefe der Hauptverbrennungszone ständig, wofür in erster Linie unvermeidbare Schwankungen der Brennstoffbetzzusammensetzungen verantwortlich sind. Ein Meßverfahren, welches Aufschluß über diese komplexen Vorgänge in Betriebsanlagen geben kann, ist derzeit nicht einmal für kleinere Versuchsanlagen verfügbar. Aus diesem Grund sind detaillierte Untersuchungen einzelner Teilprozesse in großtechnischen Systemen kaum möglich.

Ein Einstieg in die Untersuchung von Festbettverbrennungsprozessen auf Rostsystemen wurde 1985/86 mit dem Bau der halbtechnischen Pilot-Abfallverbrennungsanlage TAMARA¹ im Forschungszentrum Karlsruhe (FZK) unternommen. Abbildung 14-3 zeigt den Feuerraum, die Rauchgaszüge und den Abhitzekegel der Pilot-Müllverbrennungsanlage TAMARA. Der Brennstoff wird der Anlage mittels einer Dosierbandwaage zugeführt, deren mechanische Kapazität 200 kg/h beträgt. Der Schlackeaustrag erfolgt im Gegensatz zu großtechnischen Systemen zwecks nachfolgender Analyse in trockener Form. Die Rauchgase strömen aus dem Feuerraum durch fünf nachgeschaltete Strahlungszüge sowie einen Großwasserraumkessel und einen außen liegenden Luftvorwärmer ab; dabei werden sie auf circa 200 °C abgekühlt. Die thermische Leistung der Anlage beträgt 0.5 MW bei einer Rostfläche von

¹ Testanlage zur Müllverbrennung, Abgasreinigung, Rückstandsverwertung und Abwasserbehandlung

2.56 m². Die Primärluft wird dem Gutbett über vier getrennte Primärluftzonen zugeführt [49].

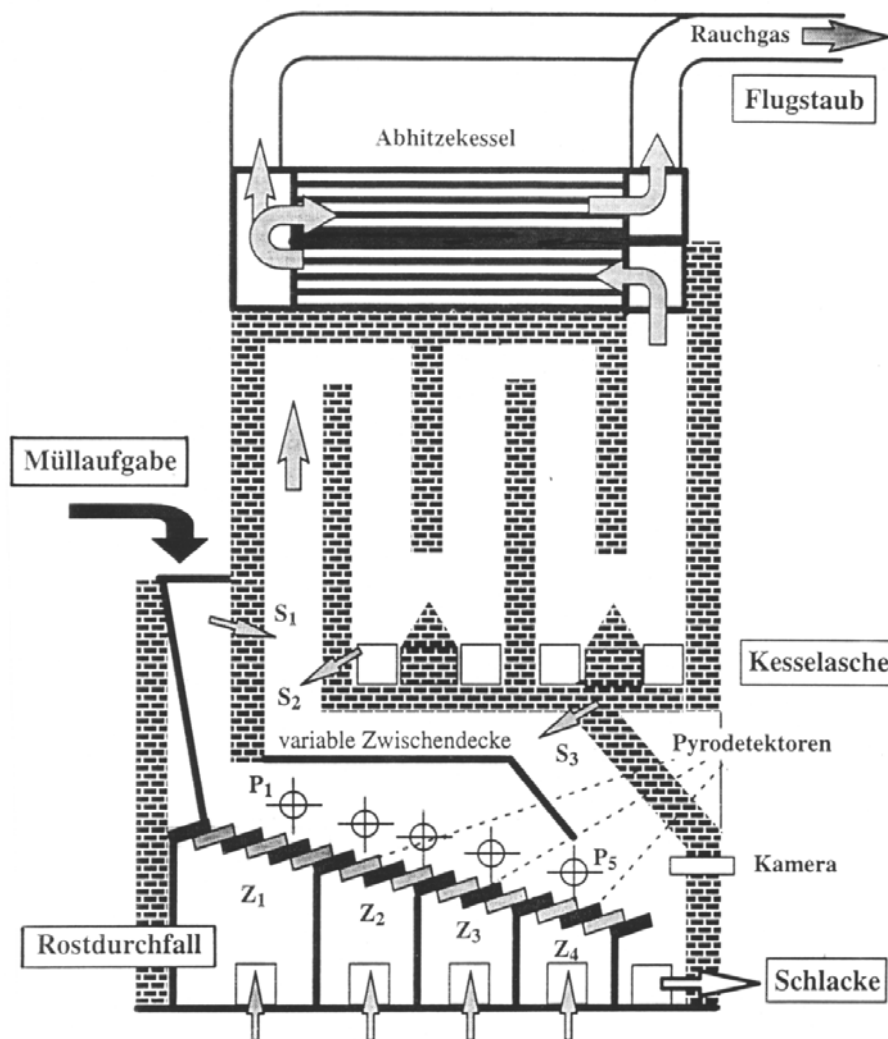


Abbildung 14-3: Versuchsanlage TAMARA in Gleichstromkonfiguration [49]

Die Laboranlage KLEAA² entstand 1993/94 als Ergänzung zu TAMARA, als man erkannte, daß detaillierte Untersuchungen der Einflüsse von feuerungstechnischen Parametern im Feuerraum bzw. auf dem Rost von TAMARA noch immer sehr aufwendig und in vielen Fällen gar nicht möglich sind. Aufbauend auf den Erfahrungen von Rogers et.al. [23], [24] wurde KLEAA entwickelt und in Betrieb genommen. Mit Hilfe der Laborapparatur KLEAA wurden im Rahmen dieser Arbeit in einem ersten Schritt die grundlegenden Verbrennungsprozesse Trocknung, Entgasung, Vergasung, homogene und heterogene Verbrennung in einem einfachen, technischen System physikalisch modelliert und untersucht. Mit dem auf diese Weise gewonnenen

² Karlsruher Laboranlage zur Ermittlung des Abbrandverhaltens von kommunalem Abfall

besseren Verständnis der Teilprozesse und ihres Zusammenwirkens konnte in einem zweiten Schritt ein mathematisches, eindimensionales Modell für die Verbrennungsvorgänge bei der Festbettverbrennung auf dem Rost entwickelt werden.

Das Modell ermöglicht die Berechnung der Umsatzrate sowie der Temperatur vor der Verbrennungsfrent in Abhängigkeit wichtiger Brennstoffeigenschaften wie z.B. des Wasser- und Aschegehaltes, der Partikelgröße sowie des Primärluftvolumenstroms und der Primärlufttemperatur. Aus der Massenumsatzrate kann für das eindimensionale Modell die Fortschrittgeschwindigkeit der Verbrennungsfrent abgeleitet werden.

3.2 Zielsetzung der Arbeit

Die Festbettverbrennung auf Rostsystemen ist eine vielfach bewährte Technologie. Um so erstaunlicher ist die Tatsache, daß bei der Dimensionierung der Feuerungen sowie bei der Prozeßführung auch heute noch im wesentlichen auf empirisches Wissen des Anlagenbaues und der Anlagenbetreiber zurückgegriffen werden muß.

Die phänomenologischen Zusammenhänge bei der Festbettverbrennung sind lange bekannt. Für die Teilprozesse bei der Verbrennung in einem Haufwerk wie Trocknung, Entgasung, Vergasung, homogene und heterogene Verbrennung gibt es Modellvorstellungen, wie diese als Einzelprozesse beschrieben werden (vgl. Kapitel 2.2.1) können. Experimentelle Befunde zur Stützung der Teilmodelle liegen fast ausschließlich für Kohlepartikel vor, sie werden qualitativ jedoch für sämtliche festen Brennstoffe adaptiert. Für das komplexe Zusammenwirken all dieser Teilprozesse in einem Haufwerk gibt es theoretische Modellvorstellungen, es existieren jedoch noch keine generell gültigen rechnerischen Beziehungen, mit deren Hilfe der gesamte Verbrennungsprozeß in Abhängigkeit wichtiger feuerungstechnischer Parameter optimal berechnet oder geführt werden könnte. Ebenso lassen sich Auswirkungen spezieller Brennstoffeigenschaften, wie z. B. des Wasser- oder Aschegehalts, auf den Gesamtprozeß nicht hinreichend genau beschreiben, sie werden summarisch im Heizwert des Brennstoffs zusammengefaßt. Um ein tieferes Verständnis für das Zusammenwirken der Teilprozesse bei der Haufwerksverbrennung zu bekommen, ist es unumgänglich, diese Prozesse im Zusammenwirken experimentell und theoretisch zu modellieren.

Das Ziel, einen technischen Fortschritt im Feuerungsanlagenbau sowie bei der Prozeßoptimierung für Rostfeuerungsanlagen zu erreichen, kann nur durch intensive, abgestimmte Forschungsarbeiten an Labor-, Modell- und Betriebs-Anlagen umgesetzt werden. Aus diesem Grund wurde 1993 vom Institut für Technische Chemie (ITC) des Forschungszentrums Karlsruhe (FZK) ein Forschungsprojekt gestartet, welches in einem ersten Schritt zu klaren experimentellen Ergebnissen für die Festbettverbrennung und im zweiten Schritt zur Formulierung mathematischer Beziehungen für die Verbrennung auf Rostsystemen führen sollte. Im Zuge der mathematischen Modellierung wurde eine eindimensionale physikalisch-mathematische Beschreibung des Festbetts in Strömungsrichtung auf Basis von Energie- und Stoffbilanzen durchgeführt. Dieses Vorhaben ist die Grundlage für die vorliegende Dissertation.

Im Rahmen dieses Vorhabens wurde zunächst die "Karlsruher Laboranlage zur Ermittlung des Abbrandverhaltens von kommunalem Abfall" (KLEAA) aufgebaut. KLEAA ist eine Modellanlage, in welcher der stationäre Abbrand eines Festbetts untersucht werden kann (vgl. Kapitel 4).

Im einzelnen wurden mit den Experimenten an KLEAA die nachstehenden Ziele verfolgt:

- verschiedene Brennstoffeinflüsse wie z. B. der Brennstofffeuchte, des Aschegehaltes und der Partikelgröße auf den Gesamtverbrennungsprozeß zu untersuchen, wobei besonders auf reproduzierbare Bedingungen geachtet wurde, um physikalische Effekte nicht durch zufällige Effekte zu verdecken;
- die Einflüsse des Primärluftvolumenstroms sowie der Primärlufttemperatur auf den Gesamtverbrennungsprozeß zu untersuchen.

Als Beurteilungskriterien für die experimentellen Untersuchungen dienen die Umsatzgeschwindigkeit sowie der Temperaturverlauf in der Reaktionszone. Darüber hinaus wurde der zeitliche Verlauf der Abgasinhaltsstoffe (CO , CO_2 , H_2O , O_2 und KWSt) gemessen.

Aufbauend auf den experimentellen Ergebnissen sollten dann

- plausible Modellvorstellungen für den Ablauf der verschiedenen Verbrennungsprozesse auf Basis mathematischer Beziehungen formuliert sowie
- ein numerisches Lösungsverfahren für das Gleichungssystem entwickelt werden.

Die vorliegende Arbeit bezieht sich ausschließlich auf Untersuchungen an der Versuchsanlage KLEAA; sie ist in acht Hauptteile gegliedert. In Abschnitt 4 werden der Aufbau der Versuchsanlage KLEAA sowie der verfahrenstechnische Ablauf der Experimente und die verwendete Meßtechnik beschrieben. In Abschnitt 5 werden die experimentellen Befunde am Beispiel graphischer Darstellungen diskutiert. In Abschnitt 6 erfolgt die Beschreibung des mathematischen Modells. Die benötigten Grundlagen für die verschiedenen beschriebenen Teilmodelle sind ebenfalls in diesem Abschnitt enthalten. In Abschnitt 7 wird die numerische Lösung des Gleichungssystems dargestellt, bevor in Abschnitt 8 experimentelle und theoretische Ergebnisse miteinander verglichen und interpretiert werden. Die Ergebnisse werden in Abschnitt 8 zusammengefaßt.

4 Experimenteller Aufbau und Durchführung der Experimente

4.1 Die Laboranlage "KLEAA"

Mit Hilfe der Laboranlage KLEAA können die mehrdimensionalen, komplexen Teilprozesse auf einem Verbrennungsrost in einem kostengünstigen, eindimensionalen Experiment mit geringem Aufwand –allerdings sehr vereinfacht- simuliert und untersucht werden [50]. Der Einfluß der Gutbettbewegung bzw. die Schürwirkung eines Rostsystems auf die Verbrennung wird dabei nicht berücksichtigt, was im Vergleich zu Betriebsanlagen sicher eine wesentliche Vereinfachung darstellt. Allerdings ist der Schüreinfluß der Rostsysteme stark vom eingesetzten Rosttyp und Brennstoff abhängig und derzeit systematisch noch nicht untersucht worden; er ist somit sehr schwierig zu bewerten. Beim Blick in den Brennstoffbunker von Abfallverbrennungsanlagen fällt auf, daß Hausmüll einen großen Schüttwinkel besitzt. Ein Brennstoffgutbett aus Hausmüll kann demnach größere Scherkräfte übertragen, ohne unmittelbar auseinandergezogen zu werden. Aus diesen Beobachtungen resultiert z. B. die Bauform der Steinmüllerroste mit einer oder zwei Roststufen, über denen das Gutbett aufgerissen wird. In der Folge kann bereits getrockneter oder gezündeter Brennstoff durch die Rostbewegungen des Vorschubrostes besser mit frischem Brennstoff vermischt werden. Solche Vorgänge können zu einer Sauerstoffabnahme sowie einer Zunahme des Brennstoffumsatzes im Feuerraum führen.

Der Modellanlage liegt die Idee zugrunde, daß eine zylindrische Brennstoffprobe auf dem Vorschubrost einer Verbrennungsanlage aus Sicht eines "mitfahrenden Beobachters" unter angenähert vergleichbaren Bedingungen abbrennt wie eine entsprechende Brennstoffprobe in einem zylindrischen Behälter. Die Ergebnisse werden im eindimensionalen Modell als Funktion der Zeit gewonnen und könnten dann auf den Rostweg der halbtechnischen Abfallverbrennungsanlage TAMARA übertragen werden unter der Annahme, daß sich der Schüreinfluß des Vorschubrostes von TAMARA nicht stark auf den Brennstoffumsatz auswirkt, weil der Rost ohne Stufen ausgeführt ist.

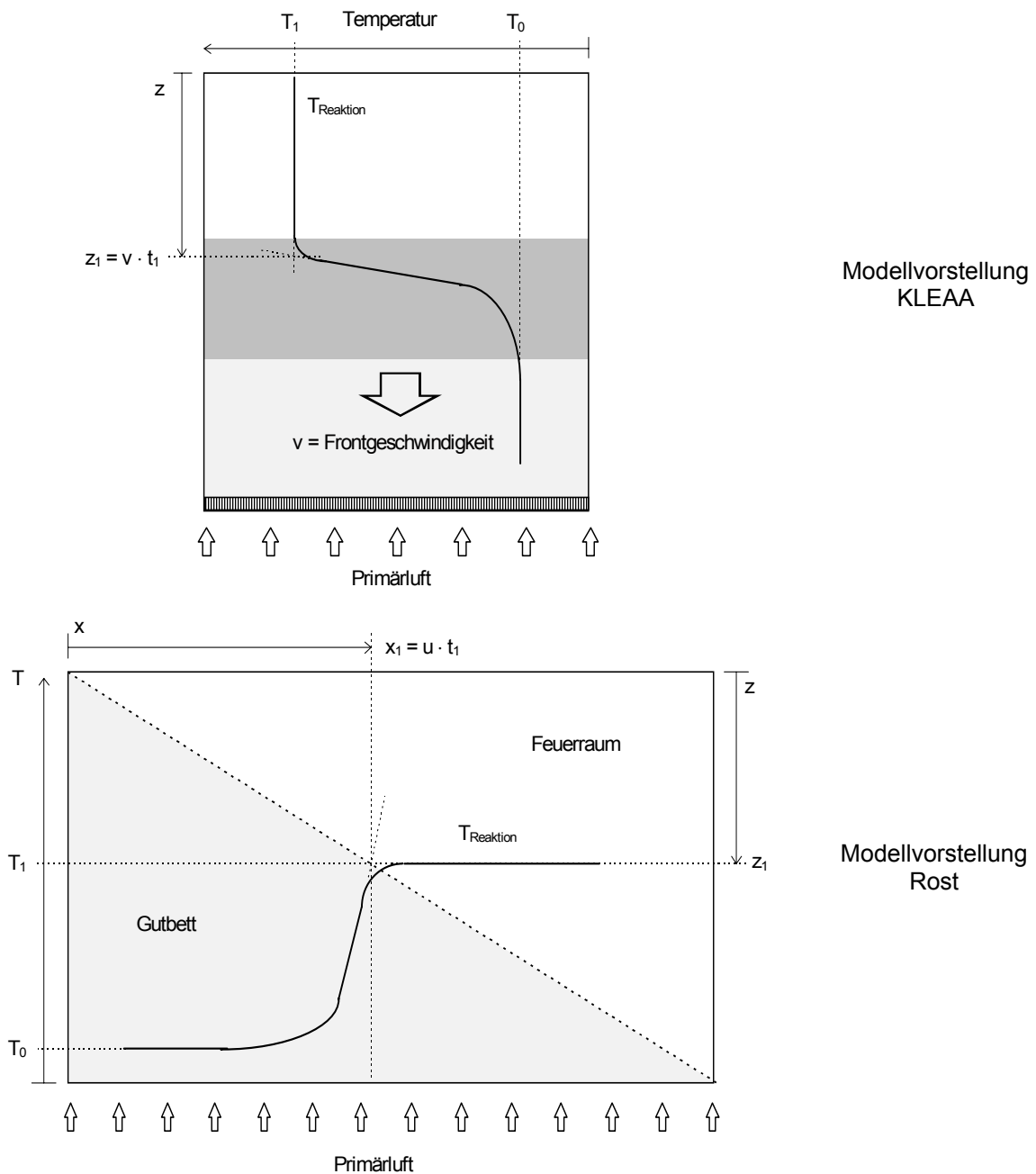


Abbildung 15-4: Weg-Zeit-Transformation

Abbildung 15-4 verdeutlicht, welche Modellvorstellung dem gewählten Ansatz zugrunde liegt. Aus der Reaktionsfrontgeschwindigkeit v des eindimensionalen Experiments und der mittleren Vorschubgeschwindigkeit u (Transportgeschwindigkeit des Brennstoffbetts durch den Feuerraum) des Rostes kann unter der vorgenannten Voraussetzung die Eindringtiefe z_i der Reaktionsfront an jeder Stelle x_i entlang eines

Rostes berechnet werden, natürlich unter Vernachlässigung der real vorhandenen vertikalen Bettmischung.

Der große Vorteil einer solchen Laborapparatur ist die gute Zugänglichkeit mit modernen Beprobungstechniken. Es lassen sich die Geschwindigkeit der Reaktionsfront (Verbrennungsgeschwindigkeit), die Temperaturprofile sowie die Gaszusammensetzungen vor, innerhalb und hinter der Reaktionsfront messen. Vergleichbare Untersuchungen sind selbst an halbtechnischen Rostfeuerungsanlagen wie TAMARA sehr viel aufwendiger.

Die Verbrennungsexperimente in KLEAA wurden mit einem Modellbrennstoff durchgeführt, welcher ein hohes Maß an Reproduzierbarkeit garantierte und so ermöglichte, physikalische Effekte von zufälligen Schwankungen der Brennstoffzusammensetzung zu unterscheiden. Auf diese Weise sollten mit dem Modellbrennstoff in einem ersten Schritt grundlegende verbrennungstechnische Teilprozesse im Gutbett wie die Brennstofftrocknung, die Entgasung, die Vergasung sowie die heterogene und homogene Oxidation des Brennstoffs untersucht werden. Diese Untersuchungen sollten in Abhängigkeit der wichtigsten Parameter wie des Primärluftvolumenstroms und der Primärlufttemperatur, der Partikelgröße, der Brennstofffeuchte sowie des Aschegehaltes durchgeführt werden (vgl. Abschnitt 4.2).

Im folgenden kurzen Ausblick wird beschrieben, wie das hier entwickelte eindimensionale Modell zu einem leistungsfähigen, mehrdimensionalen Modell weiterentwickelt werden kann. Im Anschluß an die eindimensionale mathematische Modellierung der physikalischen Vorgänge bei der Festbettverbrennung mit dem Modellbrennstoff muß in weiteren Schritten der Einfluß von Brennstoffbetthinomogenitäten hinsichtlich der Zusammensetzung sowie der Größenverteilung im Modell berücksichtigt werden. Parallel zu diesen Arbeiten ist der Bettmischungseinfluß der Schürwirkung auf die Reaktionen zu untersuchen und gegebenenfalls zu berücksichtigen. Auf diese weitere Entwicklung des Modells wird in dieser Arbeit nicht eingegangen.

Das folgende Flußdiagramm in Abbildung 16-4 gibt einen Überblick über die möglichen Arbeitsschritte. In der vorliegenden Arbeit werden nur die Schritte 1 und 2 behandelt. Die in Kursivdruck dargestellten Arbeitsschritte könnten, wie dargestellt, parallel zu den Modellierungsarbeiten erfolgen.

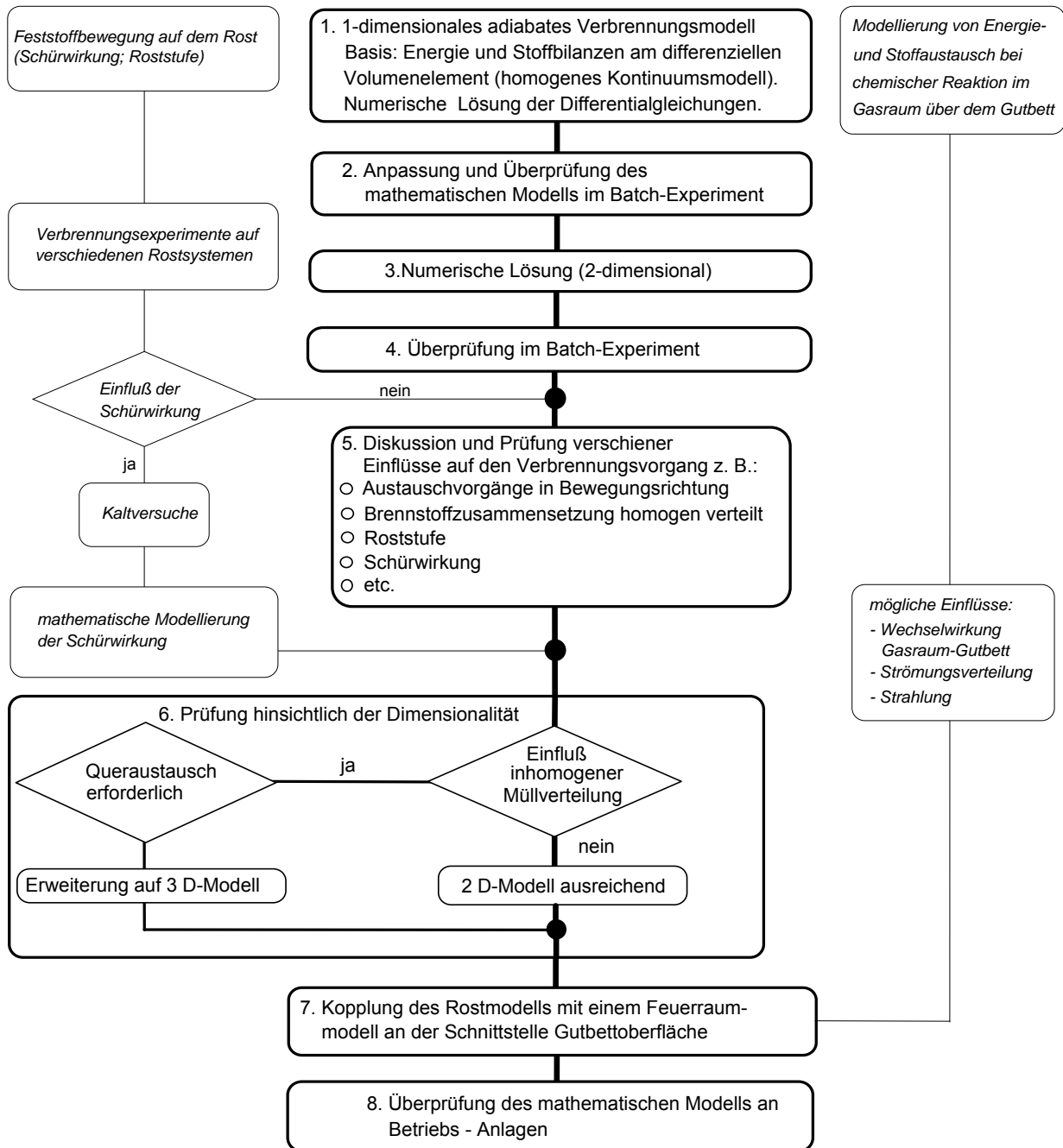


Abbildung 16-4:

Mögliches Ablaufdiagramm der Modellentwicklung

4.2 Grundlagen der Experimente und des Modellbrennstoffs

Um Einflüsse durch ein heterogen-variabel zusammengesetztes Brennstoffbett auf den Reaktionsverlauf zu minimieren, wurde für die experimentellen Untersuchungen sowie für die theoretische Beschreibung ausschließlich ein repräsentativ zusammengesetzter Modellbrennstoff verwendet bzw. den Berechnungen zugrunde gelegt.

Im Verlauf der Experimente wurde der Einfluß der fünf wichtigsten Verbrennungsparameter - Brennstofffeuchte, Inertgehalt, Partikelgröße, Primärluft-Volumenstrom sowie Primärluft -Temperatur - auf den Verbrennungsablauf in einem Haufwerk untersucht. Die Qualität der Verbrennung wurde durch die indirekt gemessene Größe der Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeit sowie den Verlauf der Gutbettemperaturen als Funktion der Zeit bzw. des Ortes erfaßt; zusätzlich wurde der Restkohlenstoffgehalt der Asche bzw. Schlacke bestimmt.

Die Kohlenstoff-*Umsatzgeschwindigkeit* im Festbett wird definiert als die pro Zeiteinheit und Rostfläche umgesetzte Kohlenstoffmasse. Sie kann entweder aus der zeitlichen Änderung des Bett-Gewichts oder mit Hilfe einer Massenbilanz für Kohlenstoff aus dem Zeitverlauf der Abgaszusammensetzung bestimmt werden. Während der Experimente wurden kontinuierlich die Konzentrationen an Kohlenmonoxid (CO), Kohlendioxid (CO₂), Sauerstoff (O₂), Stickstoffmonoxid (NO) und Wasserdampf (H₂O) in ausreichendem Abstand vom Gutbett gemessen. Aus dem zeitlichen Verlauf der Kohlenstoffverbindungen im Abgas der Anlage wurde in dieser Arbeit die *Umsatzgeschwindigkeit* für Kohlenstoff mit Hilfe einer Massenbilanz berechnet. Die Restkohlenwasserstoffe im Abgas wurden im Verhältnis zu CO₂ und CO unberücksichtigt gelassen.

Die zeitliche und örtliche Temperaturverteilung im Gutbett wurde mit Thermoelementen gemessen, die in konstanten Abständen über die Gutbetthöhe verteilt waren. Aus der direkten Auswertung des zeitlichen Fortschreitens der Bett-Temperaturprofile wurde auf diese Weise die *Temperaturfront-Geschwindigkeit* $V_{\text{Reak.-Fr.}}$ ermittelt.

Die spezifische Kohlenstoff-Umsatzrate m_c wird definiert als die Menge Kohlenstoff, bezogen auf die Zeit und die Rostfläche, die unter entsprechenden Versuchsbedingungen zündet, d.h. von der Reaktionsfront erfaßt wird. Mit Hilfe der flächenspezifi-

schen Kohlenstoff-Umsatzrate \dot{m}_C , die aus dem zeitlichen Verlauf der C-haltigen Spezies im Abgas ermittelt wird, wird die *Umsatzgeschwindigkeit* $V_{C-Ums.}$ mit Hilfe der Schüttdichte ρ_{SO} sowie des Massenanteils von feuchtem Holz im Brennstoffbett $\frac{m_{Holz,ft.}}{m_{BS}}$ und des Kohlenstoffanteils im feuchten Holz $\frac{m_{C,Holz,ft.}}{m_{Holz,ft.}}$ gemäß Gleichung (4-11) berechnet:

$$V_{C-Ums.} = \dot{m}_C \cdot \frac{1}{\rho_{SO}} \cdot \frac{m_{BS} \cdot m_{Holz,ft.}}{m_{Holz,ft.} \cdot m_{C,Holz,ft.}} \quad (4-11)$$

Unter der Voraussetzung, daß der gesamte Kohlenstoffgehalt des Brennstoffes durch Entgasung-/ Vergasungs- und Verbrennungsprozesse vollständig zu gasförmigen Produkten (CO, CO₂, Rest-KWSt.) reagiert und der Restkohlenstoffgehalt in der Bettasche zu vernachlässigen ist, müssen die *Temperaturfront-Geschwindigkeit* $V_{Reak.-Fr.}$ und die *Umsatzgeschwindigkeit* $V_{C-Ums.}$ identisch sein. Wenn der Restkohlenstoffgehalt der Asche nicht vernachlässigbar ist und/oder der Rest-KWSt. im Abgas berücksichtigt werden müßte, muß sinngemäß gelten: $V_{Reak.-Fr.} > V_{C-Ums.}$

Abbildung 17-4 zeigt die Darstellung eines typischen örtlichen Temperaturverlaufs im Gutbett. Das Gutbett war während der Experimente mit insgesamt 13 Thermoelementen im vertikalen Abstand von jeweils 20 mm bestückt; auf diese Weise erhielt man für jedes Experiment eine Kurvenschar aus 13 Temperaturverläufen. Aus dem zeitlichen Abstand zwischen zwei Temperaturverläufen und dem bekannten Abstand zwischen den betreffenden Thermoelementen wurde die Temperaturfront-Geschwindigkeit $V_{Reak.-Fr.}$ ermittelt.

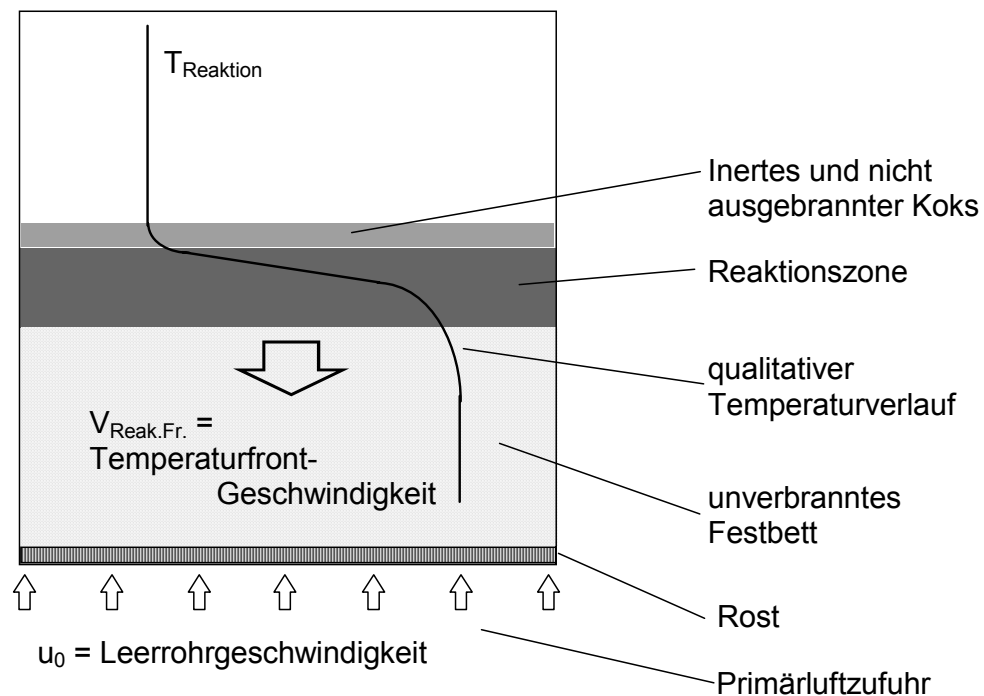


Abbildung 17-4: Bild des Reaktors mit qualitativem Temperaturverlauf

Abbildung 18-4 zeigt beispielhaft eine gemessene Kurvenschar aus Temperaturverläufen während eines Experimentes. Für eine bessere Übersicht wurde jedes zweite Thermoelement nicht in die Darstellung aufgenommen. Aus den sechs Frontgeschwindigkeiten wird der arithmetische Mittelwert der Geschwindigkeit gebildet, der für dieses Beispiel $V_{\text{Reak.-Fr.}} = 0.17 \text{ mm/s}$ beträgt.

Darüber hinaus wurde während der Experimente kontinuierlich der Druckverlust des Brennstoffbettes gemessen. Mit Hilfe der Druckverlustmessung kann bei bekanntem Luftvolumenstrom und gegebenen Haufwerksverhältnissen die berechnete Porosität des Brennstoffbettes zu Beginn der Experimente überprüft werden.

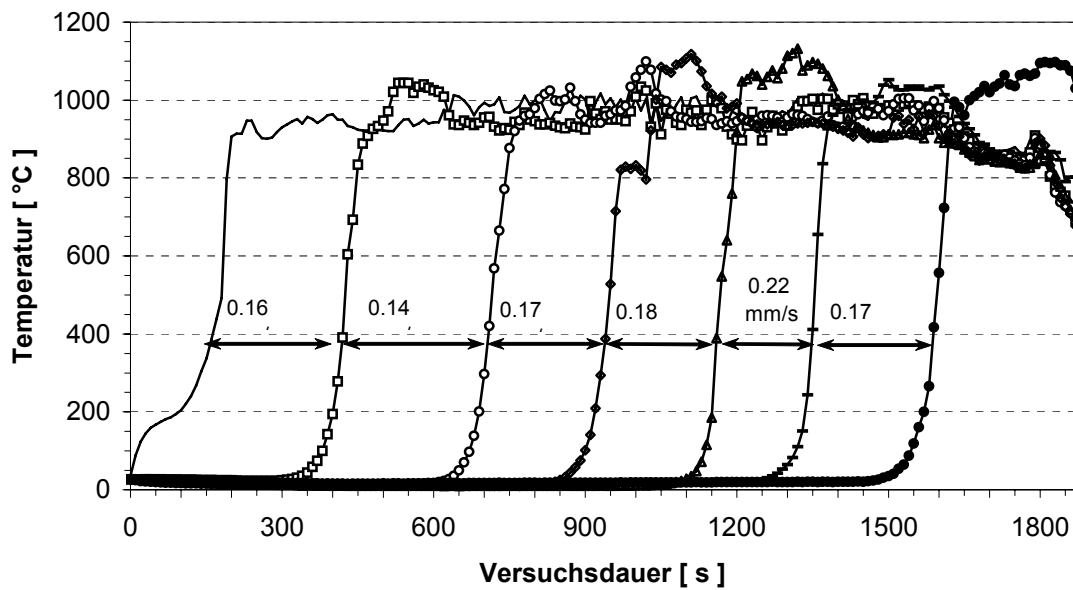


Abbildung 18-4: Darstellung von Temperaturverläufen in verschiedenen Höhen im Gutbett

Die verwendete Meßtechnik zur Bestimmung des Massenverlustes, zur Bestimmung der Abgaszusammensetzung sowie zur Bestimmung des Temperaturverlaufs während der Experimente wird in Kapitel 4.3 beschrieben.

4.2.1 Beschreibung des Modellbrennstoffs

Als Kohlenstoffträger des Modellbrennstoffs wurden Massivholzwürfel mit der Bezeichnung ABACHI mit einer Kantenlänge von 10 Millimetern oder 15 Millimetern eingesetzt. Es handelte sich um ein Edelholz, daß besonders durch seinen geringen Asche- und Harzgehalt gekennzeichnet war. Es ließ sich schnell und ohne zu reißen mit einem sehr geringen Volumenschwund trocknen. Durch seine Kurzfaserigkeit ließen sich aus diesem Holz Würfel schneiden, ohne an den Schnittflächen auszufransen. Die Würfel unterschiedlicher Kantenlänge wurden nicht gemischt verwendet. Tabelle 7-4 zeigt eine Aufstellung der Elementaranalysen des trockenen Holzes sowie verschiedener Brennstoffmischungen. Darüber hinaus sind für die beschriebenen Brennstoffe der Kohlenstoffgehalt, bezogen auf das Raumvolumen, sowie der stöchiometrische Luftbedarf aufgeführt.

Ein reales Brennstoffbett in Müllverbrennungsanlagen enthält außer seiner Feuchte zwischen 20% und 30% nichtbrennbare Stoffe. Diese setzen sich zusammen aus

Restmetallen und anderen anorganischen bzw. mineralischen Bestandteilen mit den unterschiedlichsten Partikelgrößen. Dieser inerte Brennstoffanteil ist i.w. als Fremdasche zu betrachten, die mit dem an sich aschearmen Hauptbrennstoff grobskalig vermischt ist, und die im Brennstoffbett durch die gesamte Feuerrung transportiert wird, ohne direkt an der Verbrennungsreaktion teilzunehmen. Der Inertanteil oder Aschegehalt des Modellbrennstoffs wurde durch Raschigringe aus einer feuerfesten Keramik simuliert, dabei wurde bei der Angabe des Inertgehaltes der konstante niedrige Aschegehalt des Holzes selbst von 0.114 % vernachlässigt. Die Keramikringe hatten einen Außendurchmesser von 8 mm bei einer Höhe von ebenfalls 8 mm. Der Innendurchmesser der Ringe beträgt 5 mm. Die verwendeten Raschigringe hatten pro Stück ein Gewicht von 0.67 g, eine Porosität von circa 35 Prozent und ein Schüttgewicht von 850 kg/m^3 . Die Ringe waren glasiert und beeinflussten die Wasserbilanz nicht. Die Brennstoffbefüllung des Batchreaktors erfolgte von Hand in der Art, daß die präparierten Holzwürfel sowie die für den Versuch ausgewogene Menge an Raschigringen (Inertanteil) zu einem möglichst gut vermischten Brennstoffbett zusammengemischt wurden, so daß man von einem regelmäßigen Bettaufbau ausgehen kann.

Die Brennstoffeuchte wurde durch Wässern und anschließendes Trocknen der Holzwürfel im Trockenschrank auf circa 1 Masseprozent genau eingestellt. Dabei wurde jede Holzcharge einzeln in einem Eimer 12 Stunden unter der Wasseroberfläche befeuchtet. Anschließend wurde das Wasser abgegossen und das Holz in einem Trockenschrank bei $60 \text{ }^\circ\text{C}$ nach einer zuvor ermittelten Trocknungskurve auf das gewünschte, feuchte Gewicht getrocknet. Nach dieser Behandlung wurde das Holz in einem Plastikbeutel eingeschweißt, um eine Gleichverteilung der Feuchte im Holz gemäß der Sorptionsisothermen zu erreichen. Für die Experimente konnte somit von einer homogenen Feuchtigkeitsverteilung im Holz ausgegangen werden. Das mittlere Trockengewicht eines Holzwürfels hat 0.35 g betragen. Die Schüttdichte des Brennstoffbetts variierte in Abhängigkeit der Feuchte sowie des Inertgehaltes zwischen 190 kg/m^3 und 400 kg/m^3 und die Porosität des Gutbettes zwischen 0.33 und 0.42.

Brennstoff-spezifische Massenanteile		Elementaranalyse				
		Holz trocken	Standard-brennstoff, 10mm	Standard-brennstoff, 15mm	Feuchte-experimente 0% Feuchte	Inert-experimente 0% Inert
Hu	[kJ/kg]	17500	ca. 8834	ca. 8900	ca. 13482	ca. 11346
C	[kg/kg]	0.4730	0.2947	0.2994	0.3743	0.3743
H	[kg/kg]	0.0575	0.0359	0.0365	0.0456	0.0456
S	[kg/kg]	0.0017	0.0012	0.0012	0.0015	0.0015
N	[kg/kg]	0.0034	0.0021	0.0022	0.0027	0.0027
O	[kg/kg]	0.4530	0.2823	0.2867	0.3584	0.3584
Asche	[kg/kg]	0.00114	0.2027	0.1827	0.2091	-
Wasser	[kg/kg]	-	0.1745	0.1846	-	0.2091
Summe	[kg/kg]	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
[C]/V*	[1/m ³]	90	89	100	89	89
stöchiometr. Luftbedarf I _{min}	[m _N ³ /kg]	4.28	2.69	2.74	3.42	3.42

* mit [C] Kohlenstoffgehalt des Modellbrennstoffs

Tabelle 7-4: Heizwerte und Elementaranalysen des trockenen Holzes sowie verschiedener Brennstoffe

Das Kohlenstoff/Wasserstoff-(C/H)-Verhältnis des trockenen Brennstoffbetts lag mit circa 8 exakt im Schwankungsbereich natürlicher Abfallbrennstoffe. Der untere Heizwert (Hu) des Modellbrennstoffes war vom Wassergehalt sowie vom Gehalt an Inertmaterial abhängig. Er betrug für den sogenannten Standardbrennstoff mit 20 Prozent Inertanteil und 17 Prozent Brennstofffeuchte $Hu = 9000 \text{ kJ/kg}$ (Tabelle 7-4). Der untere Heizwert des Modellbrennstoffes wird in dieser Arbeit für die verschiedenen Zusammensetzungen nach der Boie-Formel berechnet [69].

Abbildung 19-4 zeigt den Zusammenhang zwischen der Kohlenstoffmasse des Brennstoffes bezogen auf die Gesamtmasse der Brennstoffprobe, in Abhängigkeit vom Inert- bzw. Wassergehalt. Durch Variation des Wasser- bzw. Aschegehaltes wurde der Kohlenstoffanteil in einem Band von 38 % bis 24 % Masseprozent variiert. Im Vergleich mit Tabelle 3-1 erkennt man, daß Hausmüll mit einem Kohlenstoffgehalt von circa 27 Masseprozent im untersuchten Bereich liegt.

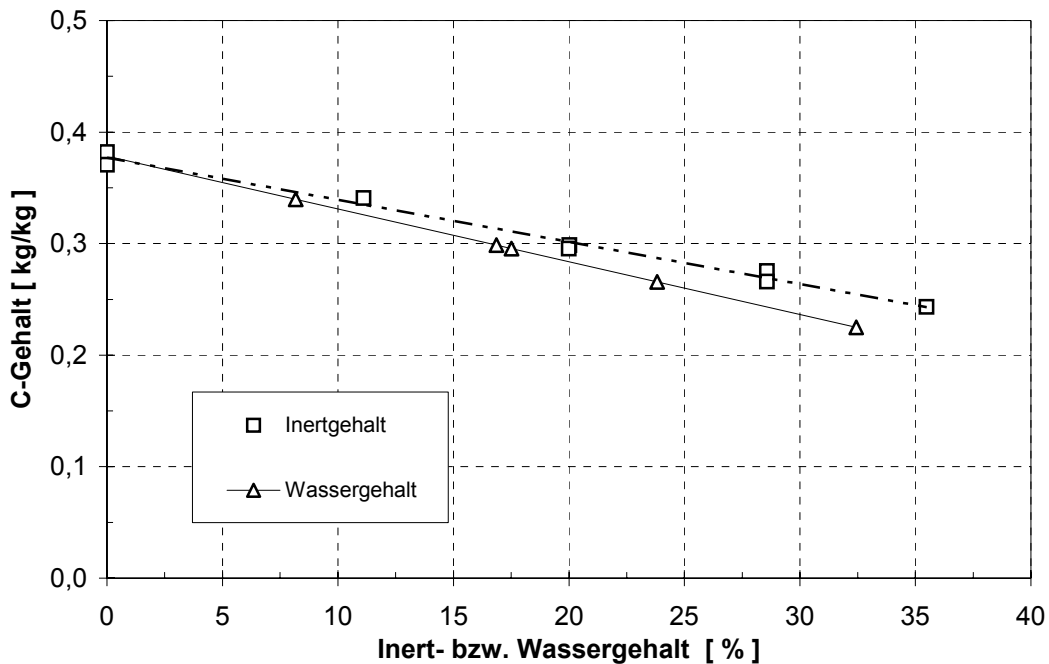


Abbildung 19-4: Kohlenstoffgehalt des Modellbrennstoffes als Funktion des Inert- bzw. Wassergehaltes

Abbildung 20-4 zeigt denselben Zusammenhang wie das Bild zuvor, der Kohlenstoffgehalt ist jedoch auf das Raumvolumen des Brennstoffbettes bezogen. Am konstanten Wert für das C/V-Verhältnis sieht man deutlich, daß das zugesetzte Wasser sich in den Poren der Holzwürfel anreichert und es zu keiner Volumenänderung in Abhängigkeit des Wassergehaltes kommt. In dieser Darstellung erkennt man weiter, daß das Inertmaterial bis zu einem Gehalt von 20 Masseprozent ebenfalls zu einem konstanten C/V-Verhältnis führt, was dadurch zu erklären ist, daß die Raschigringe bis zu diesem Gehalt im Lückenvolumen der Holzwürfelschüttung verschwinden, ohne das Brennstoffvolumen zu beeinflussen. Erst Anteile von > 20 Masseprozent Inertmaterial führen zu der erwarteten linearen Zunahme des Brennstoffvolumens und somit zu einer Abnahme des C/V-Verhältnisses.

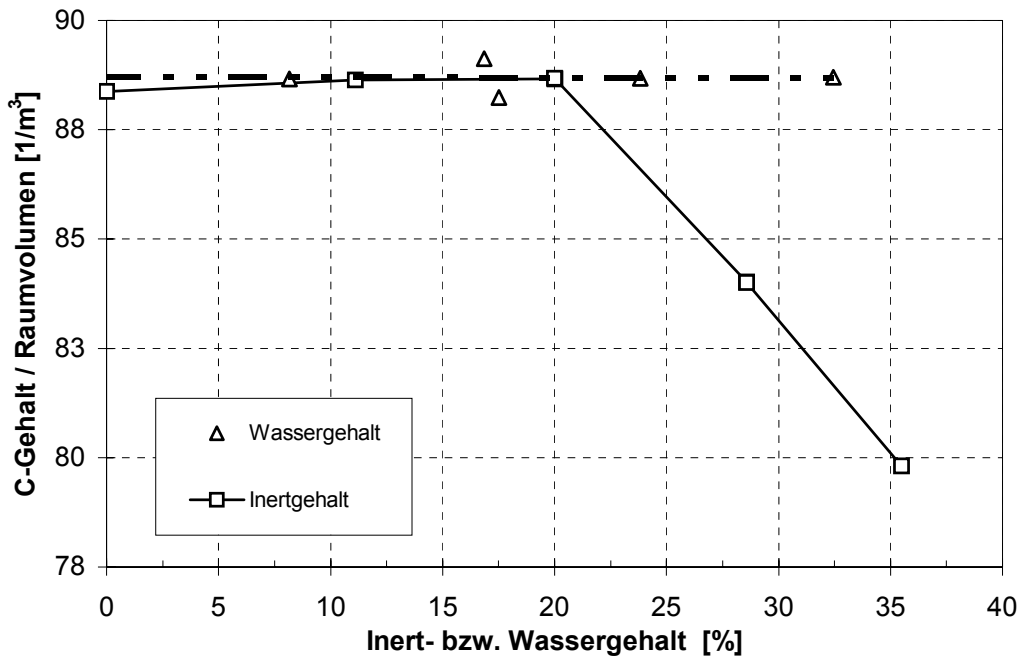


Abbildung 20-4: Kohlenstoffgehalt des Modellbrennstoffes bezogen auf das Raumvolumen als Funktion des Inert- bzw. Wassergehaltes

Abbildung 21-4 zeigt die Darstellung der errechneten adiabaten Abgastemperatur im Vergleich mit einem experimentell ermittelten Abgastemperaturverlauf als Funktion der Luftzahl λ_B . Die Luftzahl λ_B wird für den Batchprozeß berechnet aus den stöchiometrischen Verhältnissen des pro Zeit von der Reaktionsfront erfaßten Brennstoffes und des pro Bettquerschnittsfläche und Zeit zugeführten Luftsauerstoffs. Die von der Reaktionsfront erfasste Brennstoffmenge ist hierbei die jeweilige, momentan umgesetzte Brennstoffrate, die aus der flächenspezifischen Kohlenstoff-Umsatzrate \dot{m}_C berechnet wird. Bei $\lambda_B = 1$ wird dem Reaktor exakt die Luftsauerstoffmenge zugeführt, um den von der Reaktionsfront jeweils erfaßten Brennstoff vollständig zu CO_2 und H_2O umzusetzen.

Der experimentelle Verlauf ergab sich für den Modellbrennstoff in der Standardzusammensetzung (Tabelle 7-4) an einem Thermoelement (T11; 6 cm über dem Rost). Für $\lambda_B < 1$ im unterstöchiometrischen Bereich fällt die Temperatur nicht ab, weil die Verbrennungsfront 6 cm vor dem Rost in das bereits getrocknete Brennstoffbett eindringt. Die Energie, die zuvor zum Trocknen des Brennstoffbettes verwendet wurde, kann in diesem Fall zur Beschleunigung der Temperaturfront-Geschwindigkeit verwendet werden. Anscheinend kann durch diese Erhöhung des C-Umsatzes trotz des

unterstöchiometrischen Luftangebotes die Temperatur im Brennstoffbett aufrecht gehalten werden (vgl. Kapitel 5.2.1). Die angepasste Kurve erhält man, wenn der Energieeintrag (H_u) in der Berechnungsformel zur adiabaten Abgastemperatur pauschal um 45 % reduziert wird. Diese Zahl gibt in erster Näherung einen Hinweis auf die Gesamtverluste in der Versuchsanlage inklusive unvollständiger Wärmefreisetzung infolge unvollständigen Ausbrandes für $\lambda_B < 1$. Eine genauere Abschätzung wird in Kapitel 6 durchgeführt.

Berechnungsformel für die adiabate Abgastemperatur:

$$t_{\text{adiabat}} = \frac{H_u}{v \cdot c_p} \quad (4-12)$$

Für die spezifische Wärmekapazität c_p und die Abgasdichte wird dieselbe empirische Temperaturabhängigkeit verwendet wie für die numerische Lösung des Gleichungssystems aus Kapitel 6.

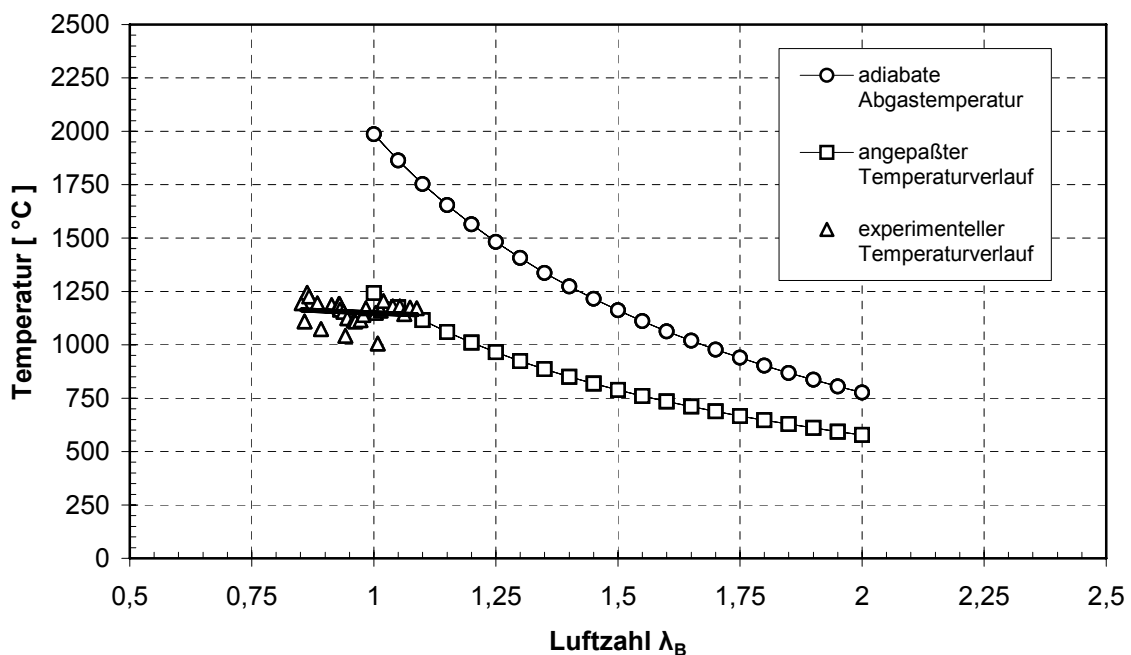


Abbildung 21-4: Adiabate Abgastemperatur für den Modellbrennstoff, experimentelle Abgastemperatur sowie die angepasste adiabate Temperatur als Funktion der Luftzahl λ_B

Abbildung 22-4 zeigt den Druckverlust des kompletten Haufwerks (Rost + Gutbett) als Funktion des dem Gutbett zugeführten Primärluftvolumenstromes. Man erkennt, daß bereits bei einem Primärluftvolumenstrom von $130 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ der Druckverlust im Rost deutlich größer ist als der Druckverlust im Gutbett. Veränderungen des Druckverlustes im Gutbett aufgrund des Abbrandes können demnach bei einem geringen Fehler vernachlässigt werden.

Es wurde der Gesamtdruckverlust bei einer Gutbetthöhe von 300 mm und für den Standardbrennstoff mit 20 % Inertanteil für die 10 mm Holzwürfel gemessen. Diese Messungen wurden ohne Gutbett wiederholt, um den Druckverlust des Rostes zu ermitteln. Der Druckverlust des Gutbettes wurde aus der Differenz von Gesamtdruckverlust und Rostdruckverlust gebildet. Der Aufbau des Gutbettes wird in Kapitel 4.2.1 erläutert.

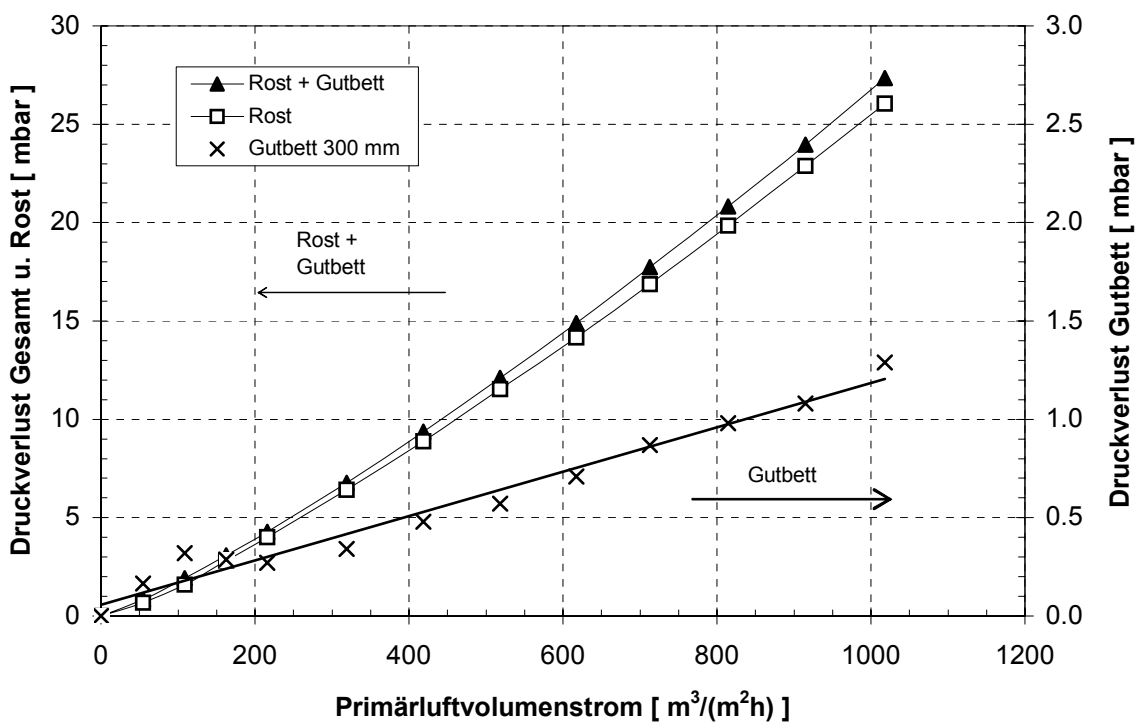


Abbildung 22-4: Druckverlust im Gutbett und im Rost in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; 20 % Inertanteil; 300 mm Gutbetthöhe; $10 \text{ }^\circ\text{C}$ Primärlufttemperatur; 10 mm Holzwürfel

4.3 Anlagenbeschreibung

Die im Rahmen dieser Arbeit erstellte und eingesetzte Laboranlage besteht aus vier funktionellen Gruppen: dem Verbrennungsofen, der Rauchgasreinigung, der Rauchgasanalyse sowie einem Datenerfassungssystem. In Abbildung 23-4 ist der Aufbau der Gesamtanlage schematisch dargestellt.

Das Kernstück der Laboranlage KLEAA ist der zylindrische Ofen, in dem das Haufwerk gezündet und verbrannt wird. Für die im Rahmen dieser Arbeit durchgeführten Experimente wurde das Unterteil mit dem Brennstoff gefüllt. Nachdem Ofenober- und -unterteil miteinander verbunden sind, wird das Haufwerk von unten mit Verbrennungsluft durchströmt und durch Wärmestrahlung des zuvor aufgeheizten Oberteils gezündet. In der Folge brennt das Haufwerk von oben nach unten, entgegen der Primärluftströmung, ab. Für die im folgenden diskutierten Experimente mit einem Modellbrennstoff wurde keine Rauchgasreinigung installiert. Der brennbare Anteil des Modellbrennstoffs besteht ausschließlich aus unbehandeltem Holz. Mit Hilfe der erwarteten, praktischen Erfahrungen aus den ersten Experimenten kann später eine Planung der Reinigungsaggregate erfolgen.

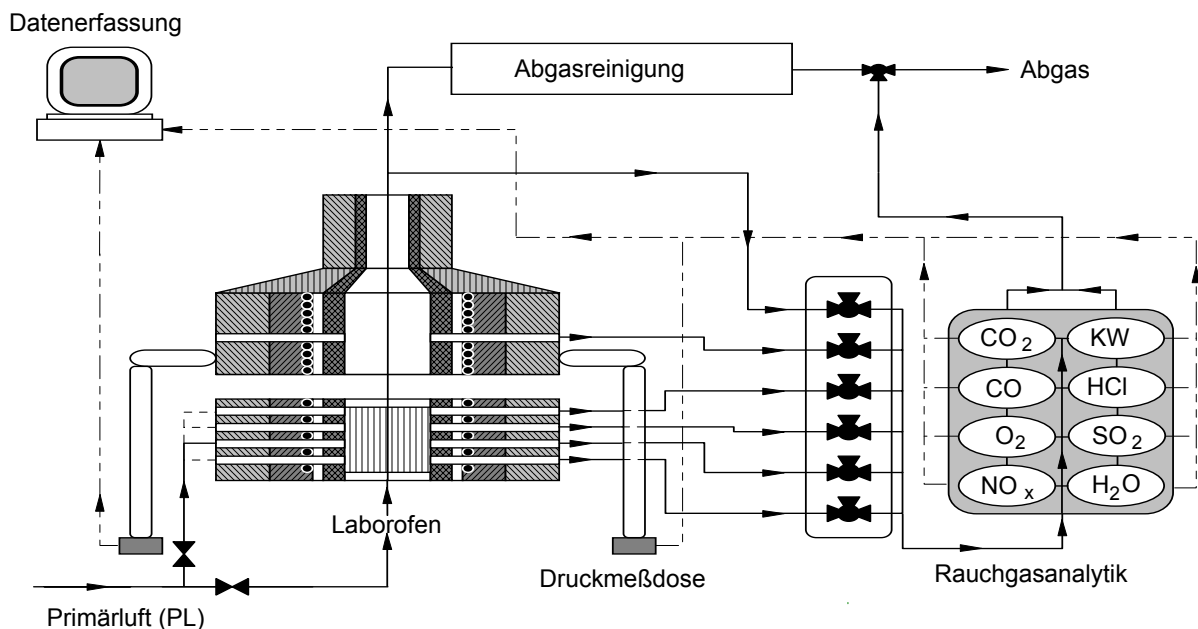


Abbildung 23-4: Schema der Laborverbrennungsanlage KLEAA

Der Laborverbrennungsofen ist aus zwei getrennten Ofenhälften aufgebaut, einem ortsfest montierten Ofenoberteil sowie einem verschiebbar gelagerten Ofenunterteil. Diese Bauweise ermöglicht es, eine Brennstoffprobe, unbeeinflusst vom Aufheizvor-

gang, zu verbrennen, indem die konditionierte Brennstoffprobe im Unterteil beim Aufheizen vom Oberteil getrennt wird (vgl. Kapitel 4.4.1). Im Gegensatz dazu bestünde bei einem einteiligen Ofenaufbau der gravierende Nachteil, daß durch Rückwirkung des Aufheizvorganges der genau definierte Zustand des Brennstoffbetts vor Versuchsbeginn unkontrolliert beeinflusst wird.

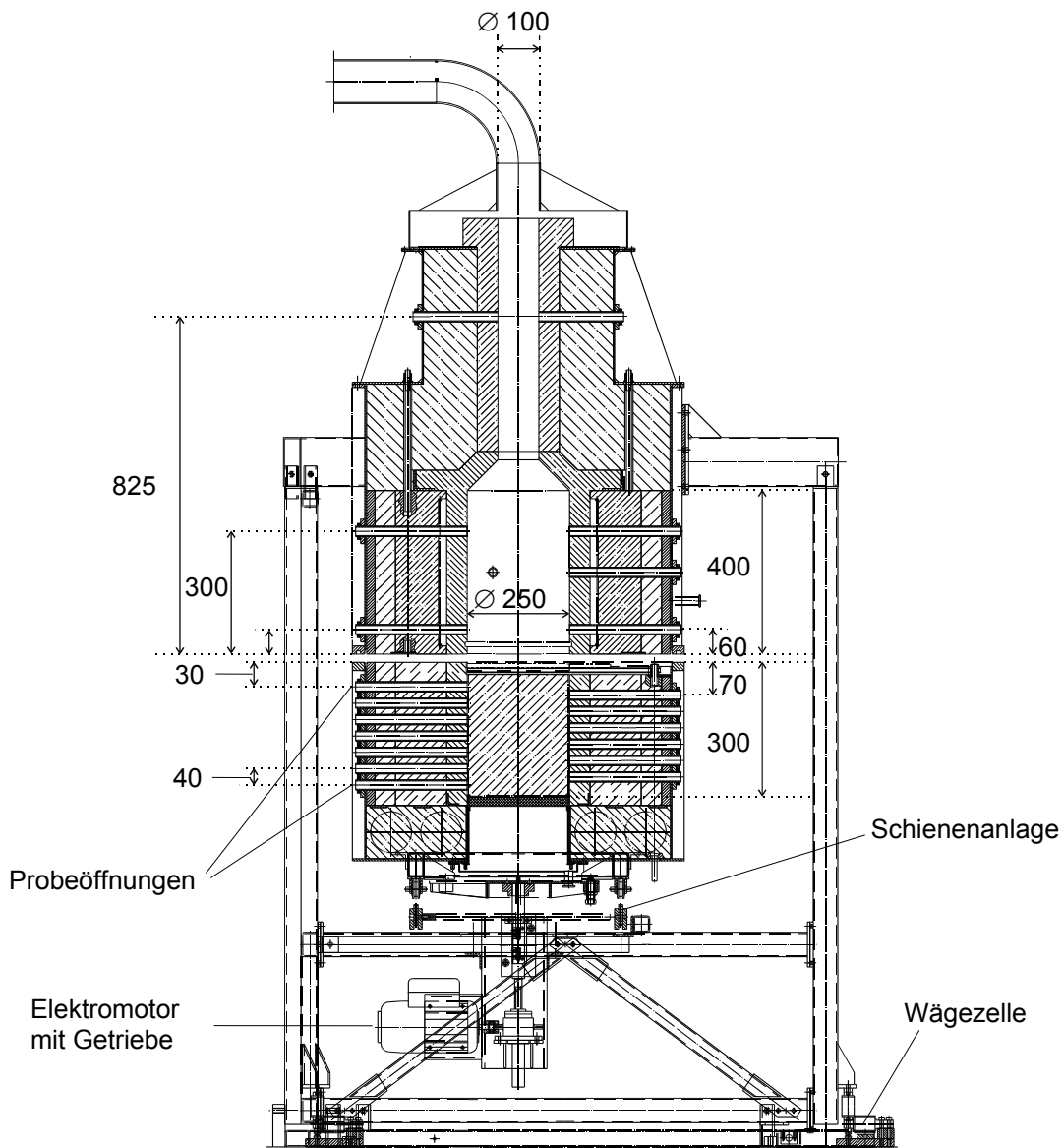


Abbildung 24-4: Vertikalschnitt des Laborofens (Maßangaben in mm)

Abbildung 24-4 zeigt die Zusammenstellung des Laborofens in einem Vertikalschnitt. Das Oberteil stützt sich über einen Tragrahmen und Wägezellen auf den Boden ab, das Unterteil wird über ein elektrisches Hubgetriebe an das Ofenoberteil gepreßt. Der Motor mit Hubgetriebe, der das Unterteil von den Schienen aufhebt, stützt sich

über denselben Tragrahmen auf den Boden ab. Der Wandaufbau beider Ofenhälften ist identisch, er besteht aus leicht demontierbaren und austauschbaren Bauteilen.

Die Hauptabmessungen sind in Abbildung 24-4 vermaßt. Die Ofeninnenwände werden durch Zylinder aus feuerfestem Beton mit einer Wandstärke von 50 mm gebildet. Die Wärmeleitfähigkeit λ des verwendeten Materials beträgt im Temperaturbereich von 400 bis 1200 °C circa 0.85 bis 1.25 W/(mK). Der Zylinder im Oberteil ist mit dem Konus, durch den die heißen Rauchgase in die Abgasstrecke einströmen, aus einem Stück gegossen. Die gesamte Strahlungsfläche des Feuerraums bis zum Konus beträgt 0.3 m². Der Konus verengt den Strömungsquerschnitt von 250 mm auf 100 mm. Nach dem Konus strömen die Rauchgase durch ein Keramikrohr in die Rauchgasstrecke. Die maximal mögliche Aufheizrampe der Betonzylinder beträgt 50 °C pro Stunde. Das ergibt eine Aufheizzeit von Raumtemperatur auf 1100 °C von circa 22 Stunden. Eine steilere Aufheizrampe ist aus Gründen der Stabilität des Feuerfestbetons nicht möglich.

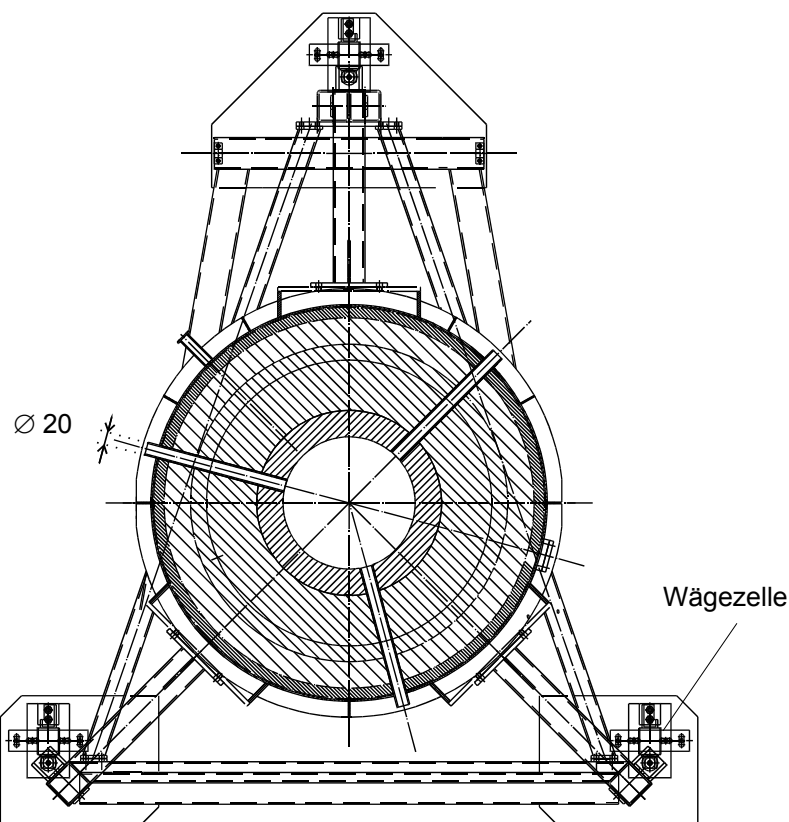


Abbildung 25-4: Horizontalschnitt des Laborofens (Oberteil; Maßangaben in mm)

Aus den Abmessungen des Gasraums ergibt sich bei mittleren Betriebsbedingungen eine thermische Feuerraumbelastung von 324 kW/m^3 , die um den Faktor 1.5 größer ist als empfohlene Auslegungswerte für Rostfeuerungen [51].

Die thermische Isolation um die Betonzylinder besteht aus einem mikroporösen, asbestfreien Fasermaterial mit einer extrem niedrigen Wärmeleitfähigkeit λ von 0.2 W/(mK) . Die Temperatur auf dem Außenmantel des Ofens errechnet sich unter der Annahme einer konstanten Innentemperatur von 1100 °C zu circa 60 bis 70 °C , die bei den Abnahmemessungen auch bestätigt wurde. Im stationären Betrieb des Ofenoberteils, bei einer Raumtemperatur von circa 30 °C , läßt sich in 1. Näherung der Wärmeverlust des Ofenoberteils durch stationäre Wärmeleitung und freie Konvektion zu 1560 W berechnen. Die wirksame Mantelfläche des Oberteils wurde bei dieser Näherungsrechnung zu 1.73 m^2 bestimmt. Für die Berechnung des stationären Wärmeverlustes wurde der Ofen als Zylinder betrachtet. Die Abnahmeprüfung hat unter gleichen Bedingungen einen gemessenen stationären Wärmeverlust des Ofenoberteils von circa 2000 W ergeben. Die Differenz wird zum größten Teil durch die deutlich höhere Außentemperatur ($\gg 30 \text{ °C}$) des Strahlungsschildes am Unterteil der Ofenoberhälfte verursacht, die bei der Näherungsrechnung nicht berücksichtigt wurde.

Die zuvor berechneten Wärmeverluste ergeben sich nur am beheizten Oberteil und werden während der Experimente durch die geregelte Ofenheizung weitgehend kompensiert. Der beschriebene Wandaufbau vermindert in der Gutbettsektion des Ofenunterteils, bei maximalen Experimentierzeiten von 90 Minuten, eine Erwärmung des Außenmantels. Im Unterteil kommt es zu größeren Energieverlusten durch instationäre Wärmeleitung in den Beton sowie in die Dämmaterialien. Mit Hilfe einer Energiebilanz um das Ofenunterteil lassen sich die Energieverluste bei den Experimenten zu etwa 30 % der insgesamt freiwerdenden Energie abschätzen (vgl. Kapitel 6). Die Verluste im Ofenunterteil konnten durch die Verwendung eines Faserzylinders an Stelle des Betonzylinders weiter herabgesetzt werden. Der Faserzylinder war ein Drehteil aus gleichem Material wie die verwendete Isolation. Experimente mit einem Faserzylinder mit einer Wandstärke von 50 mm ergaben einen Temperaturgradienten von 14 °C/mm Wandstärke.

Um Energieverluste im Ofenunterteil zu minimieren, ist der Einsatz einer elektrischen Heizung nicht sinnvoll. Wegen der vorgeschriebenen Aufheizrampe ist eine Aufheizung während der maximal 90minütigen Experimente viel zu träge. Die Beheizung des Unterteils wird nur für Experimente verwendet, die den sogenannten "overfeed-combustion-mode" simulieren (vgl. Kapitel 4.4.1 und 4.4.2). Die elektrische Beheizung ist mit geringem Abstand zu den Zylindern an Stiften in der Isolation befestigt. In Abbildung 24-4 ist der Spalt zwischen dem gegossenen Zylinder und der Isolation des Ofenmantels im Oberteil deutlich zu erkennen, In diesem Spalt sind die Drähte der Widerstandsheizung befestigt. Die maximale Leistung der Heizung von 20 kW kann stufenlos, entweder manuell oder automatisch, geregelt werden.

Durch ein zweigeteiltes Strahlungsschild zwischen Ofenober- und unterteil wird beim Koppeln der Ofenhälften für einige Sekunden der Strahlungsaustausch zwischen dem aufgeheizten Oberteil und dem kalten Brennstoffbett verhindert. Diese Maßnahme ist notwendig, um ein Zünden des Brennstoffs zu verhindern, bevor der Ofen richtig verschlossen ist. Die Strahlungsschilde werden von Hand zur Seite geschwenkt, wenn das Experiment beginnen soll.

Der Rost besteht optional aus gesinterter Keramik oder aus gesintertem Edelstahl. Er bildet den einseitigen Abschluß einer Luftkammer, durch welche die Primärluft zum Gutbett strömt. Zur Homogenisierung der Strömung ist er so ausgelegt, daß der Druckabfall im Rost immer deutlich größer als im Gutbett ist. So kann ein Durchbrechen von Primärluftstrahlen an bestimmten Stellen des Gutbettes sicher vermieden werden. Eine Ungleichverteilung der Primärluftvolumenströme im Gutbett würde zu einer Schiefelage der Verbrennungsfront durch lokal unterschiedliche Umsatzgeschwindigkeiten führen.

Das Ofenunterteil ist mit 7 bzw. 6 Probebohrungen in zwei vertikalen Reihen versehen. Die Bohrungen haben einen freien Innendurchmesser von 20 mm. Um Gasverluste in die thermische Isolierschicht zu vermeiden, werden dichtende Keramikrohre vom Außenmantel des Ofens bis in den Betonzylinder geschoben. Die beiden Reihen der Probebohrungen sind um 180 ° gegeneinander versetzt angeordnet und werden auf zwei Flanschleisten auf der Außenseite des Ofens abgedichtet. Der Abstand der Probeöffnungen in jeder Reihe beträgt 40 mm. Die gegenüberliegenden Reihen der Probeöffnungen sind um 20 mm in der Höhe versetzt, so daß das Gutbett

über die gesamte Höhe mit einer vertikalen Auflösung von 20 mm beprobt werden kann. Die nicht benötigten Probebohrungen werden mit 20 mm starken Keramikstäben verschlossen.

Das Ofenoberteil ist in vier vertikal angeordneten Ebenen mit insgesamt 9 Probeöffnungen versehen. Die Konstruktion der Bohrungen ist identisch zu den Probeöffnungen des Unterteils. Auf der ersten, der dritten und der vierten Ebene sind jeweils zwei Probeöffnungen um 180 ° versetzt angeordnet. Die Öffnungen liegen im gleichen Vertikalschnitt wie die im Ofenunterteil. In der zweiten Ebene sind drei Öffnungen um 120 ° versetzt angeordnet. Durch diese Öffnungen können bei Bedarf Lanzenbrenner als Stützbrenner in den Feuerraum eingebracht werden.

Durch die beschriebenen Probeöffnungen des Ofens können Gasproben dem Gutbett und dem Feuerraum entnommen sowie Druck- und Temperaturmeßverfahren bis hin zu laseroptischen Meßverfahren eingesetzt werden. Darüber hinaus können dem Feuerraum oder dem Gutbett durch die Öffnungen rezirkuliertes Rauchgas, Sekundär- oder Tertiärluft, Sauerstoff oder Inertgas zugeführt werden. Für die Experimente der vorliegenden Arbeit wurden die Probeöffnungen der Gutbettsektion nur für Temperaturmessungen mit Thermoelementen genutzt.

Die Ofenober- und unterhälften werden auf dem Außenradius mit einem Silikon-schlauch gegeneinander abgedichtet, so daß bei der Abnahmemessung eine integrale Leckrate des Ofens von $3.7 \cdot 10^{-2}$ mbar pro Sekunde, bei einem angelegten Prüfdruck von 10 mbar, gemessen wurde.

4.4 Beschreibung der verwendeten Meßtechnik

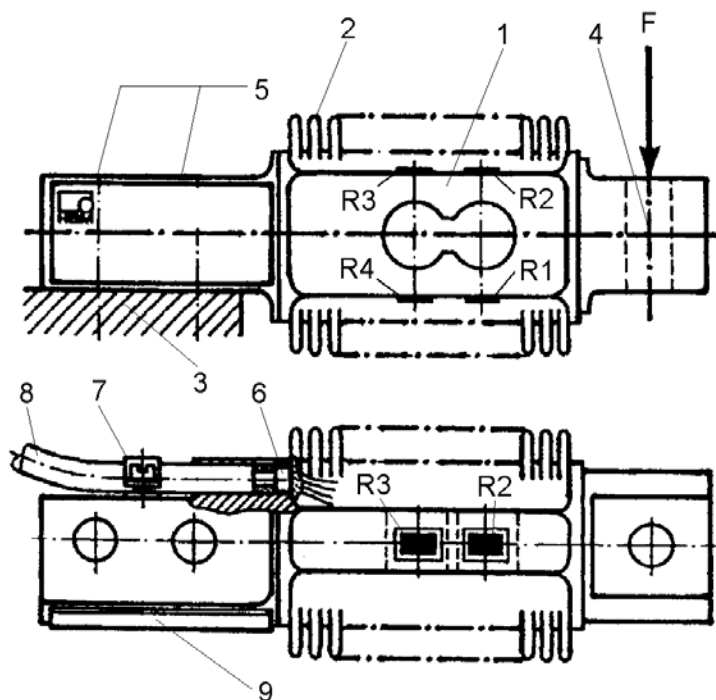
Während der Experimente werden on-line die Gewichtsänderung des Ofens, die Temperaturen im Gutbett sowie die Gaszusammensetzung am Ofenaustritt gemessen. Alle erfaßten Meßwerte werden in Intervallen von 10 sec. mit Hilfe eines Rechners erfaßt und gespeichert.

4.4.1 Das Wägesystem des Ofens

Das gesamte Ofengewicht stützt sich über eine dreibeinige Stahlkonstruktion auf drei parallel geschalteten Wägezellen ab. Ein Traggerüst für einen Elektromotor mit Getriebe, der das Ofenunterteil anheben und an das Ofenoberteil dicht anpressen kann,

ist ebenfalls an den drei Beinen der Stahlkonstruktion befestigt. Der Elektromotor hebt das Ofenunterteil von einer Schienenanlage an. Diese Konstruktion erlaubt, die Gewichtsabnahme während der Verbrennungsexperimente zeitlich aufzulösen. Durch die konstruktive Gestaltung der Krafteinleitung werden unerwünschte Störkraftkomponenten vernachlässigbar, und Gewichtsveränderungen des Systems können mit einer Auflösung von circa 20 g gewogen werden.

Für die zeitlich auflösende Wägung der Gewichtsabnahme des Gutbettes während der Verbrennungsexperimente wird der gesamte Ofen über einen speziell konstruierten Tragrahmen auf drei parallel geschalteten Wägezellen gewogen.

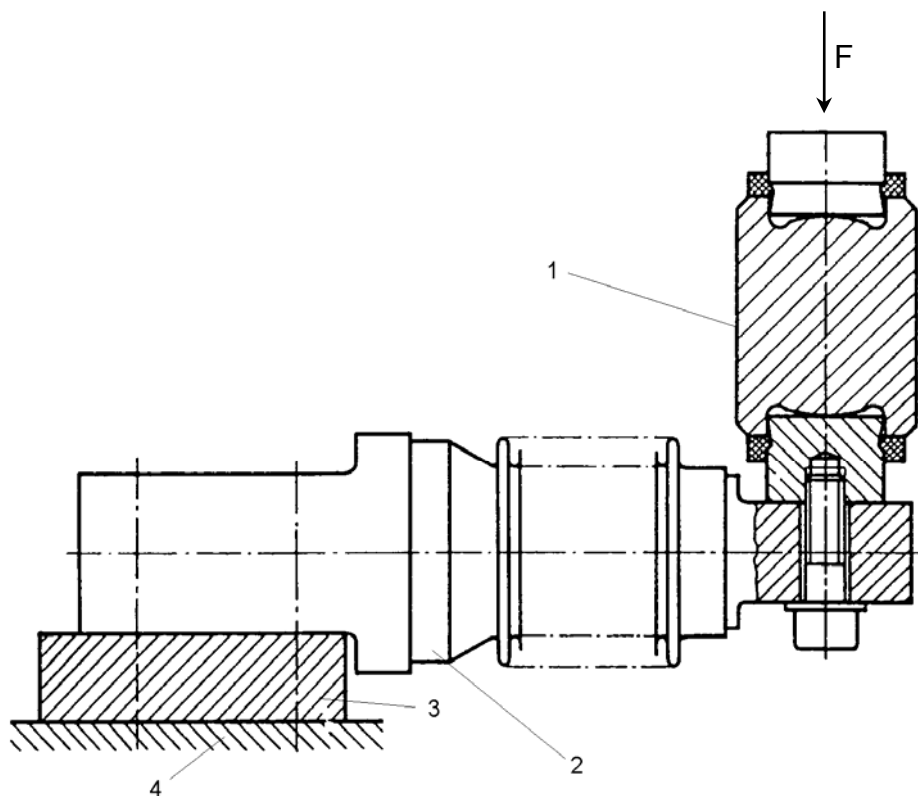


- | | |
|----------------------------------|-------------------------------------|
| 1 → Meßfeder (Doppelbiegebalken) | 6 → Glasdurchführung |
| 2 → Metallbalg | 7 → Kabelschelle; Zugentlastung |
| 3 → Montagefläche | 8 → Aufnehmeranschluß |
| 4 → Bohrung für Lasteinleitung | 9 → Typenschild |
| 5 → Befestigung | R1 bis R2 Dehnungsmeßstreifen (DMS) |

Abbildung 26-4: Prinzipskizze der Wägezellen

Der prinzipielle Aufbau der Aufnehmer ist in Abbildung 26-4 dargestellt. Das Meßelement ist eine Meßfeder aus vergütetem Stahl, auf die vier Dehnungsmeßstreifen (DMS) appliziert sind. Durch Wärmeausdehnung kann es zur Verschiebung der Krafteinleitung bzw. zum Auftreten von Querkräften kommen, die das Meßergebnis verfälschen. Um diese Einflüsse auszuschließen, wird die Gewichtskraft von Stahlfü-

ßen über spezielle Pendellager auf die Wägezellen übertragen. Die Pendellager leiten die Last über ein in Ruhelage senkrecht stehendes Pendel- und Druckstück in die Wägezelle ein. Abbildung 27-4 zeigt eine Wägezelle mit Pendellager. Die bei horizontaler Lastverschiebung auftretenden Seitenkraftkomponenten erzeugen Rückstellkräfte, die versuchen, das System wieder in die Ausgangslage zurückzuführen. Durch die konstruktive Gestaltung der Pendellagerbauteile können die Rückstellkräfte aber so klein gehalten werden, daß unerwünschte Störkraftkomponenten und die dadurch verursachten Fehlereinflüsse vernachlässigbar bleiben [51].



1 → Pendellager ZPL
2 → Wägezelle Z6

3 → Aufspannbock
4 → Fundament

Abbildung 27-4: Schnittzeichnung durch eine Wägezelle mit Pendellager

Durch die selbstrückstellende Wirkung der Pendellager werden keine Fesselanker benötigt, so daß Kraftnebenschlüsse nicht auftreten können. Es ist lediglich eine Auslenkungsbegrenzung mit Seiten- und Höhenanschlügen installiert. Die definierte Lasteinleitung ermöglicht es, in Verbindung mit den gewählten Wägezellen und bei Vernachlässigung des zeitlich veränderlichen Druckverlustes im Gutbett, eine Ge-

wichtsänderung des Systems im Gutbett mit einer Auflösung von circa 20 Gramm zu wiegen. Das gesamte System wiegt circa 600 kg, die Gewichtsveränderung während der Verbrennungsexperimente beträgt circa 2 kg. Damit die Versorgungsschläuche bzw. -leitungen sowie die Meß- und Steuerkabel durch ihr Gewicht keine Querkräfte auf die Anlage ausüben, werden alle Leitungen, Kabel und Schläuche über eine Galgenkonstruktion, welche an der Laborwand und dem Fußboden befestigt ist, von oben an die Anlage herangeführt. Die verwendeten Leitungen, Kabel und Schläuche hängen alle frei und in lockeren Schlaufen, so daß beim Auftreten geringer Wegänderungen die senkrechte Komponente der Gewichtskraft unverändert bleibt.

Die Rauchgasleitung besteht aus einem Edelstahlrohr mit einer lichten Weite von 100 mm. Sie ist durch einen Schlauch aus selbstklebender Metallfolie, der als Kompensator kräftefrei geringe horizontale und vertikale Wegänderungen der Rauchgasleitung aufnehmen kann, mit dem Ofen verbunden. Hinter dem Kompensator läßt sich die Rauchgasleitung durch eine Klappe verschließen, um zu verhindern, daß beim Koppelvorgang der beiden Ofenhälften durch thermischen Auftrieb kalte Luft in das Ofenoberteil und die Rauchgasstrecke gesaugt wird.

4.4.2 Temperaturmessungen

Aus dem vertikalen Temperaturverlauf im Gutbett sowie dem Abstand der Thermoelemente zueinander wird die Temperaturfront-Geschwindigkeit $V_{\text{Reak.-Fr.}}$ während der Experimente berechnet. Hierbei kommt es eher auf schnell ansprechende Thermoelemente an als auf deren hohe absolute Temperaturmeßgenauigkeit (vgl. Kapitel 4.2; Abbildung 18-4).

Außerdem muß beachtet werden, daß bei 13 Temperaturmeßstellen im Gutbett die Rückwirkungen der Messungen auf die Teilprozesse der Verbrennung möglichst gering gehalten werden. Aus diesem Grund werden NiCr-Ni Mantelthermoelemente mit einem Außendurchmesser von 2 mm verwendet. Der Hersteller gibt einen Meßbereich von 0-1200 °C an. Die Thermoelemente werden durch die Probeöffnungen bis ins Zentrum des Gutbettes geschoben. So ist sichergestellt, daß der Temperaturverlauf in der Mitte des Gutbettes ohne Randeinflüsse erfaßt wird. Absaugthermometer zur genaueren Messung der Flammentemperatur in der Reaktionszone können hier nicht eingesetzt werden, da die Rückwirkungen der Messungen auf den Prozeß zu groß sind. Fehlmessungen durch Wärmeleitung im Mantelthermoelement werden

dadurch verringert, daß das Thermoelement mit circa 125 mm Länge der zu messenden Temperatur ausgesetzt wird.

4.4.3 Gasanalytik

Die Rohgasentnahmestelle liegt in der Abgasleitung etwa 8 m hinter dem Ofen. Der Rauchgasvolumenstrom ist an dieser Stelle auf circa 200 °C abgekühlt. Das Meßgas, circa 0.12 m³ pro Stunde, wird als Teilstrom mit einer Edelstahlsonde dem Rauchgas entnommen und über beheizte Meßgasleitungen aus Teflon den Gasanalysegeräten zugeführt. Keramische Grob- und Feinfilter verhindern die Verschmutzung der Geräte durch Feststoffpartikel.

Die gasförmigen Kohlenwasserstoffe wurden während der Vorversuche zu den Experimenten mit einem Flammenionisationsdetektor (FID) analysiert. Die Konzentrationen waren in der Regel so gering, daß während der Experimente keine gasförmigen Kohlenwasserstoffe analysiert wurden. Außerdem wurde auf die Messung von HCl und SO₂ im Rauchgas verzichtet, da die Konzentration dieser Schadgase in keinem Zusammenhang zu den in dieser Arbeit untersuchten feuerungstechnischen Vorgängen bei der Haufwerksverbrennung steht.

Der Meßgasstrom wird nach der Entnahme durch einen auf 180 °C aufgeheizten Heizschlauch den Meßgeräten zugeführt. Vor den Analysatoren wird der Rohgasstrom in zwei Teilströme aufgeteilt. Der eine Teilstrom wird zur Analyse durch Abkühlung auf 5 °C entfeuchtet; der andere Teilstrom wird zur Messung des Wassergehaltes mit 180 °C dem beheizten Analysegerät zugeführt. Der entfeuchtete Teilstrom wird hinter dem Kühler nochmals geteilt. Die Analysatoren für NO und CO sowie für CO₂ und O₂ sind jeweils hintereinander geschaltet, wobei NO/CO parallel zu CO₂/O₂ analysiert wird.

Zur Bestimmung der Rohgaskonzentrationen von CO, CO₂, H₂O, NO und O₂ kamen die in Tabelle 8-4 aufgeführten Meßgeräte zum Einsatz.

gemessene Gasspezies	Meßgerät	Meßprinzip
CO, CO ₂ , NO	Ultramat 5E*	IR-Absorptionsverfahren
O ₂	Oximat 5E*	Paramagnetismus
H ₂ O	Spectran 657**	IR-Absorptionsverfahren

* Siemens AG

**Perkins Elmer

Tabelle 8-4: Meßgeräte zur kontinuierlichen Gasanalyse

Das Meßverfahren der Infrarot-Absorptionsmeßgräte (IR) beruht darauf, daß unterschiedliche Moleküle unterschiedliche Absorptionsspektren haben. Für die Bestimmung der Gasspezies wird die molekülspezifische Wellenlänge gewählt, bei der die Komponente besonders gut absorbiert. Stickstoff (N₂) ist nicht IR-aktiv, so daß der Stickstoffanteil im Rauchgas bei der Analyse nicht störend wirkt. Die Konzentration der verschiedenen Komponenten wird aus der Intensitätsdifferenz berechnet, die sich zwischen einem IR-Strahl, der durch eine mit Rauchgas gefüllte Küvette abgeschwächt wird, und einem Vergleichsstrahl ergibt (Referenzmethode).

Die Meßgeräte für die CO₂- und die H₂O-Messung sind Einstrahlgeräte; sie benötigen nur einen Strahler und eine mit Meßgas gefüllte Küvette. Diese Küvette wird gegenphasig von Meß- und Vergleichsstrahl durchstrahlt, d.h. beide Strahlen erreichen abwechselnd denselben Detektor. Der Vergleichsstrahl wird bei dem CO₂-Gasanalysengerät zusätzlich durch eine mit CO₂ gefüllte Küvette geleitet, wodurch die spezifischen Wellenlängen des CO₂ vollständig ausgeblendet werden (Gasfilterkorrelationsverfahren). Der Vorteil einer solchen Anordnung ist die geringe Anfälligkeit gegen Intensitätsschwankungen des Strahlers, Empfindlichkeitsschwankungen des Detektors und Verschmutzungen der Küvette, da die Störeffekte sowohl im Meß- als auch im Vergleichsstrahl auftreten.

Bei dem H₂O-Gasanalysegerät wird das Bifrequenzverfahren angewendet. Der Vergleichsstrahl unterscheidet sich vom Meßstrahl durch die Frequenz. Die Frequenz des Vergleichsstrahles wird weder durch H₂O noch durch andere Störkomponenten im Rauchgas absorbiert [53].

Für die O₂-Messung wird die starke paramagnetische Suszeptibilität des Sauerstoffs, die ihn von anderen Rauchgasinhaltsstoffen unterscheidet, verwendet. In der Meß-

zelle ist ein diamagnetischer Körper angebracht, der in einem starken inhomogenen Magnetfeld liegt und von dem Meßgas umströmt wird. Die Kräfte auf diesen Körper sind eine Funktion des Sauerstoffgehaltes im Meßgas. Sie werden gemessen und daraus die Sauerstoffkonzentration berechnet.

Durch Schwankungen der Gerätetemperatur und des Luftdruckes wird die Genauigkeit der Gasanalysegeräte beeinflusst. Abweichungen von der Kalibriertemperatur gehen mit bis zu 1 % / 10 Kelvin in die Messung ein. Aus diesem Grund werden alle Meßgeräte thermostatisiert. Bei den hohen Gaskonzentrationen sind Querempfindlichkeiten von untergeordneter Bedeutung. Die Gasanalysegeräte werden vor jedem Experiment kalibriert. Bei der CO₂- und O₂-Messung kann ein relativer Fehler von ± 2 % des Momentanwertes angegeben werden, für die H₂O-Messung von ± 1 %. Die Einschwingzeit der Geräte ist unter den vorliegenden Bedingungen < 15 Sekunden.

Der Abgasvolumenstrom wird aus einer Massenbilanz um den Ofen gebildet. Dabei werden die folgenden Annahme getroffen:

- Volumenanteil der nicht erfaßten Spurenstoffe ist vernachlässigbar;
- NO-Konzentration im Abgas ist sehr gering und wird vernachlässigt.

Die Herleitung ist im Anhang A zu dieser Arbeit enthalten. Der Abgasvolumenstrom wird nach folgender Formel berechnet.

$$\dot{V}(t) = \frac{\dot{m}_{PL} + \dot{m}_{BS}}{\rho_{Abgas}(t)} \quad (4-13)$$

Der Brennstoffmassenstrom wird aus der Brennstoffmasse, bezogen auf die Dauer der jeweiligen Experimente, berechnet; die Asche sowie die Schlackemenge werden zuvor von der Brennstoffmasse abgezogen. Dabei wird ein gleichförmiger Verlauf der Gesamtreaktion vorausgesetzt. Der zeitliche Verlauf der Abgasdichte wird mit Hilfe der Abgasanalyse und der gemessenen Temperatur berechnet. Der Primärluftvolumenstrom wird mittels eines elektronischen Massendurchflußreglers, welcher an die Druckluftversorgung des Instituts angeschlossen wird, während des gesamten Experimentablaufs konstant gehalten. Sowohl Druckschwankungen des Druckluftnetzes

als auch Änderungen des Druckverlustes im Gutbett oder im Rost werden mit Hilfe des Massendurchflußreglers ausgeglichen.

4.5 Verfahrensbeschreibung der Verbrennungsexperimente

Bei der Verbrennung von Feststoffen im Festbett können zwei unterschiedliche Verfahrensvarianten unterschieden werden. Die Unterscheidung richtet sich nach der Relativbewegung zwischen dem Verbrennungsluftvolumenstrom und der Bewegungsrichtung der Verbrennungsfront im Gutbett.

Im sogenannten "overfeed-combustion-mode" durchströmt die Verbrennungsluft das Reaktionsbett von unten nach oben, in Bewegungsrichtung der Verbrennungsfront, welche das Brennstoffhaufwerk ebenfalls von unten nach oben durchwandert. Diese Form der Verfahrensführung ergibt sich, wenn ein brennendes Gutbett von oben mit frischem Brennstoff beschickt und von unten belüftet wird [24]. Die Schürwirkung eines Rostes in großtechnischen Anlagen kann größere, bereits brennende Gutbettabschnitte unter noch nicht gezündeten Brennstoff führen, so daß auch in solchen Anlagen lokal der Verbrennungsprozeß nach dem overfeed Prinzip abläuft.

Der overfeed-combustion-mode ist dadurch gekennzeichnet, daß gasförmige Verbrennungsprodukte wie Kohlendioxid (CO_2), Kohlenmonoxid (CO) und Wasserdampf (H_2O) bei hohen Temperaturen und Sauerstoffmangel mit dem frischen, unregierten Brennstoff in Kontakt kommen und eine Reaktion einleiten. In der Zündfront laufen neben Pyrolyse- auch Vergasungsreaktionen mit den primär entstanden Reaktionsprodukten CO_2 und H_2O ab.

Beim sogenannten "underfeed-combustion-mode" durchströmt die Verbrennungsluft das Brennstoffgutbett ebenfalls von unten nach oben. Das Brennstoffbett wird allerdings grundsätzlich nur oben gezündet, so daß die Verbrennungsfront sich entgegen dem Verbrennungsluftvolumenstrom bewegt. Eine solche Prozeßführung beobachtet man zum Beispiel in sogenannten Unterschubfeuerungen. In Anlagen, die nach diesem Prinzip arbeiten, wird dem Haufwerk mittels einer Unterschubschnecke frischer Brennstoff von unten, unter die Verbrennungsfront, zugeführt. Diesen Feuerungstyp findet man häufig bei der Verbrennung von Holzresten in holzverarbeitenden Betrieben.

Der underfeed-combustion-mode ist dadurch gekennzeichnet, daß die Verbrennungs- bzw. Zündfront immer in ein frisches, nur von Verbrennungsluft durchströmtes Brennstoffbett eindringt. Im Gegensatz zum overfeed-combustion-mode entspricht die Sauerstoffkonzentration in der Zündfront der Konzentration von Sauerstoff in der Verbrennungsluft.

Der Laborofen bietet die Möglichkeit, ein Brennstoffgutbett nach beiden Verbrennungsverfahren zu untersuchen. In der vorliegenden Arbeit werden jedoch nur Experimente im underfeed-combustion-mode beschrieben.

4.5.1 Verfahrensbeschreibung für Verbrennungsversuche im Underfeed-Combustion-Mode

Das Ofenunterteil wird im abgetrennten Zustand mit Brennstoff gefüllt. Hierfür wird das Brennstoffbett geregelt aufgebaut, um zufällige lokale Konzentrationsschwankungen und deren Auswirkungen auf die Experimente zu vermeiden. Parallel wird die Aufheizung des Ofenobererteils auf Zündtemperatur durchgeführt. Um die Strahlungsverluste beim Aufheizen so niedrig wie möglich zu halten, wird das Oberteil während des Aufheizens mit einem thermisch isolierenden Deckel verschlossen. Nach dem Erreichen des thermischen Gleichgewichtszustandes bei vorgewählter Wandtemperatur (stationärer Aufheizzustand) wird der Deckel schnell entfernt und das für den Versuch vorbereitete Unterteil auf Schienen direkt unter das aufgeheizte Oberteil geschoben.

Mit Hilfe einer Hebevorrichtung (vgl. Abschnitt 4.2) wird das Unterteil angehoben und vom Motor am Oberteil angepreßt, bis es nach Versuchsende wieder gelöst wird. Während des Koppelvorganges wird die Oberfläche des Brennstoffgutbettes durch eine die Strahlung abschirmende Stahlplatte verdeckt. Der Versuch beginnt, wenn die Stahlplatte weggeschwenkt und die Brennstoffbettoberfläche der Zündquelle ausgesetzt werden.

Der Koppelvorgang dauert - vom Augenblick, in dem das Unterteil unter das Oberteil geschoben wird, bis zu Versuchsbeginn - circa 30 Sekunden. Somit kann eine Beeinflussung des definierten Brennstoffzustandes vor Versuchsbeginn und der Temperatur der Zündquelle weitgehend ausgeschlossen werden.

Die Verbrennungsluft wird unmittelbar, nachdem das Strahlungsschild weggeschwenkt wird, eingeschaltet; sie durchströmt das Gutbett von unten nach oben. Das Brennstoffbett zündet aufgrund der Einstrahlung aus dem Ofenoberteil und brennt da-

raufhin von oben nach unten ab. Die sich einstellende Verbrennungsfront bewegt sich nach einer kurzen Startphase mit konstanter Geschwindigkeit durch das Gutbett, so daß sich für ein mitlaufendes Koordinatensystem eine stationäre Verbrennungsfront einstellt.

4.5.2 Verfahrensbeschreibung für Verbrennungsversuche im Overfeed-Combustion-Mode

Im Gegensatz zu den hier durchgeführten Experimenten im underfeed-mode (Luft von unten; Zündung von oben) kann für die Versuchsdurchführung im overfeed-mode (Luft von unten; Zündung von unten) das Ofenoberteil in abgetrenntem Zustand mit Brennstoff gefüllt werden. Parallel dazu kann die Aufheizung des Unterteils auf Zündtemperatur durchgeführt werden. Nach dem Erreichen des thermischen Gleichgewichtszustandes bei vorgewählter Wandtemperatur des Unterteils (stationärer Aufheizzustand) werden die beiden Ofenhälften gasdicht miteinander gekoppelt. Die weitere Durchführung ist identisch zum underfeed-mode.

Die Verbrennungsluft wird durch das vorgeheizte Unterteil dem Brennstoffgutbett zugeführt. Das Brennstoffbett stützt sich im Ofenoberteil gegen einen grobmaschigen Rost nach unten hin ab. Der Rost ist für Strahlung aus dem Ofenunterteil durchlässig, um das Gutbett von unten zünden zu können. Auf diese Weise wird das Brennstoffbett von unten nach oben durchreagieren.

In der vorliegenden Arbeit werden nur Experimente nach dem underfeed-mode ausgewertet. Die Bezeichnungen "underfeed" und "overfeed" beziehen sich auf die laufende Brennstoffzufuhr bei kontinuierlichem Betrieb einer realen Anlage.

5 Experimentelle Untersuchungen

5.1 Versuchsprogramm

Die wichtigsten Teilprozesse der Verbrennung wie Trocknung, Entgasung, Vergasung und homogene sowie heteroge Oxidation, die in einer großtechnischen Anlage zeitlich und örtlich parallel ablaufen können, werden in KLEAA durch Parameterstudien getrennt voneinander untersucht. Im Rahmen des Versuchsprogramms dieser Arbeit wird systematisch der Einfluß folgender Betriebsparameter auf den Verlauf der Verbrennungsreaktionen untersucht:

Betriebsparameter:

- Primärluftvolumenstrom
- Primärlufttemperatur
- Feuchte- bzw. Wassergehalt des Brennstoffbetts
- Inert- bzw. Aschegehalt
- Partikelgröße
- Porosität der Schüttung

Dabei wird jeweils nur ein Parameter variiert, die anderen Parameter werden für die betreffende Versuchsreihe konstant gehalten. Zur Beurteilung des Reaktionsverlaufs werden die folgenden Zielgrößen gemessen oder aus den Messwerten berechnet.

Zielgrößen:

- Verlauf der Gutbettemperaturen
- Temperatur-Frontgeschwindigkeit
- Umsatzgeschwindigkeit
- feststoff- und gaseitiger Ausbrand

Der qualitative Einfluß der variierten Parameter ist bereits - sowohl aus verschiedenen experimentellen Arbeiten als auch aus der Praxis in Betriebs-Anlagen - gut bekannt. Das Ziel der hier vorgestellten und diskutierten Experimente dient in erster Linie der repräsentativen Messung und Berechnung der quantitativen Verläufe der

Zielgrößen, um eine Anpassung des mathematischen Modells zu ermöglichen. In Tabelle 9-5 sind für alle Experimente die Brennstoffbetz Zusammensetzungen zusammen mit den wichtigsten physikalischen Eigenschaften dargestellt.

Parameter	Holzmasse ft. [g]	Masse Inert [g]	Masse Brennstoff [g]	Wassergehalt [g/g] i.roh	C-Gehalt Brennstoff [g/g] i.roh	Masse Schlacke [g]	Masse Asche [g]	C-Gehalt Asche [%]	unterer Heizwert [kJ/kg]
variiertes Parameter: Primärluftvolumenstrom [m ³ /(m ² h)] (10 mm Holzwürfel)									
128	3148.0	787.2	3935.2	0.17	0.30	814.6	27.5	3.03	9003
128	3175.0	793.4	3968.4	0.17	0.30	825.8	32.4	2.72	9003
128	3181.2	794.9	3976.0	0.17	0.30	825.6	30.7	1.71	9003
128	3126.1	782.7	3908.8	0.16	0.30	807.2	24.6	1.61	9276
257	3093.6	785.3	3878.9	0.16	0.30	803.5	18.2	6.63	9276
257	3185.5	797.1	3982.6	0.18	0.30	828.5	31.3	3.83	8730
383	3137.7	784.2	3921.9	0.17	0.30	805.9	21.7	2.66	9003
515	3149.9	788.4	3938.3	0.17	0.30	811.4	23.0	6.17	9003
515	3182.4	795.4	3977.8	0.18	0.30	825.9	30.5	6.60	8730
772	3151.2	787.9	3939.1	0.17	0.30	814.2	26.4	10.32	9003
1012	3156.7	789.2	3945.9	0.17	0.30	819.9	30.7	19.11	9003
variiertes Parameter: Primärluftvolumenstrom [m ³ /(m ² h)] (15 mm Holzwürfel)									
128	3544.1	886.1	4430.2	0.17	0.30	921.0	34.9	2.42	9003
257	3567.9	892.1	4459.9	0.17	0.30	927.6	35.5	1.93	9003
515	3499.2	876.5	4375.7	0.16	0.30	930.0	53.5	6.48	9276
772	3535.2	883.6	4418.7	0.17	0.30	958.7	75.1	16.19	9003
1012	3522.3	880.4	4402.7	0.16	0.30	920.7	40.3	22.49	9276
variiertes Parameter: Inertgehalt [%] (10 mm Holzwürfel)									
0	3077.1	0.0	3077.1	0.19	0.38	20.6	20.6	14.74	11867
0	3172.1	0.0	3172.1	0.22	0.37	25.1	25.1	11.30	11049
11	3064.9	383.2	3448.1	0.17	0.34	408.9	25.7	5.99	10537
20	3149.9	788.4	3938.3	0.17	0.30	811.4	23.0	5.38	9003
20	3182.4	795.4	3977.8	0.18	0.30	825.9	30.5	6.60	8730
29	3048.0	1219.2	4267.1	0.13	0.28	1246.9	27.7	8.27	8559
29	3156.7	1262.4	4419.1	0.15	0.27	1291.1	28.7	9.00	8014
35	3117.7	1715.1	4832.8	0.13	0.24	1743.3	28.2	8.78	7536
variiertes Parameter: Brennstoffeuchte [%] (10 mm Holzwürfel)									
0	2479.8	620.0	3099.8	0.00	0.38	637.7	17.7	2.78	13638
8	2768.0	692.1	3460.2	0.08	0.34	711.2	19.1	11.03	11457
17	3149.9	788.4	3938.3	0.17	0.30	811.4	23.0	5.38	9003
18	3182.4	795.4	3977.8	0.18	0.30	825.9	30.5	6.60	8730
24	3538.9	884.4	4423.3	0.24	0.27	906.9	22.5	33.77	7095
32	4181.1	1045.6	5226.6	0.32	0.22	1074.3	28.8	18.26	4914
variiertes Parameter: Primärlufttemperatur [°C] (10 mm Holzwürfel)									
25	3149.9	788.4	3938.3	0.17	0.30	811.4	23.0	5.38	9003
25	3182.4	795.4	3977.8	0.18	0.30	825.9	30.5	6.60	8730
64	3165.0	791.5	3956.5	0.17	0.30	807.8	16.3	7.43	9003
170	3118.3	779.5	3897.8	0.16	0.30	801.6	22.1	2.18	9276
144	3156.7	789.2	3945.8	0.17	0.30	800.0	10.8	3.20	9003
266	3172.5	793.4	3965.9	0.17	0.30	817.5	24.1	1.71	9003

Tabelle 9-5: Übersicht der Brennstoffbetz Zusammensetzung für alle Experimente

Die Holzmasse ft. in Tab. 9-5 umfaßt das, entsprechend der Angaben, angefeuchtete Holz; der natürliche Aschegehalt von 0.1 % wird, wie bereits in Kap. 4.2.1 dargestellt,

bei allen Masse- bzw. Prozentangaben nicht berücksichtigt. Der in dieser Arbeit als Inertgehalt bezeichnete Brennstoffbettanteil besteht nur aus der variablen Masse der Keramikringe. Demzufolge ergibt sich die Brennstoffbettmasse aus der Holzmasse m_H zuzüglich der Inertmasse. Für die Angaben des Wasser- und des C-Gehaltes ist die Wasser bzw. die Kohlenstoffmasse auf die Gesamtmasse des Brennstoffbetts bezogen. Die Masse der Schlacke ist die Gesamtmasse des Verbrennungsrückstandes, inklusiv der natürlichen Brennstoffbetttasche; von dieser Schlackenmasse wurde die Asche, die sich abtrennen ließ, getrennt als "Masse Asche" verwogen und auf ihren C-Gehalt analysiert. Der untere Heizwert H_u wurde nach der Boie-Formel mit den Massenanteilen der einzelnen Brennstoffbestandteile berechnet.

Weitere brennstoffspezifische Kriterien wie z. B. der auf den Gesamtbettinhalt bezogene stöchiometrische Luftbedarf oder die adiabate Abgastemperatur als Funktion der Luftzahl für den Modellbrennstoff sind in Kapitel 4.2.1 beschrieben.

5.2 Diskussion der Versuchsergebnisse

5.2.1 Variation des Primärluftvolumenstroms und der Partikelgröße

Der Einfluß des Primärluftvolumenstroms sowie der Partikelgröße auf die in Abschnitt 4.2 eingeführte Temperaturfront-Geschwindigkeit, die Umsatzgeschwindigkeit und auf die Temperaturverteilung im Gutbett wurde mit insgesamt 16 Experimenten bei 6 verschiedenen Primärluftvolumenströmen untersucht. Nachdem die Auswertung der ersten 11 Experimente mit den 10 mm Holzwürfeln die hervorragende Reproduzierbarkeit der Ergebnisse gezeigt hatte, wurde mit den 15 mm Würfeln jeweils noch ein Experiment bei jedem Verbrennungsluftvolumenstrom durchgeführt. Der Einfluß der Partikelgröße auf die Verbrennungsprozesse wird gemeinsam mit dem Einfluß des Luftvolumenstroms in diesem Abschnitt diskutiert.

Tabelle 9-5 ist zu entnehmen, daß sich die physikalischen und chemischen Eigenschaften des Brennstoffbetts für diese Versuchsreihen kaum unterscheiden und somit gute Voraussetzungen für die Untersuchung des Einflusses des Primärluftvolumenstroms bzw. der Partikelgröße auf die Verbrennungsprozesse im Festbett gegeben sind.

Die mittlere Brennstoffbettzusammensetzung für die Experimente beträgt:

- 63 Masseprozent Holz
- 20 Masseprozent Inertanteil
- 17 Masseprozent Wasser
- H_u (unterer Heizwert) 9000 kJ/kg
- Schüttdichte 300 kg/m³

Mit der Rostfläche der Laborapparatur von 0.0491 m² ergibt sich ein Variationsbereich für den spezifischen Primärluftvolumenstrom von 130 m³/(m²h) bis 1000 m³/(m²h). Eine Steigerung des Primärluftvolumenstroms über 1000 m³/(m²h) hinaus ist bei dem verwendeten Brennstoff nicht sinnvoll, da dann große Anteile nur teiloxidierten Brennstoffes ausgetragen werden und eine zu den anderen Experimenten vergleichbare Erfassung der Messgrößen nicht mehr möglich ist. Darüber hinaus werden durch den hohen Feststoffanteil im Abgas die Filter der Gasanalytik durch die ausgetragenen Partikel nach kurzer Zeit verstopft. Da keine Asche im Feuerraum zurückbleibt, ist eine Wägung der Asche sowie eine Bestimmung des Kohlenstoffanteils nicht mehr möglich.

In Abbildung 28-5 sind für die verschiedenen Primärluftvolumenströme die Temperaturfront-Geschwindigkeiten und die Umsatzgeschwindigkeiten gemeinsam aufgetragen. Bei dem zweiten und dritten Experiment mit 130 m³/(m²h) Primärluft ist das Analysegerät für Kohlenmonoxid ausgefallen, so daß für diese beiden Experimente der Kohlenstoffumsatz und die Umsatzgeschwindigkeit nicht ermittelt werden konnten.

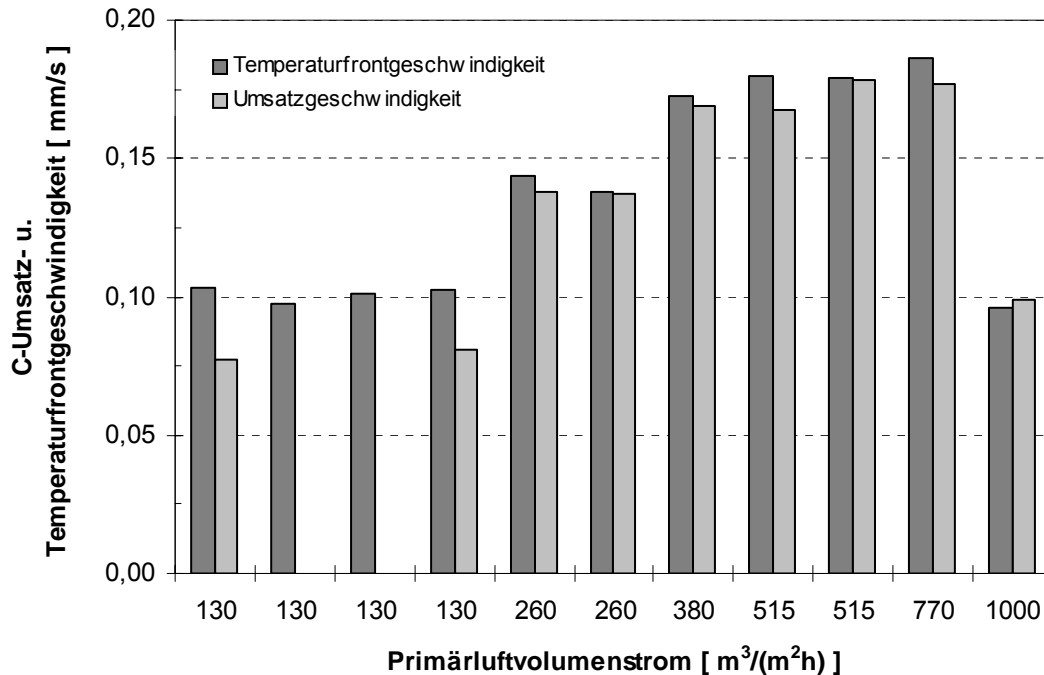


Abbildung 28-5: Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Mit Hilfe von Abbildung 28-5 soll die gute Reproduzierbarkeit der experimentellen Ergebnisse verdeutlicht werden. Die Abweichung der gemessenen Temperaturfront-Geschwindigkeit zum Mittelwert beträgt für die Experimente bei $130 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ nur maximal 3 %, für die Experimente bei $260 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ beträgt die Differenz circa 4 %. Für die beiden Experimente bei $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ wird sogar dieselbe Temperaturfront-Geschwindigkeit gemessen. Die aus den Abgasesanalysen mit Hilfe von Gleichung (4-11) indirekt ermittelten C-Umsatzgeschwindigkeiten zeigen etwas größere Schwankungen. Die Reproduzierbarkeit ist jedoch für die in dieser Arbeit abgeleiteten Schlüsse immer noch sehr gut.

Die Gutbetthöhe der Versuchsanlage wurde mit 270 mm bis 300 mm so gewählt, daß sich in Abhängigkeit der eingestellten Versuchsparameter bei allen Experimenten nach einer relativ kurzen Startphase eine quasistationäre Verbrennungszone ausbildete, die mit recht konstanter Geschwindigkeit durch das Gutbett wanderte. Im Anschluß an diesen quasistationären Verlauf sank der Kohlenstoffumsatz am Ende der Experimente innerhalb weniger Sekunden stark ab. Die Experimente wurden abgebrochen, wenn die Sauerstoffkonzentration im Abgas auf über 15 Volumenprozent angestiegen war.

Als typisches Beispiel für den Verlauf der spezifischen Umsatzgeschwindigkeit ist in Abbildung 29-5 der zeitliche Verlauf der Umsatzgeschwindigkeit für $260 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ dargestellt.

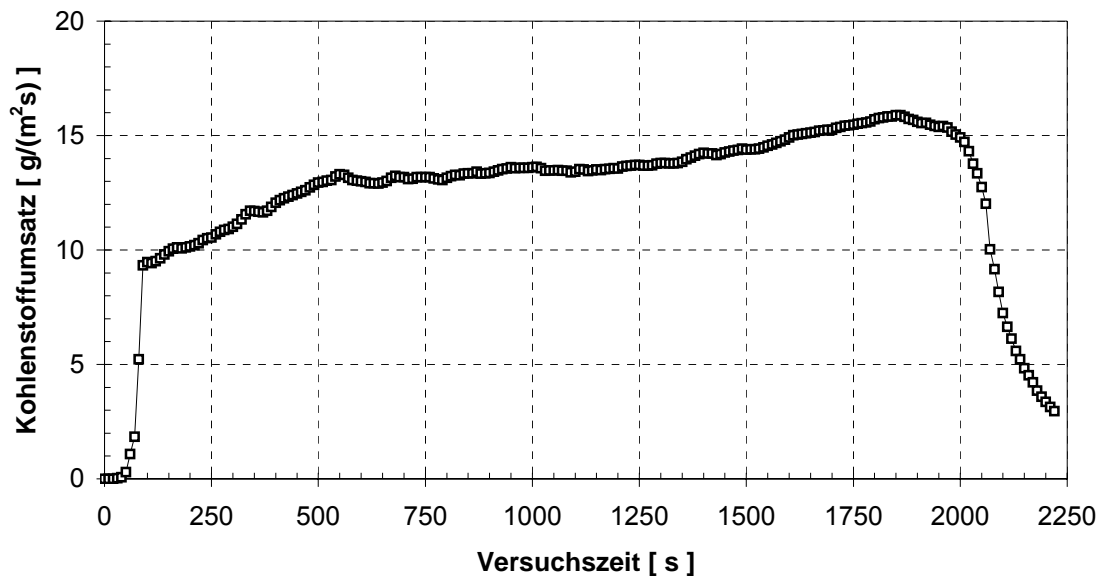


Abbildung 29-5: Spezifische Kohlenstoffumsatzrate in Abhängigkeit der Versuchszeit; Primärluftvolumenstrom $260 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Während der ersten circa 50 bis 80 Sekunden steigt der Umsatz sehr steil bis zu dem Wendepunkt, in dem die Umsatzgeschwindigkeit in einen quasistationären Bereich übergeht. Dieser quasistationäre Verlauf der Experimente ist dadurch gekennzeichnet, daß die Umsatzgeschwindigkeit als Funktion der variierten Parameter mit nahezu konstanter Steigung leicht fällt oder steigt bzw. unverändert bis zum Versuchsende verläuft. Am Ende der Versuche fällt die Umsatzgeschwindigkeit steil ab.

Für den "quasistationären Bereich" wird aus dem zeitlichen Verlauf der Kohlenstoffumsatzrate die mittlere C-Umsatzgeschwindigkeit berechnet (Gl. (4-11) Kapitel 4.2), welche charakteristisch für die jeweils untersuchten Versuchsparameter ist. Um die spezifische Kohlenstoffumsatzrate mit der Temperaturfront-Geschwindigkeit vergleichen zu können, wird sie mit Hilfe von Gleichung (4-11) in eine C-Umsatzgeschwindigkeit (in mm/s) umgerechnet.

Der Einfluß des Primärluftvolumenstroms und der Partikelgröße auf die Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit wird an den folgenden Bildern diskutiert, in denen

die mittlere Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit gemeinsam jeweils für die 10 mm und 15 mm Partikel dargestellt sind.

Die "stöchiometrische Gerade" zeigt in beiden Bildern die Temperaturfront-Geschwindigkeiten, die sich bei stöchiometrischer Verbrennung entsprechend des Primärluftvolumenstroms ergeben würden. Für die Punkte auf der stöchiometrischen Geraden gilt, daß bei der Verbrennung gerade so viel Brennstoff umgesetzt wird, wie bei dem entsprechenden Luftangebot vollständig zu Kohlendioxid und Wasser reagieren kann. Demzufolge gilt für alle Geschwindigkeiten, die links bzw. oberhalb der Geraden liegen, daß die Brennstoffumsetzung wegen O_2 -Mangels nicht vollständig bis zum Kohlendioxid (CO_2) und Wasser (H_2O) erfolgen kann. Das ist bei den betreffenden Experimenten an einer Kohlenmonoxidbildung (CO), teilweise während des gesamten Experimentes, zu erkennen (vgl. Abbildung 32-5).

Abbildung 30-5 zeigt den Vergleich für die 10 mm und Abbildung 31-5 für die 15 mm Holzwürfel.

Die Abhängigkeit der Temperaturfront-Geschwindigkeit sowie der Umsatzgeschwindigkeit von dem Primärluftvolumenstrom wird -unabhängig von der Partikelgröße- durch eine umgedrehte parabelförmige Kurve beschrieben. Bei niedrigen Volumenströmen von $130 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ bis $400 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ steigen beide Geschwindigkeiten nahezu linear mit zunehmendem Luftvolumenstrom an, bevor sie für die 10 mm Partikel über einen relativ großen Primärluftbereich von $400 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ bis $800 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ und für die 15 mm Partikel von $250 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ bis $800 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ fast konstant auf dem maximalen Wert von circa 0.18 mm/s verlaufen. Bei einer weiteren Steigerung des Primärluftvolumenstroms über $800 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ hinaus fallen die Temperaturfront-Geschwindigkeiten wieder steil ab.

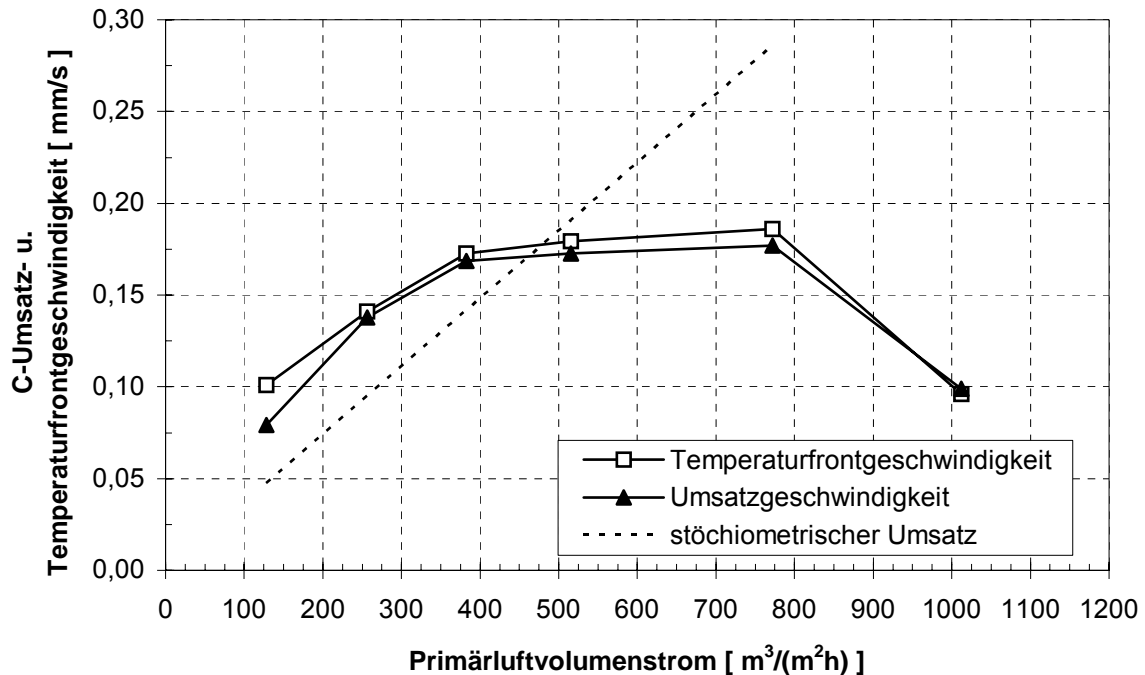


Abbildung 30-5: Verlauf der Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Der Vergleich der Temperaturfront-Geschwindigkeit mit der Umsatzgeschwindigkeit zeigt weiter, daß nur bei niedrigen Primärluftvolumenströmen mehr Brennstoff gezündet als in die Gasphase überführt wird; d.h. es verbleibt Kohlenstoff hinter der Zündfront in fester Phase. Bei dem Brennstoffbett mit den 10 mm Würfeln unterscheidet sich die Temperaturfront-Geschwindigkeit bereits bei $260 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ nicht mehr von der Umsatzgeschwindigkeit, für die größeren Würfel wird dieser Punkt erst bei $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ erreicht. Die Differenz zwischen der Temperaturfront-Geschwindigkeit und der Umsatzgeschwindigkeit ist ein Maß für die Dicke der Reaktionsfront.

Die einer stöchiometrischen Verbrennungsfront entsprechende Umsatzgerade (vollständiger C-Umsatz zu CO_2 und H_2O) schneidet in Abbildung 30-5 bei dem Primärluftvolumenstrom von $480 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ den Kurvenzug, der die verschiedenen Meßwerte miteinander verbindet. Das bedeutet, daß bei allen Experimenten mit einem Primärluftvolumenstrom $\geq 480 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ während der stationären Verbrennungsphase ein Sauerstoffüberschuß in der Verbrennungszone herrscht. Bei den in der Reaktionszone herrschenden Temperaturen und einem ausreichenden Sauerstoffangebot wird die Umsatzgeschwindigkeit nur durch die Kinetik des Reaktionsfortschritts limitiert. Eine weitere Steigerung des Primärluftvolumenstroms ergibt keine Umsatzsteige-

nung. Eine Differenzierung zwischen Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit ist in diesem Bereich nicht mehr notwendig. Wird der Primärluftvolumenstrom nach dem Erreichen stöchiometrischer Bedingungen in der Reaktionszone weiter gesteigert, so kann man wie bei allen technischen Flammen beobachten, daß die Umsatzgeschwindigkeit wieder fällt. Für diesen Rückgang bei überstöchiometrischen Bedingungen ist die Verschlechterung der Zündbedingungen (Temperaturabsenkung) verantwortlich. Bei starkem Sauerstoff bzw. Luftüberschuß wird durch die Abgasverluste die Temperatur der Gasphase abgesenkt, so daß die Zündfront sozusagen ausgeblasen wird.

Analog zur homogenen Verbrennung wird auch bei der heterogenen Verbrennung die Zündfront durch die exotherme Verbrennung der entgasten flüchtigen Bestandteile weiter getragen. Die flüchtigen Bestandteile aus dem Holz treten aufgrund von Wärmeeinstrahlung und -leitung aus den Holzwürfeln aus und vermischen sich mit der Primärluft. Der Zündbereich des sich bildenden Brennstoff-Gas-Gemisches ist begrenzt, es gelten dieselben Gesetzmäßigkeiten wie bei der Gasverbrennung. Ein ausgeprägter Sauerstoffmangel führt genau wie ein Überschuß zu geringeren Flammengeschwindigkeiten, was übertragen auf die Festbettverbrennung geringere Temperaturfront-Geschwindigkeiten bedeutet.

Bei der Verbrennung der 10 mm Partikel ist zu beobachten, daß nur bei dem Versuch mit $130 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ Primärluft die Temperaturfront-Geschwindigkeit signifikant höher als die Umsatzgeschwindigkeit ist. Das bedeutet, daß sich mit zunehmender Versuchszeit die Reaktionszone hinter der Zündfront ausdehnt. Der Kohlenstoffumsatz in der Reaktionszone ist bei dieser geringen Primärluftgeschwindigkeit offensichtlich sauerstoffkontrolliert. Dieses Phänomen tritt bei der Festbettverbrennung im "under-feed-combustion-mode" auf, weil die Zündfront, dem Verbrennungsluftstrom entgegen, in das unreaktierte Brennstoffbett eindringt und bei geringen Verbrennungsluftvolumenströmen in der Zündzone den Sauerstoff verbraucht. Das bedeutet, daß in der Reaktionszone kein oder nur wenig freier Sauerstoff zur Verfügung steht, um den Restkohlenstoff in der festen Phase sowie den teiloxidierten Kohlenstoff in der Gasphase vollständig zu oxidieren. Die zunehmende Konzentration von CO im Abgas kann als deutliches Indiz für Sauerstoffmangel in der Verbrennungszone gelten.

Sowohl für die 10 mm als auch für die 15 mm Würfel beträgt die maximale Temperaturfront-Geschwindigkeit circa 0.18 mm/s . Die Ergebnisse unterscheiden sich da-

durch, daß die maximale Temperaturfront-Geschwindigkeit für die 15 mm Würfel bereits bei einem Primärluftvolumenstrom von $260 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ erreicht wird und bei den kleineren Würfeln mit der größeren spezifischen Oberfläche erst bei $380 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$.

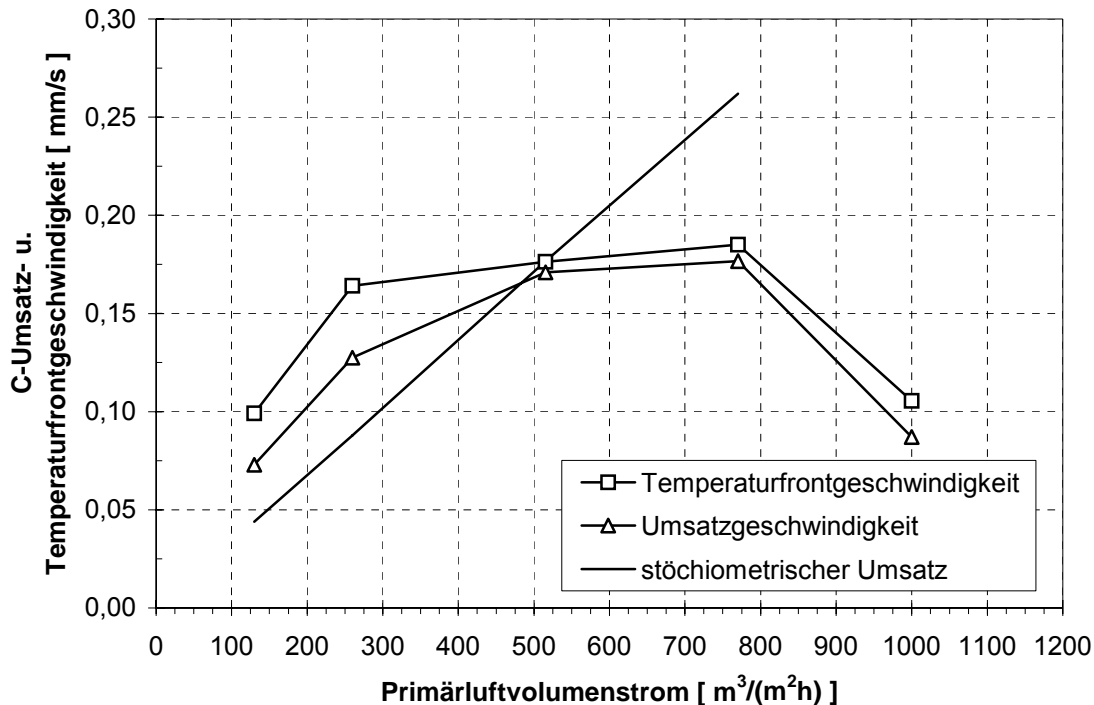


Abbildung 31-5: Verlauf der Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 15 mm Holzwürfel

In Abbildung 31-5 wird darüber hinaus besonders deutlich, daß im unterstöchiometrischen Bereich (Verbrennung und Vergasung; Produkte: CO_2 , CO , H_2O , H_2) die Umsatzgeschwindigkeit durch das Sauerstoffangebot in der Reaktionszone limitiert ist. Sobald der Bereich stöchiometrischer Verbrennung erreicht wird, steht ausreichend Sauerstoff zur Verfügung, um den gezündeten Brennstoff unmittelbar und vollständig oxidieren zu können. Diese Aussage gilt jedoch nur während der stationären bzw. quasistationären Reaktionsphase (vgl. Abbildung 29-5). Bei den Experimenten mit einem Primärluftvolumenstrom von $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ und $770 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ beobachtet man 100 bis 200 Sekunden vor dem Ende einen steilen Anstieg des Kohlenstoffumsatzes. In dieser Phase reicht offenbar das Sauerstoffangebot nicht mehr für einen vollständigen Kohlenstoffumsatz aus, in beiden Fällen geht die O_2 -Konzentration im Abgas gegen null, und Kohlenmonoxid wird gebildet (vgl. Abbildung 34-5). Der erhöhte Kohlenstoffumsatz gegen Ende der Experimente ist auf die Veränderung des Brennstoffbetts in unmittelbarer Nähe des Rostes zurückzuführen. Das Brennstoffhaufwerk wird während der gesamten Experimente von der Primärluft durchströmt und getrocknet.

Es bildet sich eine Trocknungsfront aus, die der Zündzone entgegen wandert. Wenn die Reaktionszone die Trocknungsfront erreicht, wird der Umsatz fast schlagartig höher und der stöchiometrische Luftbedarf steigt an (vgl. Tabelle 7-4). Zu diesem Zeitpunkt reicht der zugeführte Primärluftvolumenstrom nicht mehr aus, um den Brennstoff vollständig umzusetzen. Dieses Phänomen beeinflusst die Auswertung der Experimente jedoch nicht, da für die Auswertung nur der Bereich der quasistationären Reaktion berücksichtigt wird (Abbildung 29-5).

In Abbildung 32-5 sind die Sauerstoffverläufe für die Würfel von 10 mm Abmessung bei sechs verschiedenen Primärluftvolumenströmen aufgetragen.

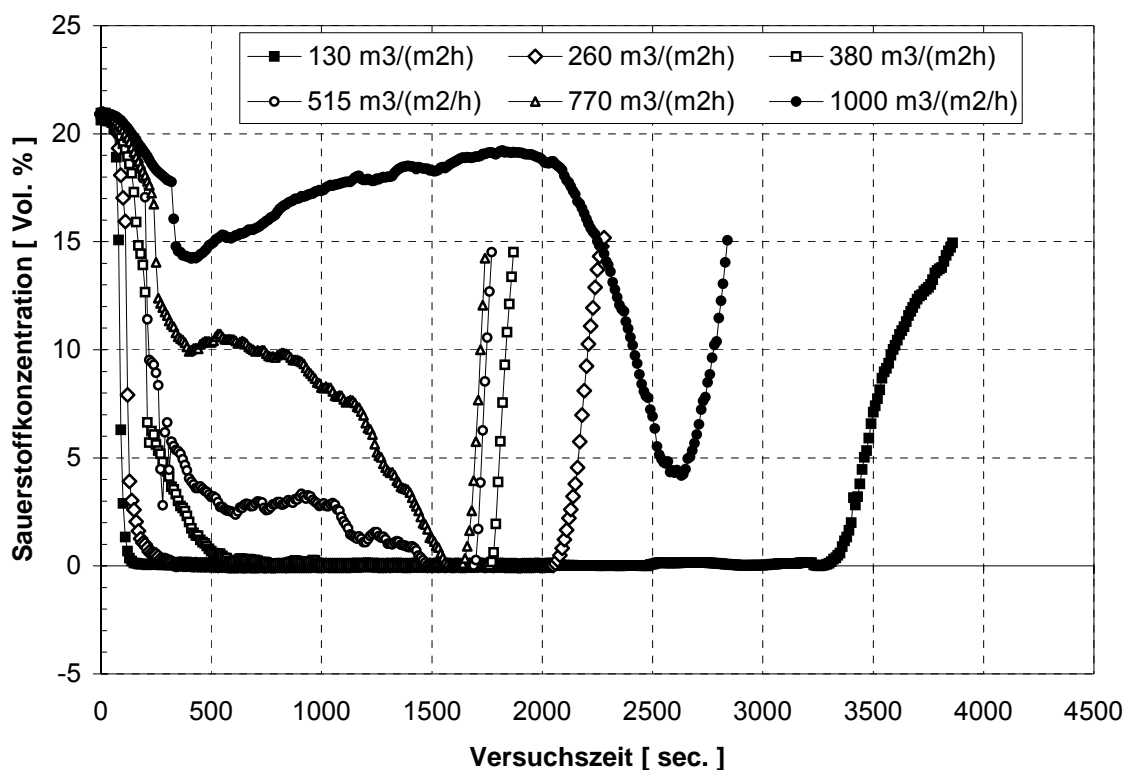


Abbildung 32-5: O₂-Konzentration im Abgas für verschiedene Primärluftvolumenströme, 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Für die Experimente mit einem Primärluftvolumenstrom von 130 m³/(m²h) bis 380 m³/(m²h) war für die Dauer des gesamten Versuches die Sauerstoffkonzentration Null. Erstmals bei einem Volumenstrom ≥ 515 m³/(m²h) wurde eine Sauerstoff

restkonzentration im Abgas während der gesamten stationären Reaktionsphase gemessen.

In Abbildung 33-5 und Abbildung 34-5 sind die Verläufe der Kohlenmonoxidkonzentrationen im Abgas für die 10 mm Würfel bei sechs verschiedenen Primärluftvolumenströmen aufgetragen. Kohlenmonoxid dient bei Verbrennungsprozessen allgemein als Leitsubstanz für unterstöchiometrische Verbrennungsverhältnisse. Die CO-Verläufe sind der Übersichtlichkeit halber auf zwei Abbildungen verteilt.

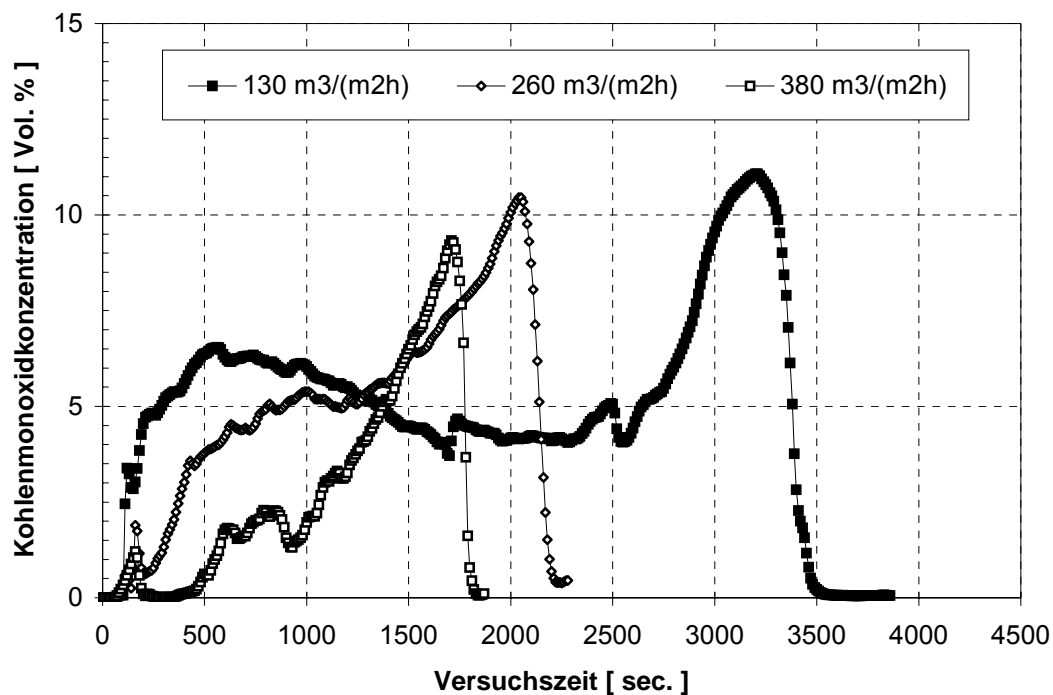


Abbildung 33-5: CO-Konzentration im Abgas für 3 verschiedene Primärluftvolumenströme im unterstöchiometrischen Bereich; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Wie bereits in Abbildung 32-5 am Verlauf der Sauerstoffkonzentration für die unterstöchiometrischen Experimente zu erkennen ist, herrschte während der gesamten Versuche ein ausgeprägter Sauerstoffmangel in der Verbrennungszone. Dieser Befund mußte selbstverständlich zu erheblichen CO-Konzentrationen im Abgas führen, was in Abbildung 33-5 deutlich bestätigt wird.

Abbildung 34-5 zeigt, daß andererseits auch bei den in der Hauptphase überstöchiometrisch ablaufenden Bettreaktionen nicht für die gesamte Versuchszeit ein Sauerstoffüberschuß in der Verbrennungszone herrschte. Zu Beginn und zum Ende der Experimente gibt es offensichtlich Phasen, in denen mehr Brennstoff gezündet wurde, als mit der angebotenen Luft vollständig verbrannt werden konnte. Dabei fiel auf,

daß die CO-Spitzen zu Beginn der Versuche, unabhängig vom Sauerstoffangebot, jeweils zu einer Kohlenmonoxidkonzentration von circa 1 Volumenprozent führten.

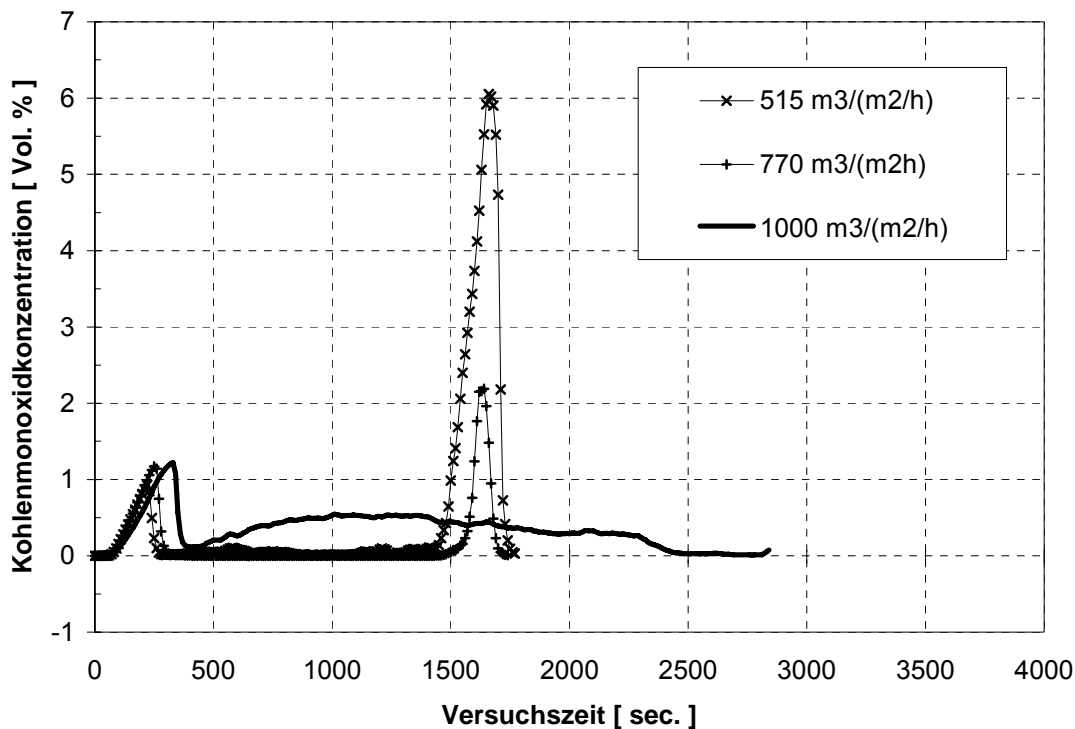


Abbildung 34-5: CO-Konzentration im Abgas für 3 verschiedene Primärluftvolumenströme im überstöchiometrischen Bereich; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Die CO-Konzentrationen am Ende der Experimente zeigten dagegen eine deutliche Abhängigkeit vom Sauerstoffangebot bzw. vom Primärluftvolumenstrom, weil das Eindringen der Trocknungsfront ins Haufwerk von dem Primärluftvolumenstrom abhängig war. In Kapitel 6.10.1 und 7.2.3 wird der Zusammenhang zwischen Primärluftvolumenstrom und Trocknungsgeschwindigkeit im Haufwerk hergeleitet. Nicht überraschend war der Verlauf der CO-Konzentration für den Versuch mit dem extremen Primärluftvolumenstrom von $1000 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$. Abbildung 32-5 kann entnommen werden, daß zu keiner Zeit Sauerstoffmangel herrschte und doch während der quasi-stationären Phase eine CO-Konzentration von circa 0.5 Volumenprozent gemessen wurde. Die Ursache für diese Beobachtung war, daß durch den großen Luftvolumenstrom die Temperaturen in der Verbrennungszone abgesenkt wurden. Das primäre Oxidationsprodukt CO wurde durch die Luft quasi abgequenchet; die Temperaturen reichten nicht mehr aus, um dessen vollständige Oxidation zu CO_2 zu gewährleisten.

Zur Verdeutlichung sind in Abbildung 35-5 und Abbildung 36-5 nochmals die Ergebnisse eines i.w. unterstöchiometrischen und eines i.w. überstöchiometrischen Expe-

riments gegenübergestellt. Die Darstellungen sind in diesen Bildern bezogen auf den jeweils umgesetzten Kohlenstoffanteil im Brennstoffbett als Abszissengröße.

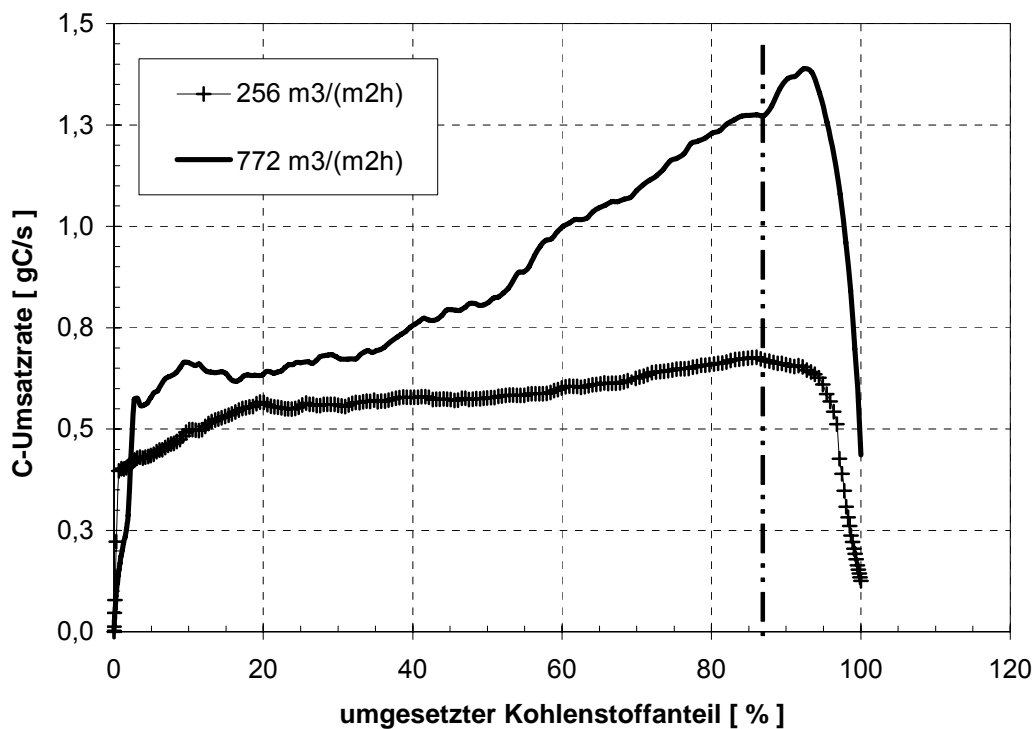


Abbildung 35-5: C-Umsatzrate für 2 Primärluftvolumenströme in Abhängigkeit des umgesetzten Kohlenstoffanteils; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Der Vergleich der Umsatzgeschwindigkeit mit dem CO-Konzentrationsverlauf für das überstöchiometrische Experiment macht deutlich, daß etwa bei einem Brennstoffumsatz von 87 % der Umsatz nochmals deutlich anstieg und zum selben Zeitpunkt auch im überstöchiometrischen Experiment CO gebildet wurde. Während die Umsatzkurve für das Experiment mit 772 m³/(m²h) Primärluft bei einem Umsatz von 87 % weiter anstieg, begann an dieser Stelle die Umsatzkurve für das unterstöchiometrische Experiment bereits zu fallen.

Die CO-Spitze zu Beginn der Versuche war von dem Primärluftvolumenstrom unabhängig, sie war auch bei allen übrigen Experimenten zu beobachten. Diese CO-Spitze ist auf die instationäre Startphase der Experimente zurückzuführen. In dieser Phase waren die Temperaturen in der Zündfront ausreichend, um das Gutbett zu zünden, aber noch nicht hoch genug, um einen vollständigen Ausbrand der teiloxidierten Abgase zu gewährleisten. In dieser Phase waren die Experimente noch reaktionskinetisch kontrolliert. Aus diesem Grund war auch bei allen Experimenten keine

Abhängigkeit dieser CO-Spitze am Anfang der Experimente von den variierten physikalischen Parametern festzustellen.

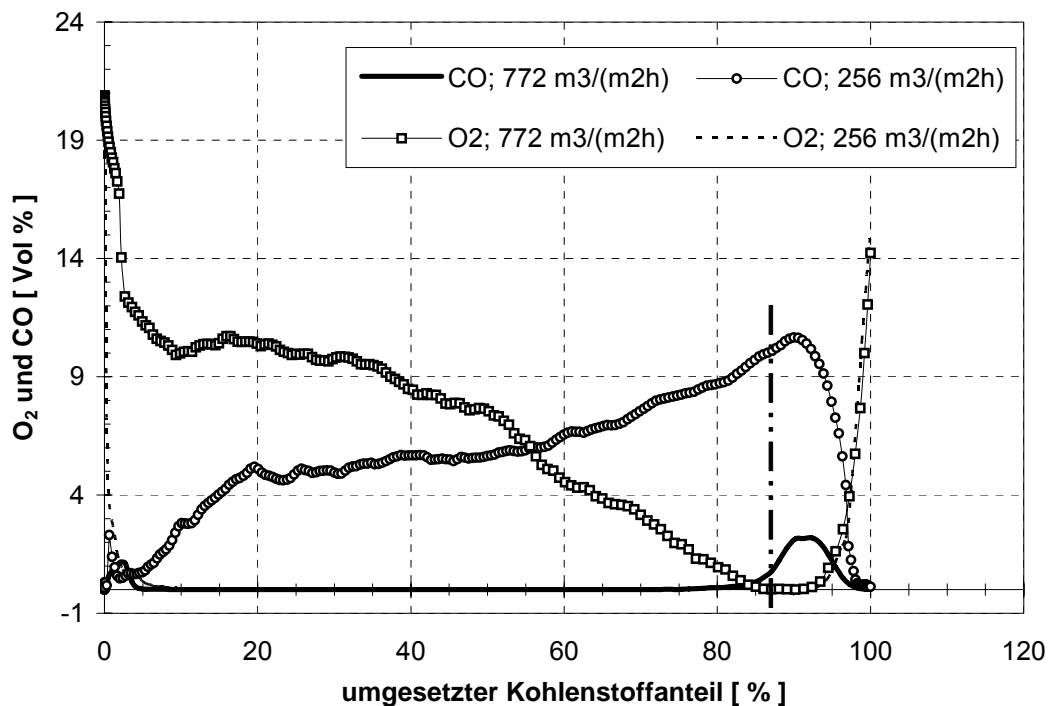


Abbildung 36-5: O₂ und CO-Konzentrationsverlauf für 2 Primärluftvolumenströme in Abhängigkeit des umgesetzten Kohlenstoffanteils; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

In Abbildung 37-5 sind die aus der Abgasanalyse bestimmten spezifischen Kohlenstoffumsatzraten sowie die daraus berechnete Umsatzgeschwindigkeit gemeinsam dargestellt.

Man erkennt, daß die Geschwindigkeit, mit der die Reaktion im Gutbett fortschreitet, über den gesamten Variationsbereich der Primärluft nahezu unabhängig von der Partikelgröße ist. Bedingt durch die höhere Schüttdichte ergibt sich für die Schüttung mit den 15 mm Holzwürfeln für Primärluftvolumenströme von 515 m³/(m²h) und 770 m³/(m²h) jedoch ein etwas höherer Kohlenstoffumsatz. Die Differenz beträgt maximal circa 6 % oder 9.6 kg/(m²h) Kohlenstoff; dies entspricht umgerechnet für einen Brennstoff mit einem C-Gehalt von 47.3 Masseprozent, circa 20 kg/(m²h) Brennstoff.

Fatehi et. al. [55] sowie Rogers et.al. [24] berichten ebenfalls über Untersuchungen zum Einfluß des Primärluftvolumenstroms auf die Umsatzgeschwindigkeit in Festbettreaktoren. Fatehi verwendete in einer ähnlichen Versuchsanordnung Holzkugeln mit einem Durchmesser von 6.4 mm als Brennstoff, Rogers verwendete einen gemahlenden Abfall mit zwei unterschiedlichen Brennstoffbettdichten. Der qualitative

Verlauf der Umsatzgeschwindigkeit im untersuchten Primärluftbereich stimmt gut mit den hier diskutierten Ergebnissen überein. Bei der quantitativen Betrachtung erkennt man, daß der Einfluß der Brennstoffbettdichte auf die Umsatzgeschwindigkeit bei den Rogers-Experimenten [24] sehr groß ist. Obwohl der Brennstoff, der von Rogers verwendet wurde, nicht mit dem hier beschriebenen und verwendeten Modellbrennstoff zu vergleichen ist, ergeben sich doch in der Größenordnung vergleichbare Umsatzgeschwindigkeiten. Auch beginnt die Umsatzgeschwindigkeit bei einem Primärluftvolumenstrom von $800 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ zu sinken, wobei der auffälligste Unterschied darin zu erkennen ist, daß sie wesentlich langsamer sinkt, als bei den in dieser Arbeit durchgeführten Experimenten.

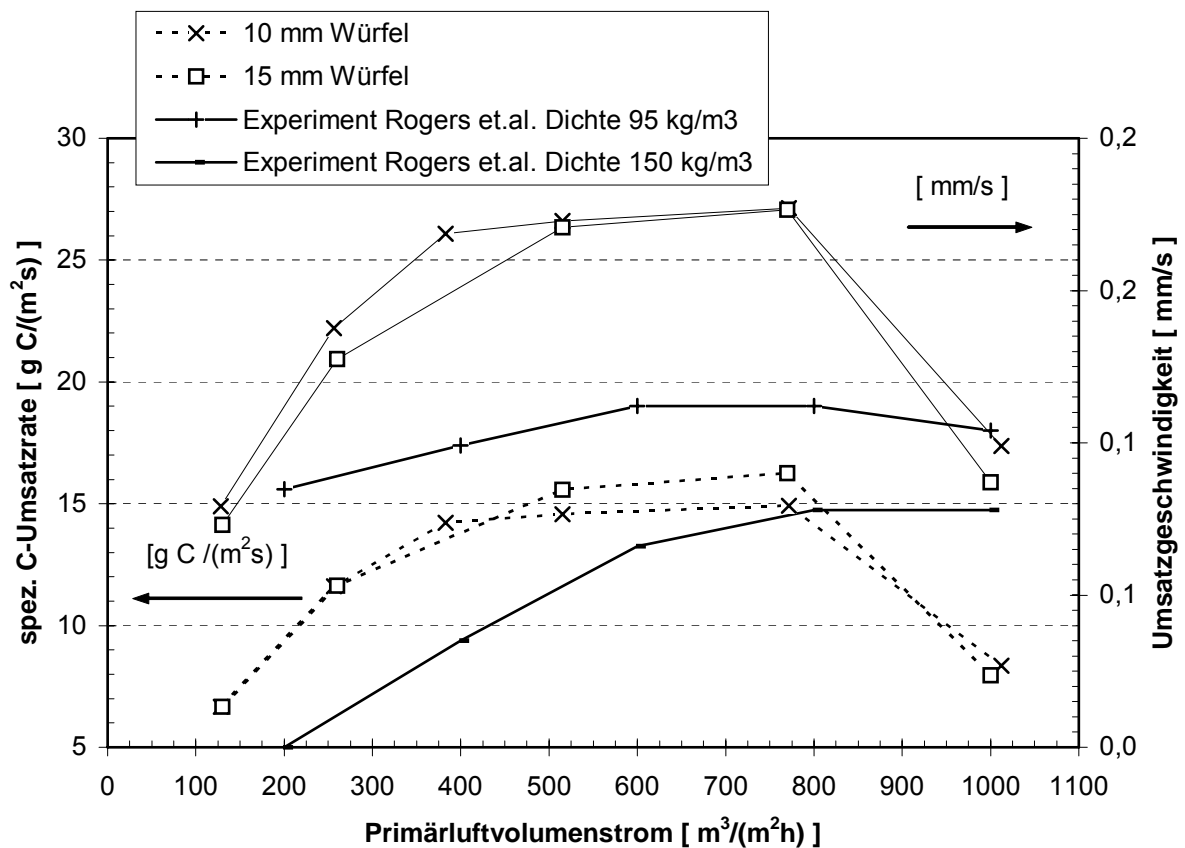


Abbildung 37-5: Darstellung der flächenspez. C-Umsatzrate und der Umsatzgeschwindigkeit; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm und 15 mm Holzwürfel; sowie der Umsatzgeschwindigkeit aus den Experimenten von Rogers [24] in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom

Nicholls [38] beschreibt qualitativ dieselben experimentellen Ergebnisse. Als Brennstoff verwendete er verschiedene Kohlesorten, die er in einer diskontinuierlich betriebenen Batch-Apparatur untersuchte. Er stellt fest, daß sich in Abhängigkeit des eingesetzten Brennstoffs jeweils ein spezieller Unterluftvolumenstrom ergibt, bei dem

die Umsatzgeschwindigkeit genau der Temperaturfront-Geschwindigkeit entspricht. Nicholls kommt zu dem Schluß, daß bei niedrigeren Primärluftvolumenströmen die Umsatzgeschwindigkeit nicht durch die Temperaturfront-Geschwindigkeit, sondern durch das O₂-Angebot limitiert wird. Bei höheren Primärluftvolumenströmen limitiert die gezündete Brennstoffmenge den Brennstoffumsatz. Nicholls bezeichnete den Verbrennungsmodus, bei dem die Temperaturfront- sowie die Umsatzgeschwindigkeit gleich sind, als "equilibrium burning" [39].

Der Kohlenstoffgehalt der Verbrennungsrückstände ist ein wesentliches Kriterium für die Beurteilung der Entsorgungsqualität moderner Abfallverbrennungsanlagen. Bei Steigerung des Primärluftvolumenstroms zur Erzielung größerer Umsatzgeschwindigkeiten muß berücksichtigt werden, daß höhere Restkohlenstoffgehalte in der Asche bzw. der Schlacke mit dieser Maßnahme verbunden sind. Die Ascheanalysen zeigten, daß die Qualität des feststoffseitigen Ausbrandes sehr stark von dem Primärluftvolumenstrom beeinflusst wird. Der Zusammenhang ist in Abbildung 38-5 dargestellt. Eine zusätzliche Abhängigkeit des Restkohlenstoffgehalts von der Partikelgröße konnte nicht beobachtet werden, so daß die Ergebnisse für die 10 mm und die 15 mm Holzwürfel in einem gemeinsamen Bild dargestellt werden.

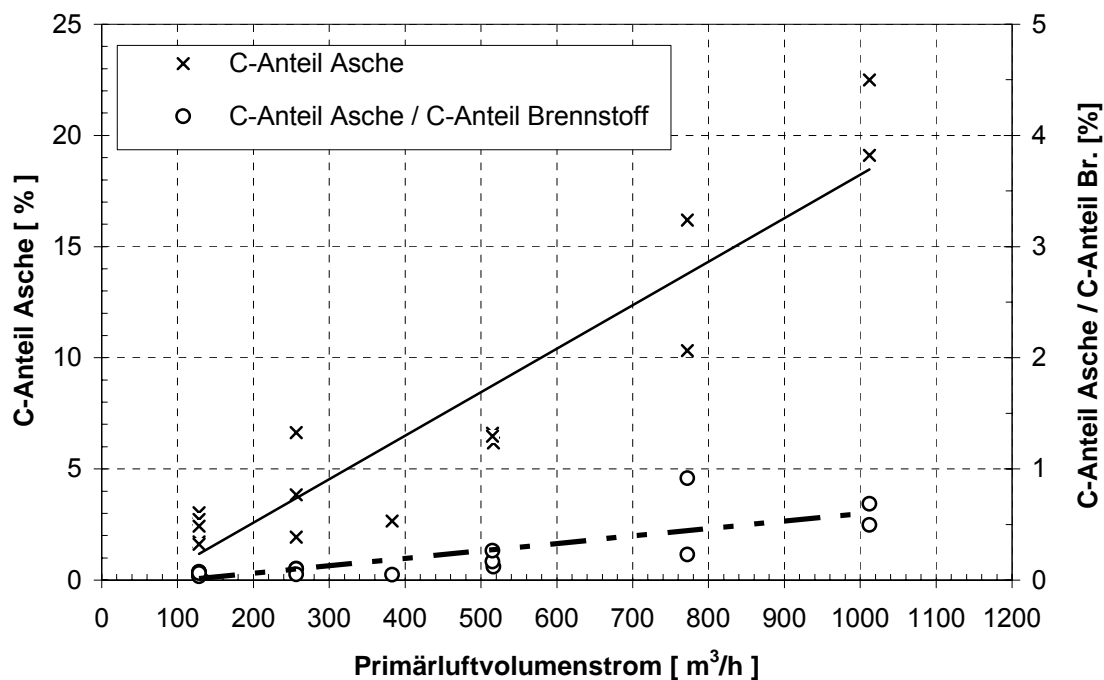


Abbildung 38-5: Restkohlenstoffgehalt der Asche in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom für 10 mm und 15 mm Holzwürfel; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt

In Abbildung 38-5 ist ebenfalls der Kohlenstoffanteil der Asche, bezogen auf den Kohlenstoffgehalt des Brennstoffbetts, dargestellt. Im Verlauf dieser Meßwerte in Abhängigkeit des Primärluftvolumenstroms erkennt man, daß dieser Wert immer kleiner 1 % ist. Trotzdem wurde der C-Gehalt der Asche bei der Kohlenstoffbilanzierung aus der Rauchgasanalyse berücksichtigt.

In Tabelle 10-5 ist der Unsicherheitsbereich der Meßwerte für die Umsatzgeschwindigkeit als relative Abweichung der aus den Abgasanalysenwerten bilanzierten Kohlenstoffmasse von dem Kohlenstoffgehalt des in der Temperaturfront umgesetzten Holzes im Experiment dargestellt.

Primärluftvolumenstrom $\text{m}^3/(\text{m}^2\text{h})$	relative Abweichung 10 mm Würfel %	relative Abweichung 15 mm Würfel %
130	+ 27	+ 3
260	- 8	- 7
380	- 10	-
515	- 8	- 14
770	- 8	- 12
1000	+ 0.4	- 7

Tabelle 10-5: Relative Abweichung der mittleren Umsatzgeschwindigkeit für verschiedene Primärluftvolumenströme

Die Übereinstimmung beider C-Bilanzwerte ist für das Brennstoffbett mit den 15 mm Holzwürfeln relativ gut; wie man erwarten würde, werden durch die Rauchgasanalyse im Mittel circa 6 % weniger Kohlenstoff gefunden. Diese Abweichung kann mit Verlusten durch Rußpartikel, die sich in der Rauchgasstrecke oder in den Abscheidern der Rauchgasanalysegeräte niederschlagen, erklärt werden. Läßt man den Wert bei $130 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ für das Brennstoffbett mit den 10 mm Holzwürfeln außer acht, ergibt sich dort auch eine mittlere Abweichung von circa 5.6 %. Der Wert für die relative Abweichung von +27 % bei $130 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ für das Brennstoffbett mit den 10 mm Holzwürfeln wird in Anbetracht dessen als Analysefehler gewertet.

5.2.2 Variation der Brennstoffeuchte

Die Brennstoffeuchte hat großen Einfluß auf die Verbrennungsvorgänge im Festbett. Durch die Variation der Feuchte wird der Heizwert des Modellbrennstoffs bei sonst konstanten Verhältnissen über einen Bereich von 4900 kJ/kg bis 13650 kJ/kg verändert. Deren Einfluß auf die Verbrennungsprozesse wird am Beispiel der Temperaturfront-Geschwindigkeit, der Umsatzgeschwindigkeit und der Gutbettemperaturen untersucht. Insgesamt wurden Experimente bei fünf verschiedenen Brennstoffeuchten durchgeführt, die anderen Parameter wurden konstant gehalten. Die Brennstoffdaten der Experimente können Tabelle 9-5 entnommen werden. Der Inertanteil im Brennstoffbett betrug bei allen Experimenten 20 Gewichtsprozent, der Primärluftvolumenstrom wurde auf $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ eingestellt. Es kamen ausschließlich die 10 mm Holzwürfel zum Einsatz.

In der folgenden Abbildung 39-5 sind die spez. Kohlenstoffumsatzraten für vier verschiedene Brennstoffeuchten zum Vergleich miteinander dargestellt.

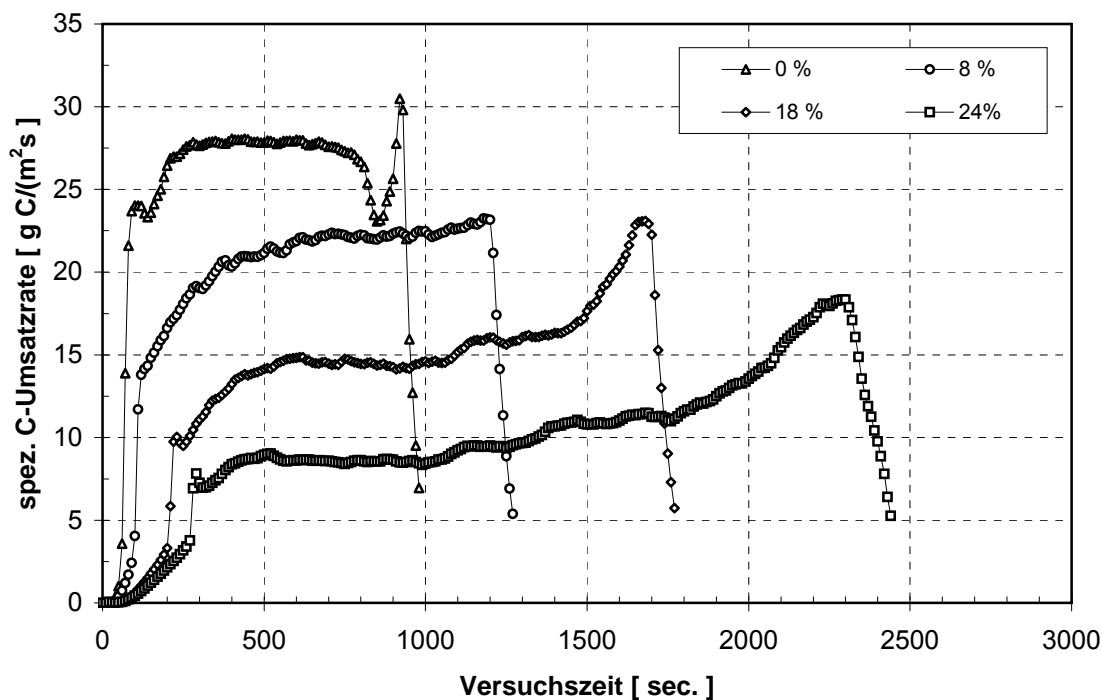


Abbildung 39-5: spez. C-Umsatzrate in Abhängigkeit der Brennstoffeuchte; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel;

Im nicht dargestellten Experiment mit einer Brennstoffeuchte von 32 % lief die Reaktion nicht selbstgänglich; nach circa 1600 Sekunden war die C-Umsatzgeschwindigkeit

bereits so stark zurückgegangen, daß die Sauerstoffkonzentration im Abgas auf 16 Volumenprozent anstieg. Durch eine Halbierung des Primärluftvolumenstroms auf $260 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ zündete das Gutbett bei diesem Experiment jedoch wieder selbstgänglich und brannte daraufhin ohne weitere Störungen mit dem reduzierten Primärluftvolumenstrom vollständig ab. Auf die Darstellung dieses Experiments wird in Abbildung 39-5 verzichtet, weil zwei Parameter verändert wurden und eine verlässliche Vergleichbarkeit mit den übrigen Experimenten nicht mehr gegeben ist.

Der deutliche Einfluß der Brennstofffeuchte auf die Umsatzgeschwindigkeit ist aus Abbildung 39-5 unschwer zu erkennen. Wie später in Abbildung 41-5 zu sehen ist, ergibt sich eine nahezu lineare Abhängigkeit zwischen der Brennstofffeuchte und der Kohlenstoffumsatzgeschwindigkeit.

Der Grund für den deutlichen Anstieg der Kohlenstoffumsatzgeschwindigkeit am Ende der Versuche mit einer Brennstofffeuchte von 18 % und 24 % ist mit dem Vordringen der Trocknungszone in Strömungsrichtung der Verbrennungsluft (also vertikal aufwärts) zu erklären. Die Primärluft aus dem Druckluftnetz ist getrocknet, beim Eintritt in das Gutbett kann der Luftstrom Wasser von der Oberfläche der Holzwürfel aufnehmen und sie auf diese Weise trocknen. Es bildet sich eine ebene Trocknungszone aus, die von unten nach oben, der Zündfront entgegen, wandert. Bei den vorliegenden Primärluftbedingungen ist die Trocknungsgeschwindigkeit sehr gering (vgl. Abschnitt 8.2). Die beiden Zonen treffen sich, in Abhängigkeit des Primärluftvolumenstroms und der Primärlufttemperatur sowie der Brennstofffeuchte, nur wenige Zentimeter über dem Rost. Wenn beide Zonen aufeinandertreffen, steigen sowohl die Temperaturfront-Geschwindigkeit als auch die Umsatzgeschwindigkeit stark an, da nur noch wenig Energie in die Wasserverdampfung eingebunden wird. Dieser Effekt tritt besonders bei den Experimenten mit einer Brennstofffeuchte von 18 % und 24 % in Erscheinung, weil hier die Differenz der Umsatzgeschwindigkeiten zu dem Experiment mit trockenem Brennstoffbett am größten ist; bei 8 % Brennstofffeuchte ist der Effekt gering, aber zu erkennen.

Der plötzliche Abfall der Umsatzgeschwindigkeit für ein Brennstoffbett mit 0 % Feuchte, unmittelbar gefolgt durch einen steilen Anstieg am Ende des Experimentes, ist mit der speziellen Regelcharakteristik des Massendurchflußmessers für den Primärluftvolumenstrom zu erklären. Der Primärluftvolumenstrom wird mit Hilfe eines Massendurchflußmessers, der an einem Druckluftnetz angeschlossen ist, geregelt.

Relativ langsame Veränderungen des Druckverlustes durch den Abbrand des Gutbetts sowie durch die Erwärmung des gesinterten Metallrostes können durch die Regelung so kompensiert werden, daß der Primärluftvolumenstrom konstant bleibt. Erfolgt die Veränderung jedoch sehr schnell, so kommt es zu Beeinflussungen durch die Regelung. Abbildung 40-5 unterstützt die Annahme, daß bei dem Einsatz des trockenen Brennstoffbetts, infolge des schnellen Abbrandes des Gutbetts, gegen Ende des Experimentes der Gesamtdruckverlust kurzfristig sinkt. Wenn jedoch die Reaktionszone den Rost erreicht, steigt durch die starke Erwärmung des Rostes aus Sintermetall der Druckverlust schneller als bei den übrigen Experimenten an. Die Regelung ist in diesem Fall zu langsam, um den Primärluftvolumenstrom konstant zu halten, was zu einem kurzzeitigen Einbruch der Primärluftversorgung und der Umsatzgeschwindigkeit führt. Dieser Einbruch wird durch den Regler überkompensiert, wodurch die Reaktionszone noch einmal kräftig angefacht wird. Auf diese Weise ist auch der extreme Anstieg der Gutbettemperatur sowie des Druckverlustes am Ende zu erklären. Der Temperaturverlauf in Abbildung 40-5 zeigt, daß der Druckverlust langsam fällt, wenn die Zündfront bis auf 20 mm an den Rost heran gewandert ist.

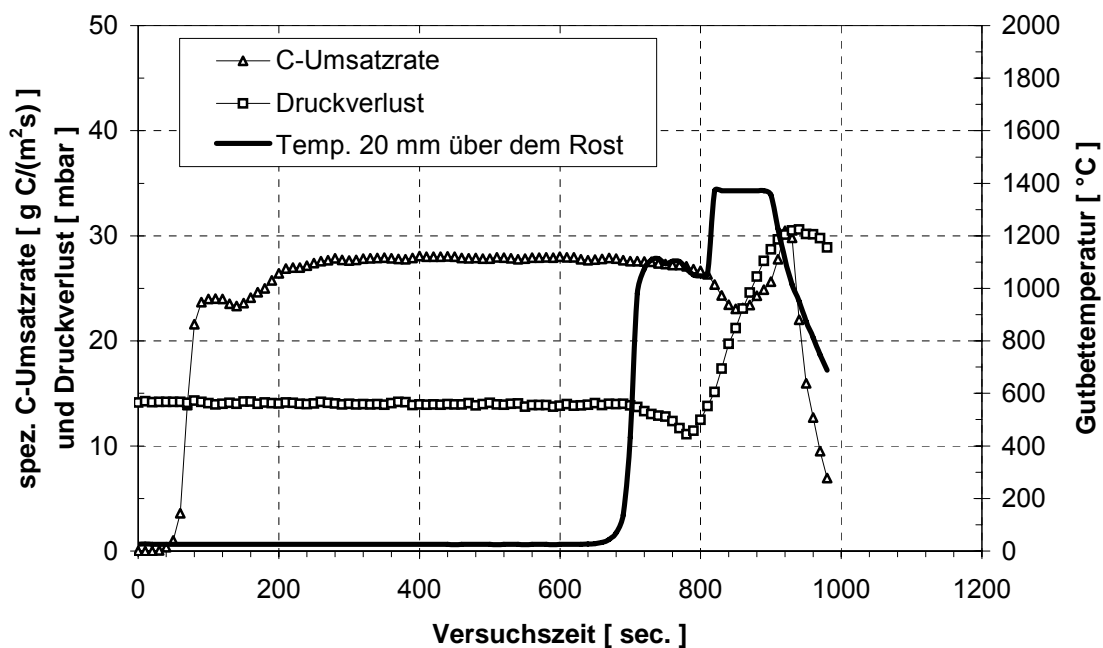


Abbildung 40-5: Zusammenhang zwischen Kohlenstoffumsatzrate, Druckverlust und Gutbettemperatur; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$
0 % Feuchte; 10 mm Holzwürfel

Bei der ermittelten Temperaturfront-Geschwindigkeit erreicht die Zündfront circa 70 Sekunden später den Rost, genau zu diesem Zeitpunkt beginnt der deutliche Anstieg des Druckverlustes. Die Temperatur in der Verbrennungszone, 20 mm über dem

Rost, steigt um weitere 50 Sekunden zeitversetzt unvermittelt um mehr als 300 Kelvin an. Das Plateau in der Temperaturkurve stellt die Grenze des Meßbereichs dar.

Für den Vergleich der Temperaturfront-Geschwindigkeit mit der Umsatzgeschwindigkeit in der stationären Phase wird in Abbildung 41-5 dieselbe Darstellung der mittleren Geschwindigkeiten gewählt wie bei der Diskussion des Primärlufteinflusses auf die Verbrennungsprozesse im Gutbett. Ausgehend von der Feststellung, daß das Brennstoffbett mit einer Feuchte von 18 % bei einem Primärluftvolumenstrom von $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ gerade stöchiometrisch verbrennen kann, was gemäß der Diskussion in Abschnitt 5.2.1 bedeutet, daß die Umsatzgeschwindigkeit reaktionskinetisch durch die Geschwindigkeit der Zündfront limitiert wird, werden diese Verhältnisse durch die Veränderung der Brennstofffeuchte offenbar verschoben. Beginnend mit dem Punkt der stöchiometrischen Verbrennung bei 18 % Feuchte, läßt sich die Temperaturfront-Geschwindigkeit durch Trocknen des Brennstoffbetts linear bei gleichbleibendem Primärluftvolumenstrom steigern. Für Brennstoff mit einer Feuchte von 0 % ergibt sich gegenüber dem Brennstoffbett mit einer Feuchte von 18 % eine Steigerung der Temperaturfront-Geschwindigkeit um den Faktor 1.75.

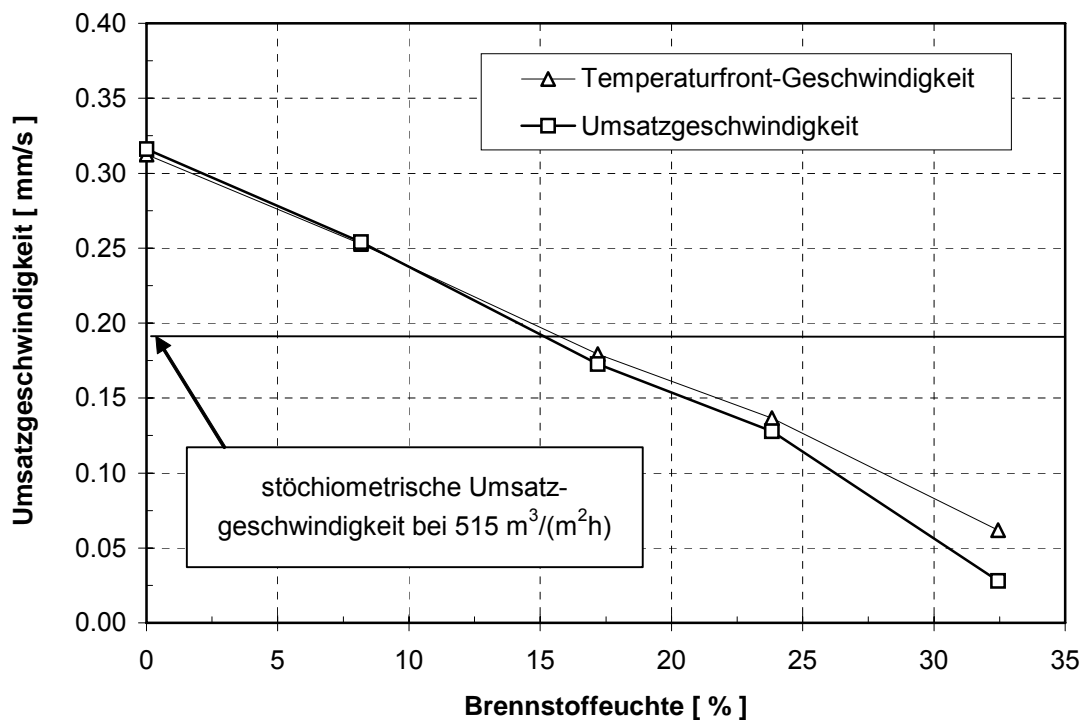


Abbildung 41-5: Verlauf der Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit in Abhängigkeit der Holzfeuchte; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 20 % Inertgehalt

Die Verbrennung bei 0 % und bei 8 % Feuchte erfolgt offensichtlich unterstöchiometrisch, die Umsatzgeschwindigkeit wird durch das Sauerstoffangebot in der Verbrennungszone bestimmt. Im Feuchtegehaltsbereich 0 bis 18 % schreitet die Zündfront so schnell voran, daß der hinter der Zündfront verbleibende Sauerstoff nicht ausreicht, den gezündeten Brennstoff in der Verbrennungszone vollständig zu CO_2 , H_2O umzusetzen (Abbildung 44-5). Die Umsatz- und die Temperaturfront-Geschwindigkeit sind im unterstöchiometrischen Bereich gleich (Abbildung 41-5), allerdings erfolgt der Umsatz bis zu einem Maximalwert von 60 Masse-% CO (0 % Feuchte vgl. Abbildung 42-5).

In der Darstellung von Abbildung 42-5 wird deutlich, welchen großen Einfluß im Bereich der unterstöchiometrischen Festbettverbrennung die heterogene Boudouard-Reaktion hat. Der Gesamt-C-Umsatzanteil des Experimentes ergibt sich jeweils aus der Summe der Anteile für CO_2 und CO . Der Gesamt-C-Umsatz wird hierbei korrigiert mit dem C-Anteil der Asche.

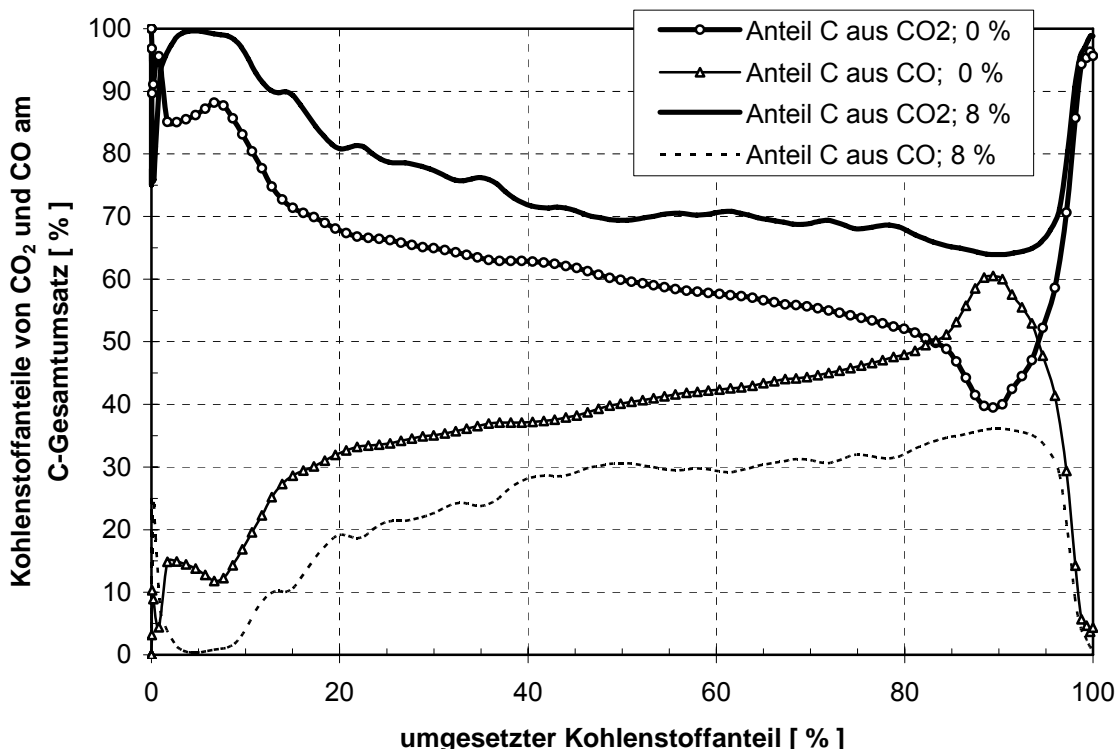


Abbildung 42-5: Kohlenstoffanteile von CO_2 und CO in Abhängigkeit des umgesetzten Kohlenstoffanteils; 0 % und 8 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

An dieser Stelle wird auf das Grundlagenkapitel verwiesen, in dem die Teilreaktionen im Festbett ausführlich diskutiert werden. Insbesondere in Abbildung 8-2 werden die

Zusammenhänge im Haufwerk erläutert. Diese Vorstellung geht davon aus, daß sich im Haufwerk -stark vereinfacht- zwei sehr nahe aufeinanderfolgende Teilzonen ausbilden. Danach bildet sich im vorderen Bereich der Zündfront eine Teilzone aus, die durch die Gegenwart von O_2 gekennzeichnet ist. In dieser Zone wird der Kohlenstoff bis zum CO_2 aufoxidiert. Die zweite nachfolgende Teilzone wird von den Abgasen aus der ersten Zone durchströmt. Hierbei setzt sich das CO_2 gemäß der Boudouard-Reaktion bei hohen Temperaturen zu CO um. Abbildung 42-5 zeigt, daß bei dem Experiment mit 0 % Feuchte und der größeren Umsatzgeschwindigkeit ein deutlich größer Kohlenstoffumsatzanteil auf die Vergasung des Brennstoffs durch CO_2 zum CO zurückzuführen ist als bei dem Experiment mit 8 % Brennstoffeuchte. Diese Vorstellung trifft allerdings nur bei unter-stöchiometrischer Haufwerksverbrennung zu. Wird dem Gutbett Luft im Überschuß zugeführt, so dehnt sich im Bereich $\lambda \geq 1$ die erste Teilzone theoretisch bis zum Ende der Reaktionszone aus. In Abbildung 43-5 ist der Konzentrationsverlauf für Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Sauerstoff und Wasser für den Versuch mit einer Brennstoffeuchte von 0 % dargestellt.

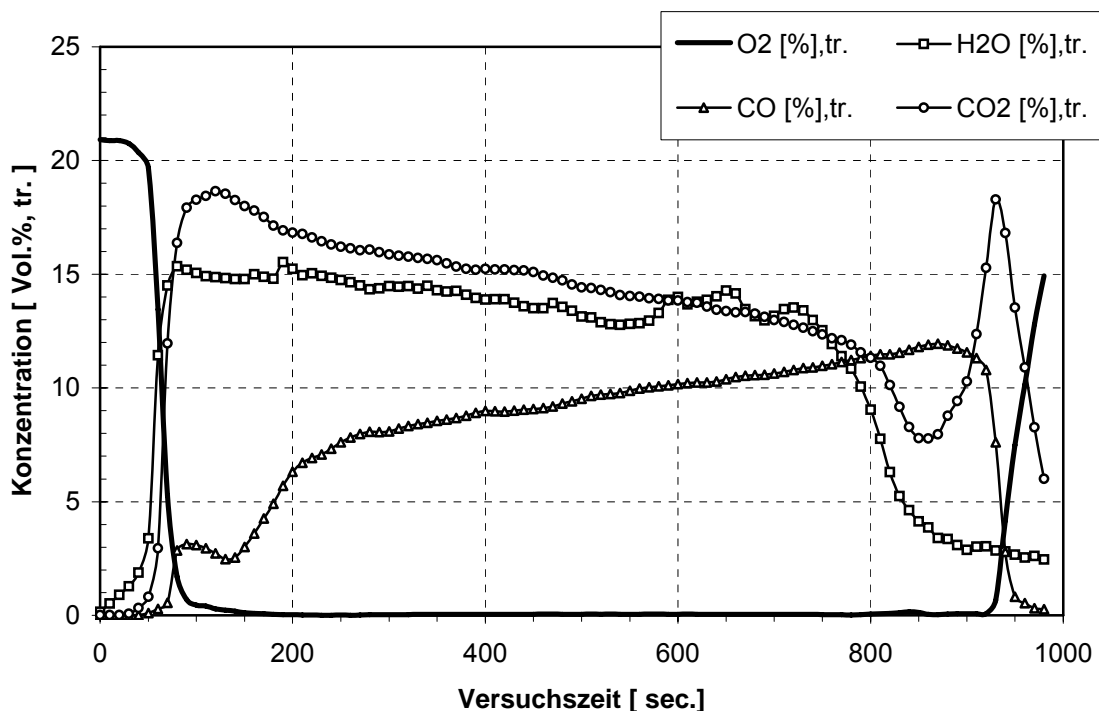


Abbildung 43-5: Verlauf der CO -, CO_2 -, O_2 - sowie der H_2O -Konzentrationen im Abgas; Feuchte 0 %; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; Inertgehalt 20 %; 10 mm Holzwürfel

Im Bereich der quasistationären Verbrennung, die bei dem dargestellten Experiment mit 0 % Feuchte von circa 300 bis 750 Sekunden anhält, kann erwartungsgemäß

kein Sauerstoff im Abgas nachgewiesen werden. Innerhalb dieses Zeitraumes verläuft die Umsatzgeschwindigkeit absolut konstant (vgl. Abbildung 40-5). Die Abgasanalyse ergibt für den Bereich der quasistationären Verbrennung einen Rückgang der CO_2 - sowie der H_2O -Konzentration, wohingegen die CO -Konzentration leicht ansteigt. Diese Beobachtungen sind ein weiteres Indiz für den Ablauf der Boudouard-Reaktion sowie der heterogenen Wassergasreaktion. Im Bereich der Zündfront wird bei niedrigen Temperaturen die Verbrennung auch durch die chemische Kinetik beeinflusst. O_2 kann bei niedrigen Reaktionsgeschwindigkeiten bis zur Partikeloberfläche diffundieren und dort gemäß Gleichung (2-4) und (2-5) den Kohlenstoff auch direkt zu CO_2 und CO vergasen (vgl. Kapitel 2.2.1). Gemäß Specht [28] hat die chemische Kinetik der Verbrennungsreaktion von C mit O_2 bei der heterogenen Verbrennung eine geringere Bedeutung als die Kinetik der Boudouard-Reaktion.

Wird die Brennstoffeuchte über 18 % erhöht, sinkt die Geschwindigkeit der Reaktionsfront auf einen Wert, der unterhalb der stöchiometrischen Umsatzgeschwindigkeit für den entsprechenden Primärluftvolumenstrom liegt (Abbildung 41-5). Bei 32 % Feuchte im Holz ist der Wassergehalt bereits so hoch, daß er die Umsatzgeschwindigkeit beschränkt. In diesem Fall wird für die Trocknung der Holzwürfel bzw. für die Verdampfung und Überhitzung des Wassers soviel Energie aus der Verbrennungszone entzogen, daß die Umsatzgeschwindigkeit relativ niedrig ist. Nach 1600 Sekunden kam es sogar zum Stillstand der Zündfront und zum Erliegen der Verbrennung. Die hier ermittelten Meßwerte für dieses Experiment resultieren aus dem Verlauf der Reaktion von der Zündung bis zum Abbruch des Experimentes; damit sind die Meßwerte eigentlich nicht vergleichbar mit den Ergebnissen der anderen Versuche. Da sie aber plausibel sind und sich in den Verlauf der mittleren Temperaturfront-Geschwindigkeit sowie in den Verlauf der mittleren Umsatzgeschwindigkeit für die Experimente mit unterschiedlichen Holzfeuchten einreihen lassen, sollten sie an dieser Stelle mit berücksichtigt werden (Abbildung 41-5).

Mit Hilfe von Abbildung 44-5 und Abbildung 45-5 wird nochmals gezeigt, daß die Verbrennung bei Brennstoffeuchten von 0 % und 8 % unterstöchiometrisch erfolgt, was unmittelbar aus hohen Kohlenmonoxidkonzentrationen und den Nullwerten des Sauerstoffs ersehen werden kann.

Die CO -Spitze zu Beginn der Versuche (nach 100 bis 300 Sekunden je nach Versuchsbedingungen) ist, hinsichtlich ihrer CO -Konzentration, unabhängig von der

Brennstoffeuchte. Der Zusammenhang ist ausführlich in Abschnitt 5.2.1 erläutert. Die zeitliche Abhängigkeit der CO-Spitze, die in Abbildung 44-5 zu sehen ist, ist mit dem großen Einfluß der Wassererwärmung und -verdampfung zu erklären. Bevor der Brennstoff gezündet werden kann, muß er getrocknet werden, deshalb ergibt sich mit zunehmendem Wassergehalt auch diese Verzögerung in der instationären, chemisch kontrollierten Startphase der Experimente.

Bei den CO-Spitzen am Ende der überstöchiometrischen Experimente bis zu 18 % und 24 % Brennstoffeuchte besteht eine Abhängigkeit vom Wassergehalt, was aus den unterschiedlichen maximalen CO-Konzentrationen geschlossen werden kann.

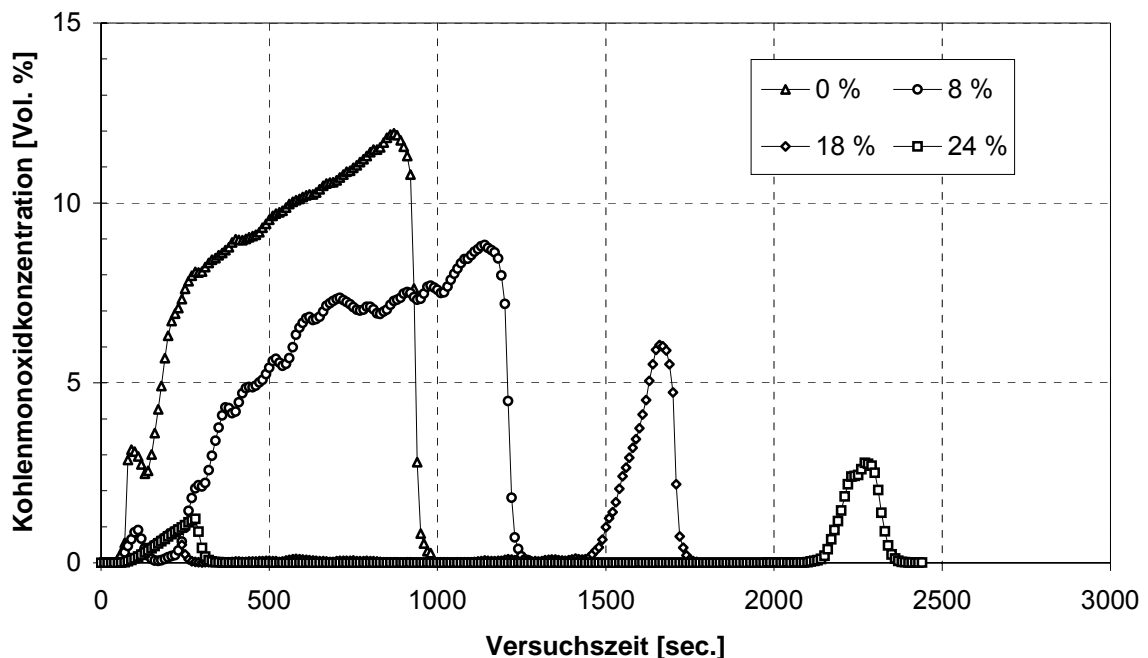


Abbildung 44-5: Verlauf der CO-Konzentrationen in Abhängigkeit der Brennstoffeuchte; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwüfel

Da sowohl der Primärluftvolumenstrom als auch die Primärlufttemperatur konstant gehalten wurden, ist der Einfluß der Brennstoffeuchte auf die CO-Spitze am Ende der Experimente in Abbildung 44-5 abzulesen. Je höher der Wassergehalt des Brennstoffbetts ist, desto weniger tief kann die Trocknungsfront in das Brennstoffbett eindringen, die getrocknete Brennstoffmenge kurz vor Versuchsende ist bei konstantem Primärluftvolumenstrom und konstanter Primärlufttemperatur umgekehrt proportional zum Wassergehalt des Brennstoffbetts (vgl. Erklärung zu Abbildung 39-5). Beim Auftreffen der Zündfront auf die Trocknungsfront werden die resultierenden C-Umsätze so groß, daß die Sauerstoffkonzentration hinter der Zündfront für eine vollständige

Oxidation nicht mehr ausreicht und Kohlenmonoxid gebildet wird. Der beschriebene Zusammenhang ist auch am Verlauf der O_2 -Konzentrationen in Abbildung 45-5 für die Experimente mit 18 % und 24 % Brennstofffeuchte gut zu erkennen. Solange die Umsatzgeschwindigkeit bei konstantem Primärluftvolumenstrom den Maximalwert für das vollständig getrocknete Brennstoffbett nicht erreicht (Abbildung 39-5), ist der CO-Peak am Versuchsende von der bereits getrockneten Brennstoffmasse bzw. umgekehrt proportional von der Brennstofffeuchte abhängig.

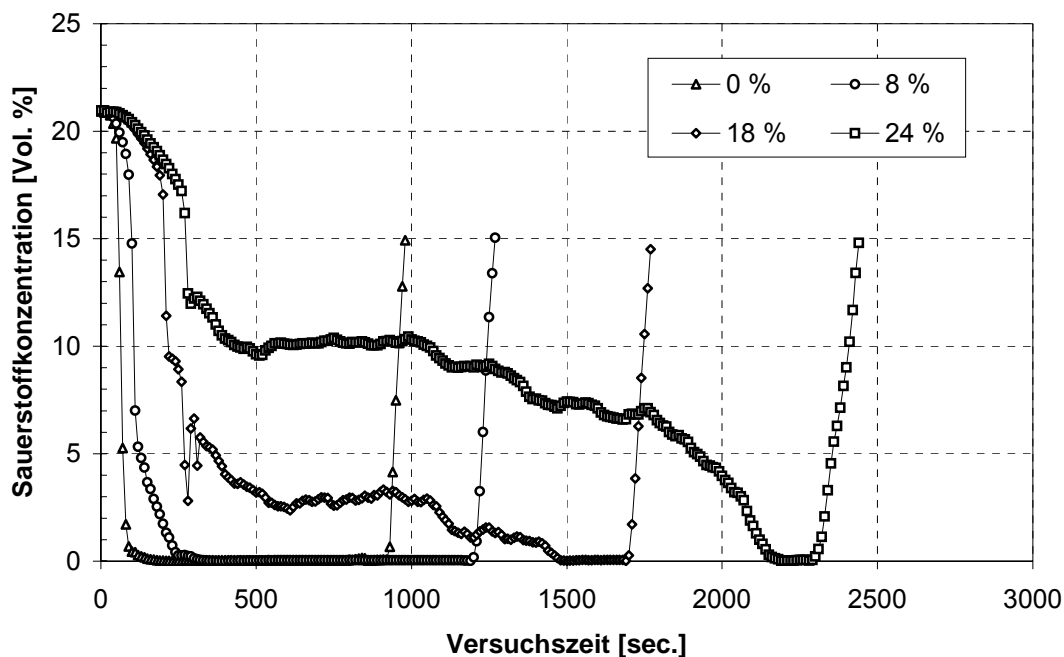


Abbildung 45-5: Verlauf der O_2 -Konzentrationen in Abhängigkeit der Brennstofffeuchte; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

Zusammenfassend läßt sich feststellen, daß die Temperaturfront-Geschwindigkeit näherungsweise linear von der Brennstofffeuchte abhängt. In einem Bereich von 8 % bis 24 % Brennstofffeuchte ist die Umsatzgeschwindigkeit gleich der Temperaturfront-Geschwindigkeit und somit ebenfalls linear von der Feuchte abhängig.

Der untersuchte Bereich der Brennstofffeuchte ist für die Beurteilung der meisten technischen Anwendungen bei der Festbettverbrennung ausreichend. Bei der Abfallverbrennung auf Rostsystemen schwankt der Wassergehalt, je nach Sortierungstiefe des Hausmülls und Jahreszeit, zwischen 15 % und 30 % Brennstofffeuchte. Da die Rostfeuerungen in der Regel mit der Primärluft im stöchiometrischen Bereich betrieben werden, sind die Beobachtungen auch auf technische Systeme tendenziell übertragbar.

5.2.3 Variation des Inertgehalts

Inertes Material ist als Asche (mineralische Bestandteile), Glas oder Metalle in den meisten Festbrennstoffen enthalten, die für die Rostverbrennung in Frage kommen. In der betrieblichen Praxis wird der gesamte Inertanteil des Brennstoffbetts für Rostfeuerungen oft zusammenfassend als Asche bezeichnet, weil circa 98.5 % der Inertmaterialien im sogenannten Entascher aus der Feuerung ausgetragen werden. Der restliche Ascheanteil von circa 1.5 % fällt als Kessel- oder Flugasche in den Kesselzügen oder den Entstaubungsaggregaten der Anlage an. Der Aschegehalt der meisten Festbrennstoffe, wie z. B. deutscher Steinkohle oder Braunkohle, variiert zwischen 2 % und 10 %; im Restabfall schwankt der Aschegehalt im Mittel zwischen 20 - und 30 Gewichtsprozent. Der Aschegehalt beeinflusst, ebenso wie der Feuchtegehalt, den Heizwert sowie die Verbrennungseigenschaften des Brennstoffbetts.

Durch die Variation des Inertgehaltes ergibt sich hinsichtlich des C-Gehaltes ein ähnlicher Modellbrennstoff wie durch die Variation der Brennstoffeuchte. Bei der Steigerung des Inertgehaltes über 20 % hinaus fällt der auf das Raumvolumen bezogene C-Gehalt des Brennstoffes deutlich ab (vgl. Abbildungen 19-4 und 20-4). Der untere Heizwert (H_u) des Modellbrennstoffes wird jedoch durch einen variablen Inertanteil deutlich weniger beeinflusst als durch einen variablen Feuchteanteil, was in Abbildung 46-5 zu sehen ist. Bei der Veränderung des Inertgehalts von 0 % bis zu 35 % sinkt der Heizwert (H_u) von circa 11000 kJ/kg um 3850 kJ/kg ab, während er bei der Veränderung des Wassergehaltes von 0 % bis 32 %, ausgehend von 13500 kJ/kg, um circa 5100 kJ/kg abfällt.

Dieser größere Einfluß der Brennstoffeuchte auf den unteren Heizwert ist selbstverständlich mit der latenten Bindung der Verdampfungsenthalpie in den Feuerungsabgasen zu begründen. Der Inertgehalt bindet bei der Verbrennung lediglich fühlbare Wärme zur Aufheizung des Inertmaterials, vergleichbar mit dem Luftstickstoff. Bei der Definition des unteren Heizwertes (H_u) nach DIN 51900 wird diese fühlbare Wärme, im Gegensatz zur Verdampfungsenthalpie, den Verbrennungsprodukten wieder abgezogen. Die Verbrennungsprodukte sind gemäß der Definition genau wie der Brennstoff auf 25 °C zu beziehen [69].

Die Frage, wie sich diese Brennstoffe hinsichtlich ihrer Abbrandeigenschaften unterscheiden, wird in diesem Abschnitt beantwortet.

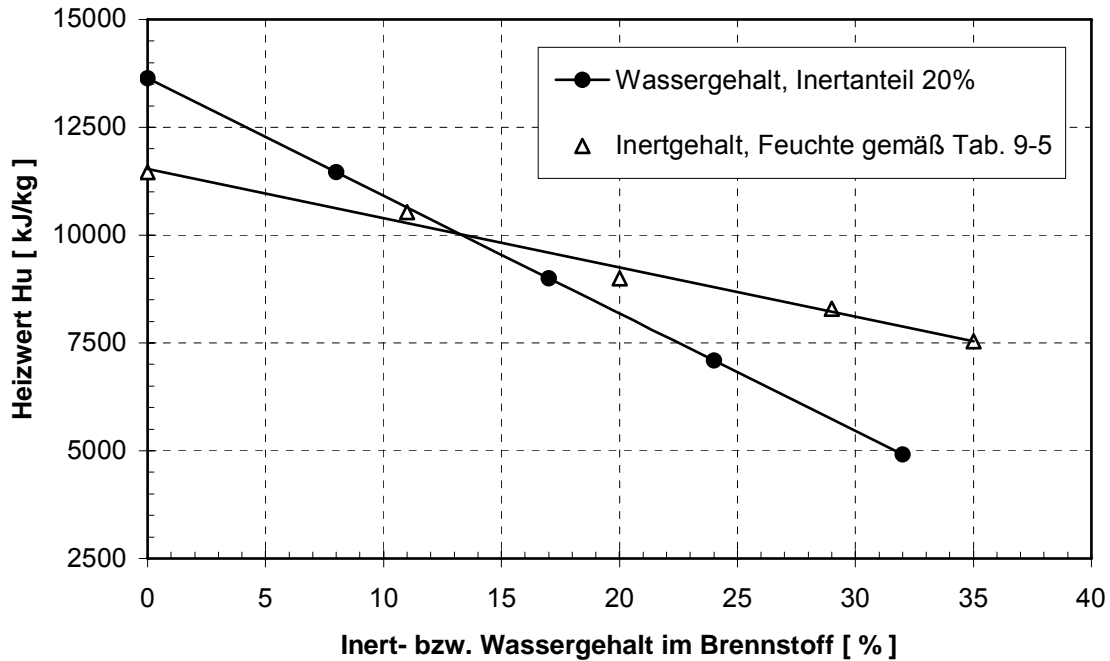


Abbildung 46-5: Abhängigkeit des Heizwertes (Hu) beim Modellbrennstoff vom Inert- bzw. Wassergehalt des Brennstoffes; 10 mm Holzwürfel

Die Heizwerte in Abbildung 46-5 sind nach der Boie-Formel (vgl. Kapitel 4.2.1) berechnet. Für die Auslegung industrieller Feuerungsanlagen, z. B. des Feuerraums oder des Rostes, wird nur die Feuerungswärmeleistung als Produkt aus Brennstoffmassenstrom und Heizwert berücksichtigt, weitere spezifische feuerungstechnische Eigenschaften des Brennstoffbetts werden derzeit noch nicht systematisch erfaßt und berücksichtigt. Der Einfluß des Aschegehaltes auf die Verbrennungsprozesse wird hier am Beispiel der Temperaturfront-Geschwindigkeit, der Umsatzgeschwindigkeit und der Gutbettemperaturen untersucht. Insgesamt wurden Experimente bei fünf verschiedenen Aschegehalten durchgeführt, alle anderen Parameter wurden, soweit wie möglich, konstant gehalten.

Tabelle 9-5, S. 67 zeigt eine übersichtliche Zusammenstellung aller Brennstoffdaten für die durchgeführten Experimente. Die Holzfeuchte bei allen Experimenten betrug 20 %; durch die Einmischung des Inertmaterials lag der Feuchtegehalt im Brennstoffbett zwischen 13 % und 19 %, der Primärluftvolumenstrom wurde auf $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ eingestellt. Es kamen ausschließlich die 10 mm Holzwürfel zum Einsatz. Der Inertgehalt des Modellbrennstoffes wurde zwischen 0 % und 35 % variiert, so daß die Experimente den gesamten technisch relevanten Bereich abdecken. In Abbildung 47-5 sind die Umsatzgeschwindigkeiten für fünf verschiedene Inertgehalte des Brennstoffbetts dargestellt.

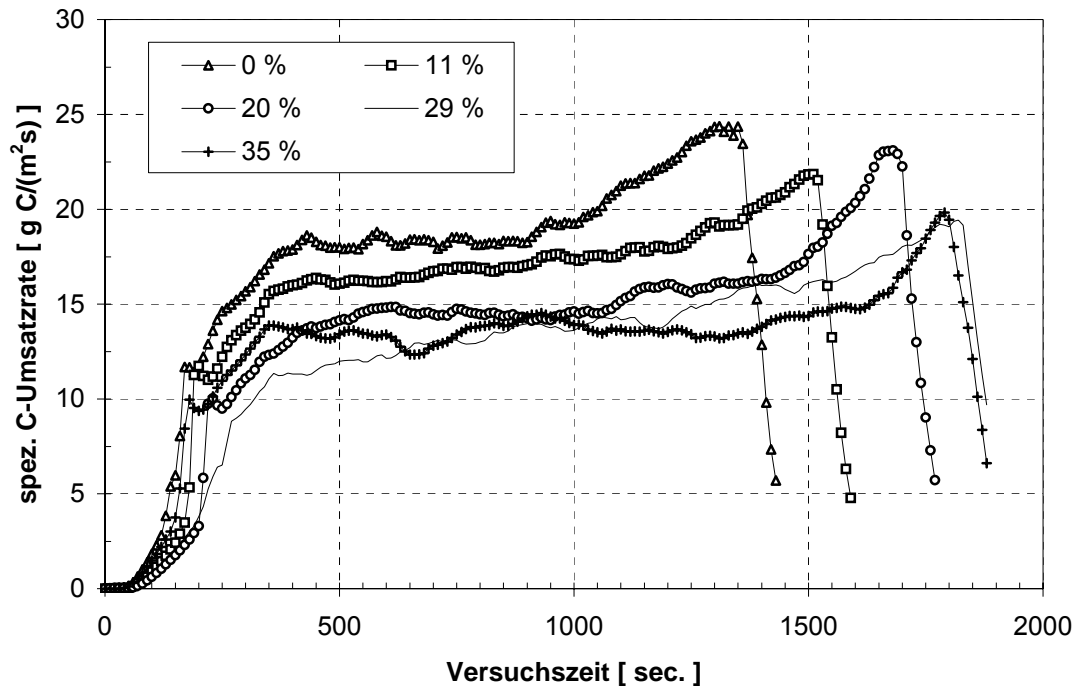


Abbildung 47-5: C-Umsatzrate in Abhängigkeit des Inertgehalts;
 20 % Holzfeuchte; 10 mm Holzwürfel;
 Primärluftvolumenstrom von $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Dem Vergleich der fünf Kurven kann entnommen werden, daß der Einfluß des Aschegehaltes im Brennstoffbett auf die C-Umsatzrate sehr viel geringer ist als der Einfluß der Brennstofffeuchte (vgl. Abbildung 39-5). Der zeitliche Verlauf der C-Umsatzraten für die Experimente mit 29 % und 35 % Inertanteil unterscheiden sich nicht mehr nennenswert voneinander.

Die maximale, spezifische Kohlenstoffumsatzrate von circa $24 \text{ g C}/(\text{m}^2\text{s})$ ergab sich erwartungsgemäß bei dem Experiment mit 0 % Inertanteil bei 20 % Feuchte (inertfrei). Vergleicht man diesen Wert mit der maximalen, spezifischen C-Umsatzrate für das Experiment mit 0 % Feuchte und 20 % Inertanteil (wasserfrei) von circa $30 \text{ g C}/(\text{m}^2\text{s})$ (Abbildung 39-5), so ist offensichtlich, daß trotz gleicher C-Gehalte die C-Umsatzrate durch die Brennstofffeuchte stärker beeinflusst wurde. Die C-Umsatzrate bei dem wasserfreien, aschebelasteten Brennstoffbett war um circa 25 % höher als bei dem aschefreien, feuchtebelasteten Brennstoffbett, was wegen des um circa 15 % höheren Heizwertes für das trockene Brennstoffbett tendenziell auch zu erwarten war.

Noch deutlicher wird der Unterschied, wenn die maximale thermische Wärmeleistung – die Feuerungswärmeleistung, d.h. das Produkt der pro Zeiteinheit reagierten Brennstoffmasse mit dem unteren Heizwert H_u - beider Experimente verglichen wird.

$$\dot{Q}_{\text{Feuerungswärmeleistung}} = \dot{Q}_F = \frac{\text{Gesamtmasse Brennstoff}}{\text{Versuchsdauer}} \cdot H_u \quad (5-14)$$

Bei dem Experiment mit dem wasserfreien Brennstoffbett wurde mit dem gleichen Primärluftvolumenstrom fast die doppelte Wärmeleistung entwickelt. Hierfür war nicht nur der höhere Heizwert maßgeblich, sondern auch der um 37 % höhere Massenumsatz.

Experimente		0% Inert- und 20% Feuchteanteil "aschefrei"	0% Feuchte- und 20% Inertanteil "wasserfrei"
Heizwert (H_u)	[kJ/kg]	11458	13460
Masse Brennstoff	[g]	3124	3100
Masse Inertes	[g]	0	620
Masse Wasser	[g]	630	0
Versuchsdauer	[s]	1450	900
Brennstoffmassenumsatz	[g/s]	2.15	3.44
mittlere Temperaturdifferenz (angenommens ΔT für die Berechnung der Verluste)	[K]	700	1000
Wärmeleistung (maximal)	[kW]	24.6	46.3
Verlustwärmeleistung (Wärmeleistung zur Wasserverdampfung bzw. Aufheizung)	[kW]	1.63	0.58

Tabelle 11-5: Zusammenstellung experimenteller Ergebnisse zur Berechnung der maximalen Feuerungswärmeleistung bei aschefreiem bzw. wasserfreiem Brennstoffbett

Für diese Berechnung können in 1. Näherung der Wasseranteil der Rauchgase, der durch die Verbrennung entsteht, sowie der Ascheanteil des Holzes vernachlässigt werden, weil die Wasserstoff- und die Aschekonzentrationen des Kohlenstoffträgers bei beiden Experimenten gleich waren. Bei der Berechnung der Verlustwärmeleistung in Tabelle 11-5 wurden bei dem aschefreien Brennstoffbett die Aufheizung von 0 - 100 °C, die Verdampfungsenthalpie und die Überhitzung des Dampfes bis 700 °C für den Wasseranteil berücksichtigt. Bei dem wasserfreien Brennstoffbett wurde die Aufheizung des Inertmaterials auf 1000 °C, als mittlere Gutbettemperatur bei einem $c_{p,T}$ von 0.84 kJ/(kgK), angenommen.

Diese deutlichen Unterschiede zwischen den betrachteten Experimenten können nur auf die vor der Verbrennung notwendige Verdampfung des Wasseranteils sowie die Überhitzung des entstandenen Wasserdampfes im aschefreien Brennstoffbett zurückgeführt werden. Betrachtet man die beiden Abbildungen 48-5 und 49-5, so sieht man, daß durch die Aufheizung, Verdampfung und Überhitzung des Wasseranteils im aschefreien Brennstoffbett die Zündfront um circa 200 s verzögert ins Gutbett startete. Die mittlere Geschwindigkeit, mit der die Zündfront tiefer ins Gutbett wanderte, betrug beim aschefreien Brennstoffbett circa 0.22 mm/s und beim wasserfreien Brennstoffbett circa 0.31 mm/s.

Dieser Zusammenhang wird verständlich, wenn die Verlustwärmeleistungen in Tabelle 11-5 verglichen werden, die einerseits zur Aufwärmung, Verdampfung und Überhitzung des Wassers, andererseits zur Aufwärmung des Inertanteils benötigt werden. Man erkennt, daß die Verlustleistung zur Aufheizung des Ascheanteils bei dem Experiment mit dem wasserfreien Brennstoffbett näherungsweise nur circa 35 % der Verlustleistung für das Experiment mit dem aschefreien Brennstoffbett beträgt. Gründe für den größeren Einfluß der Brennstofffeuchte auf die Umsatzgeschwindigkeit sind demnach die Verdampfungsenthalpie des Wasseranteils und die fast doppelt so hohe spezifische Wärmekapazität des verdampften Wassers. Durch die Verdampfung des Wassers unmittelbar an der Zündfront stellt sich dort eine Beharrungstemperatur von 100 °C ein. Die Temperatur in der Zündfront kann nicht im gleichen Maße steigen wie bei Einsatz des wasserfreien Brennstoffs, somit kommt es zu einem verzögerten Kohlenstoffumsatz.

Der Vergleich der Temperaturverläufe in den Abbildungen 48-5 und 49-5 zeigt weiter, daß bei dem Experiment mit dem aschefreien Brennstoffbett die Maximaltemperaturen im Gutbett genauso hoch waren wie bei dem Experiment ohne Brennstofffeuchte; er zeigt aber auch, daß die Temperaturen bei dem Experiment ohne Inertanteil, aber mit Feuchtegehalt auf dem hohen Temperaturniveau blieben, wenn die Reaktionszone weiter wanderte; ganz im Gegensatz zu dem Temperaturverlauf für das Experiment mit dem wasserfreien, inertbelasteten Brennstoffbett, bei dem die Gutbettemperaturen, nachdem die Reaktionszone vorbei gewandert war, kontinuierlich fielen. Diese Beobachtung kann nur durch eine verzögerte Aufheizung des relativ grobpartikularen Inertmaterials im Gutbett hinter der Reaktionszone erklärt werden. An der geringfügig höheren Abgastemperatur des Experiments mit dem aschefreien Brennstoff-

bett ist der größere Abgasverlust zu erkennen. Die Abgastemperatur wird am Ofenausstritt circa 1.5 m hinter dem Brennraum im Abgaskanal gemessen.

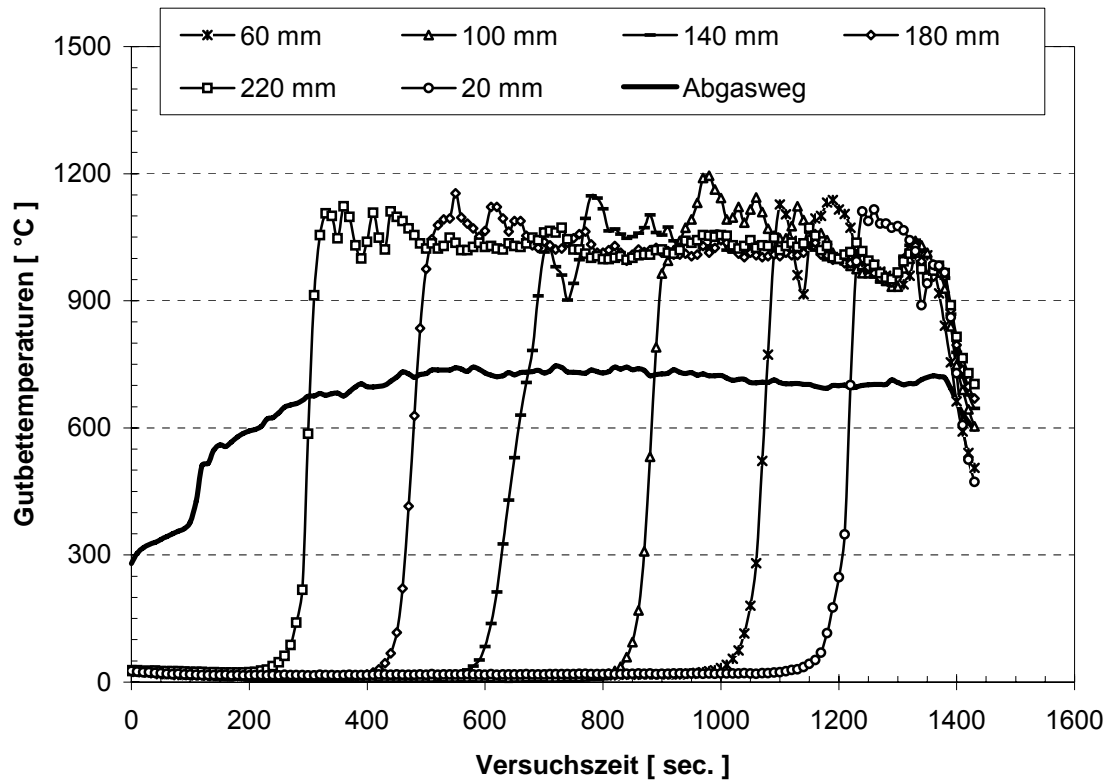


Abbildung 48-5: Verlauf der Gutbettemperaturen für das Experiment mit 0 % Inertgehalt; 20 % Brennstoffeuchte; 10 mm Holzwürfel Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Der Zusammenhang zwischen der Temperaturfront-Geschwindigkeit, der Umsatzgeschwindigkeit sowie dem Inertgehalt des Brennstoffbetts wird mit Hilfe von Abbildung 50-5 verdeutlicht. In diesem Bild sind die mittlere Temperaturfront-Geschwindigkeit und die mittlere Umsatzgeschwindigkeit über dem Inertgehalt des Brennstoffbetts aufgetragen.

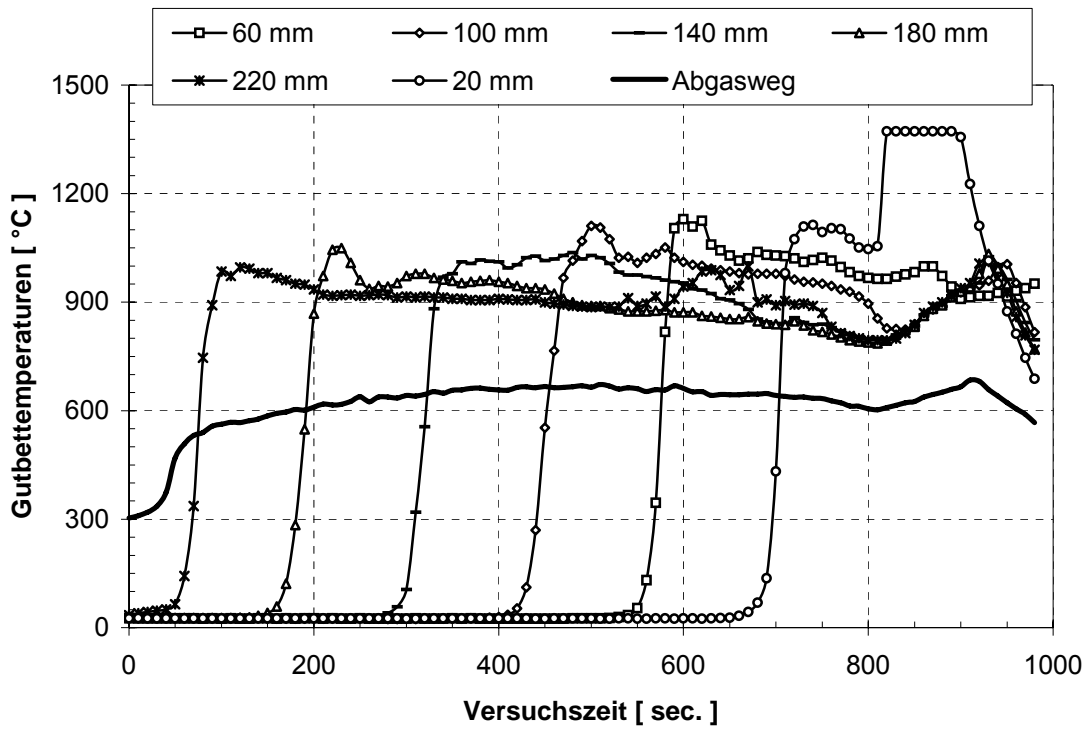


Abbildung 49-5: Verlauf der Gutbettemperaturen für das Experiment mit 0 % Feuchte; Inertanteil 20 %; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

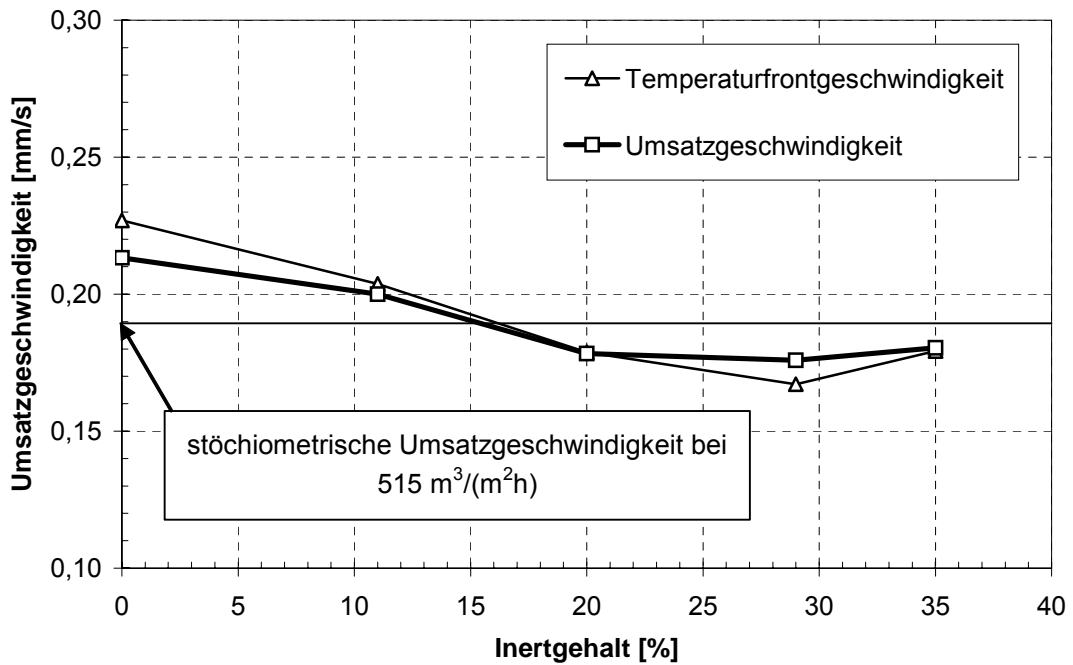


Abbildung 50-5: Verlauf der Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit in Abhängigkeit des Inertgehalts; Holzfeuchte 20 %; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Der Darstellung ist zu entnehmen, daß zwischen dem Inertgehalt des Brennstoffbettes und der Temperaturfront- sowie der Umsatzgeschwindigkeit im Inertgehaltbereich von 0 % bis 20 % eine schwache lineare Abhängigkeit besteht. Eine Steigerung des Inertgehalts über 20 % hinaus ergab keine weitere Veränderung der Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit.

Eine Differenzierung in Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit macht für diese Experimente keinen Sinn. Die gemessenen Unterschiede zwischen beiden Geschwindigkeiten liegen im Bereich der Meßungenauigkeiten. In Tabelle 12-5 ist der Unsicherheitsbereich der Meßwerte für die Umsatzgeschwindigkeit als relative Abweichung der bilanzierten Kohlenstoffmasse von dem Kohlenstoffgehalt des Holzes im Experiment berechnet:

Inertgehalt [Gew.- %]	relative Abweichung [%]
0	+ 16,7
11	+ 8,3
20	+8,2
29	+ 7,9
35	+ 16,9

Tabelle 12-5: Relative Abweichung der mittleren Verbrennungsgeschwindigkeit für verschiedene Inertgehalte; 20 % Holzfeuchte; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Die relative Abweichung wird gemäß der folgenden Beziehung ermittelt:

$$\text{relative Abweichung} = \left[1 - \left(\frac{\sum m_{C_{\text{Bilanz}}}}{m_{C_{\text{Einwaage}}}} \right) \right] \cdot 100 \quad (5-15)$$

Die Verbrennung mit 0 % und 11 % Inertanteil erfolgte unterstöchiometrisch, die Umsatzgeschwindigkeit wurde durch das Sauerstoffangebot in der Verbrennungszone bestimmt. Aber trotz des ausgeprägten Sauerstoffmangels in der Verbrennungszone ergab sich eine Übereinstimmung von mittlerer Temperaturfront-Geschwindigkeit und mittlerer Umsatzgeschwindigkeit, was den Einfluß heterogener Vergasungsreaktionen auf die Umsatzgeschwindigkeit zeigte. Da bei beiden Experimenten kein Restsauerstoff im Abgas nachgewiesen werden konnte, kann diese Beobachtung durch das Ablufen der Boudouard-Reaktion und der heterogenen Wassergasreaktion erklärt werden. Zur Verdeutlichung ist in Abbildung 51-5 der Verlauf des Kohlenstoffumsatzes, ermittelt aus den Kohlenmonoxid-, Kohlendioxid- und Sauerstoff-

Konzentrationen der Abgasanalyse für das Experiment mit aschefreiem Brennstoffbett dargestellt.

Im Bereich der quasistationären Verbrennung, die bei dem dargestellten Experiment über einen Zeitbereich von circa 400 bis 1000 Sekunden stattfindet, kann nach 900 Sekunden kein Sauerstoff mehr im Abgas nachgewiesen werden. Innerhalb dieses Zeitraums verläuft die Umsatzgeschwindigkeit konstant. Nach 900 Sekunden steigt der C-Umsatz steil an, obwohl die Sauerstoffkonzentration im Abgas Null ist. Zeitgleich ergibt die Abgasanalyse für den Zeitraum von 900 bis circa 1300 Sekunden einen leichten Rückgang der CO₂-Konzentration sowie eine deutliche Zunahme der CO-Konzentration. Beides deutet auf den Ablauf der Boudouard-Reaktion hin.

Aus den mittleren Abgaskonzentrationen von CO und CO₂ läßt sich die Gleichgewichtskonstante K_c der Boudouard-Reaktion berechnen. Unter der Annahme, daß die Boudouard-Reaktion in der Reaktionszone des Gutbettes ihren Gleichgewichtszustand erreicht, kann aus den tabellierten Werten [27] für K_c die Reaktionstemperatur berechnet werden. Bei einer Übereinstimmung der berechneten Gleichgewichtstemperatur mit der gemessenen mittleren Reaktionstemperatur im Gutbett wäre die Boudouard-Reaktion unter den vorliegenden Bedingungen bis zum Gleichgewicht abgelaufen, was ein sicheres Indiz für die Bedeutung dieser Reaktion für das betreffende Experiment ist. Eine Berechnung der Gleichgewichtskonstanten für die heterogene und die homogene Wassergasreaktion kann jedoch nicht durchgeführt werden, da bei den Experimenten die Wasserstoffkonzentration im Abgas nicht gemessen wurde. Die Definition der Gleichgewichtskonstanten sowie ihr temperaturabhängiger Verlauf ist Kap. 1.3 zu entnehmen.

Aus den Rauchgasanalysen ergibt sich im Bereich der quasistationären Verbrennung eine Gleichgewichtskonstante für die Boudouard-Reaktion K_{c,Boudouard} von:

$$K_{c,Boudouard} = \frac{c_{CO}^2}{c_{CO_2}} = \frac{(7.89 \cdot 10^{-5})^2}{4.25 \cdot 10^{-4}} = 1.47 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \quad (5-16)$$

Mit den gemessenen Molzahldichten $C_{CO} = 7.89 \cdot 10^{-5}$ und $C_{CO_2} = 4.25 \cdot 10^{-4}$ in kmol/m³ aus dem Experiment mit einem Inertgehalt von 0 % und einer Holzfeuchte von 20 %.

K_c kann mit Hilfe des idealen Gasgesetzes $p_i = \frac{n_i}{V} \cdot RT = c_i \cdot RT$ umgerechnet werden in die tabellierte Gleichgewichtskonstante K_p [27].

$$K_{p, \text{Boudouard}} = \frac{p_{\text{CO}}^2}{p_{\text{CO}_2}} = (RT) \cdot \frac{c_{\text{CO}}^2}{c_{\text{CO}_2}} = (RT) \cdot K_{c, \text{Boudouard}} \quad (5-17)$$

mit $R_m = 8314 \text{ J kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ und der Reaktionstemperatur T , die iterativ ermittelt werden muß. Bereits mit dem, aus der Abbildung 48-5 abgeschätzten Startwert der mittleren Gutbettemperatur von $\bar{T} = 1273 \text{ K}$, ergibt sich eine Reaktionstemperatur, bei der die gemessene Konzentration dem Gleichgewicht der Boudouard-Reaktion entspricht, von $T = 1221 \text{ K}$. Diese Temperatur entspricht hinreichend genau der gemessenen Reaktionstemperatur. Deshalb kann man annehmen, daß die Boudouard-Reaktion bei unterstöchiometrischen Bedingungen nahezu ihr Gleichgewicht erreicht.

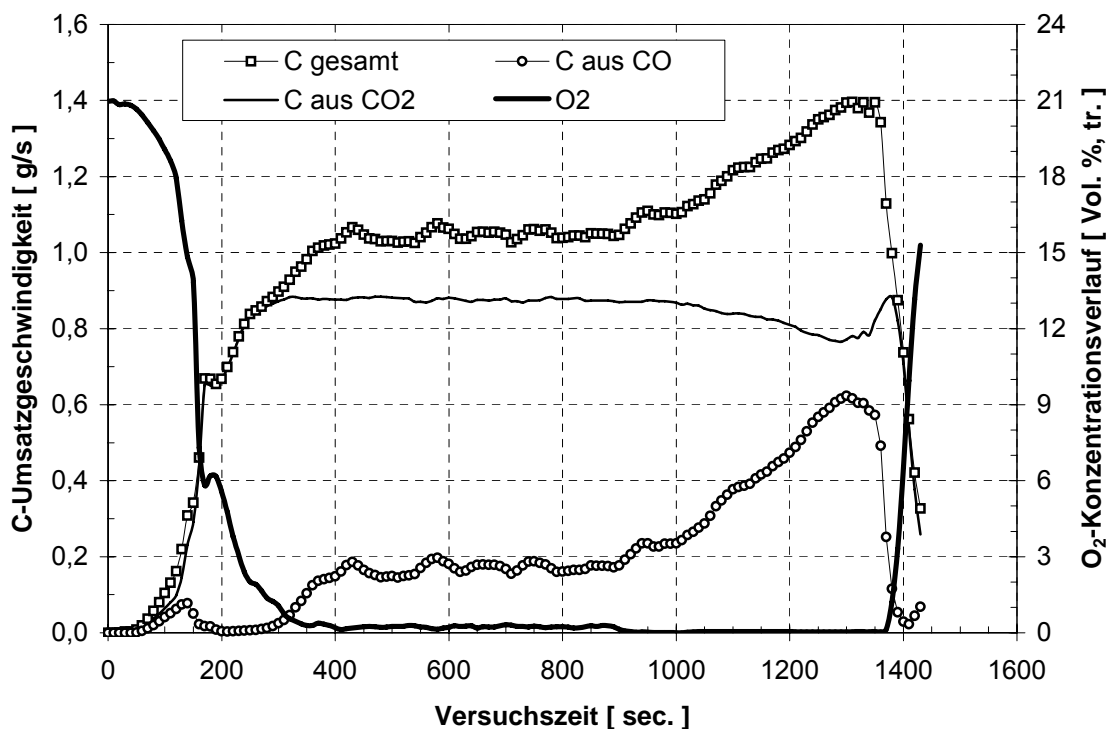


Abbildung 51-5: Kohlenstoffumsatz aus Abgasanalyse; C aus CO_2 ; C aus CO; O_2 -Verlauf; Inertgehalt 0 %; 20 % Holzfeuchte; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

An dieser Stelle wird auf das Grundlagenkapitel verwiesen, in dem die Teilreaktionen im Festbett ausführlich diskutiert werden. Insbesondere in Abbildung 8-2 werden die Zusammenhänge bei der Feststoffverbrennung im Haufwerk erläutert. In Kapitel 5.2.3 auf Seite 84 wird der Zusammenhang am Beispiel des Experimentes mit 0 %

Brennstoffeuchte erläutert (vgl. Abbildung 47-5). Im Bereich der Zündfront wird bei niedrigen Temperaturen die Verbrennung auch durch die chemische Kinetik beeinflusst. Der Sauerstoff kann unter diesen Bedingungen, bei niedrigen Temperaturen und Reaktionsgeschwindigkeiten, bis zur Partikeloberfläche diffundieren und dort den Kohlenstoff auch direkt zu CO_2 und CO vergasen (vgl. Kapitel 2.2.1).

Abbildung 52-5 und Abbildung 53-5 geben Aufschluß über die zeitlichen Verläufe der Kohlenmonoxid- und der Sauerstoffkonzentration. Obwohl bei den Experimenten mit Inertgehalten von 0 % und 10 % zeitweise Sauerstoff im Abgas nachgewiesen werden konnte, verläuft die Verbrennung im Mittel, wie Abbildung 51-5 bereits gezeigt hat, jedoch unterstöchiometrisch.

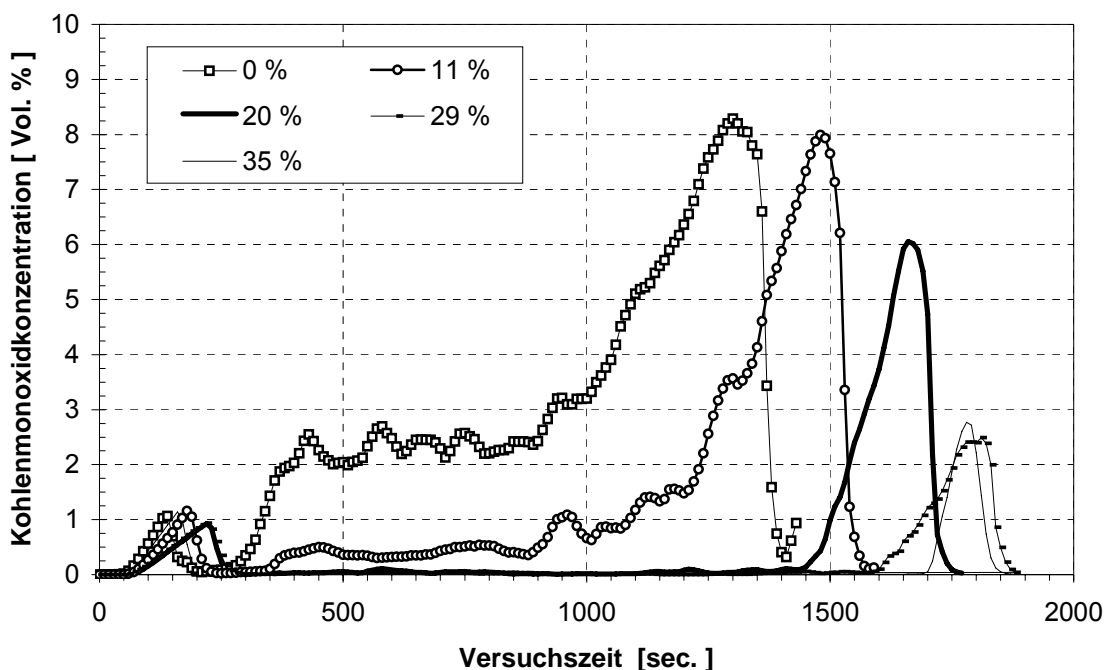


Abbildung 52-5: Verlauf der CO -Konzentrationen für Brennstoffbetten mit unterschiedlichem Inertgehalt; Holzfeuchte 20 %; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Die CO -Spitze zu Beginn der Versuche ist, wie auch bei den übrigen Experimenten, nicht vom Inertgehalt des Brennstoffbetts abhängig. In dieser Startphase der Experimente ist die Reaktion in der Zündfront noch chemisch kontrolliert, weil die Temperaturen in der Zündfront noch zu niedrig sind (vgl. Abschnitt 5.2.1 und 5.2.2).

Die CO -Spitzen am Ende der überstöchiometrischen Experimente sind unabhängig von dem Inertgehalt des Brennstoffbetts. Der starke Anstieg der Kohlenstoffumsatzgeschwindigkeit am Ende der Experimente ist auf den bereits in Kapitel 5.2.2 erklär-

ten Zusammenhang zurückzuführen; auf die Erklärung wird an dieser Stelle verwiesen.

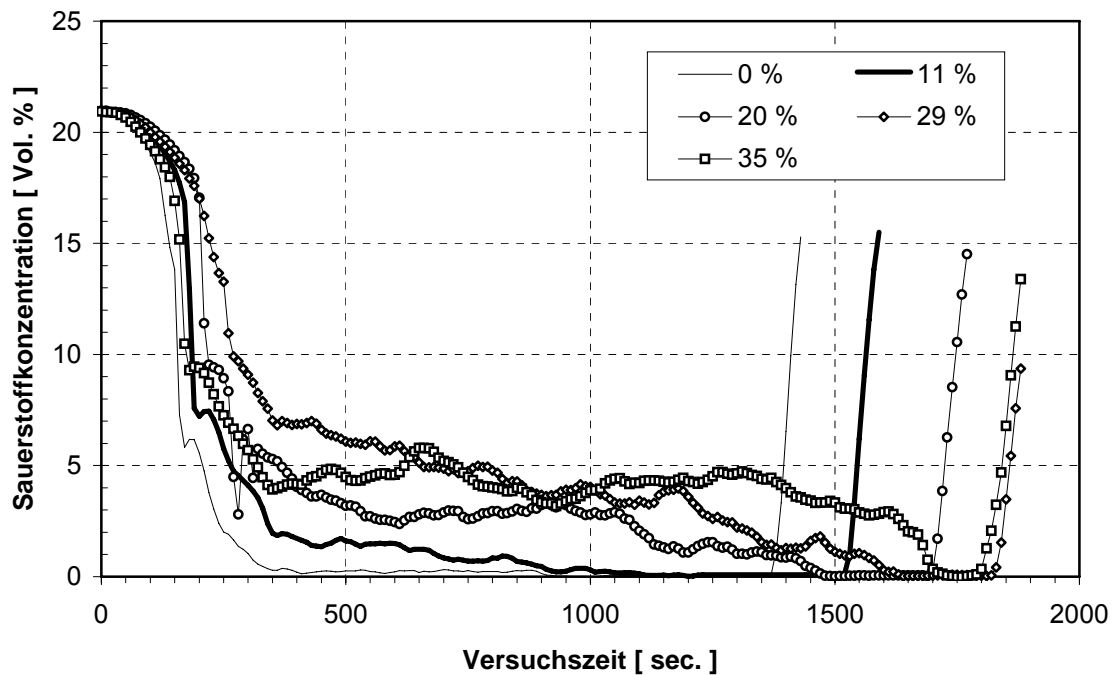


Abbildung 53-5: Verlauf der O_2 -Konzentrationen für Brennstoffbetten mit unterschiedlichem Inertgehalt; Holzfeuchte 20 %; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Zusammenfassend läßt sich feststellen, daß eine Unterscheidung in Temperaturfront-Geschwindigkeit und Umsatzgeschwindigkeit nicht notwendig ist, wenn ausschließlich der Inertgehalt des Brennstoffbetts variiert wird. Die Verbrennungsverhältnisse, die sich beim Abbrand des Standardbrennstoffs -18 % Wassergehalt, 20 % Inertgehalt- bei einem Verbrennungsluftvolumenstrom von $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ einstellen, lassen sich durch Wegnahme oder Zugabe von Inertmaterial nur geringfügig beeinflussen. Im Bereich von 0 % bis 20 % Inertmaterial ist eine leicht lineare Abhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeit zu beobachten.

So unspektakulär der qualitative Einfluß des Inertmaterials auf die Umsatzgeschwindigkeit ist, so machen diese Ergebnisse doch deutlich, daß für die Auslegung von Müllverbrennungsanlagen nicht nur der Heizwert betrachtet werden sollte, sondern die Verbrennungseigenschaften des Brennstoffs genauer beurteilt, systematisiert und für die Auslegung von Rost, Feuerraum und Dampferzeuger verwendet werden müssen.

5.2.4 Variation der Primärlufttemperatur

Die Vorwärmung der Primärluft bei Rostfeuerungsanlagen für die Abfallverbrennung ist aufgrund der großen Schwankungen in der Brennstoffqualität, insbesondere des Wassergehaltes, notwendig. Große Schwankungen der Brennstoffeuchte führen zu ganz unterschiedlichen Ausdehnungen der Trocknungszone im vorderen Bereich des Rostes, welche in der Folge die gesamte Verbrennung auf dem Rost beeinflussen. Durch die Primärluftvorwärmung werden die Länge und die Lage der Trocknungszone korrigiert; darüber hinaus wird durch eine schnellere Trocknung des Brennstoffbetts an der Rostoberfläche die gleichmäßige Durchströmung des Gutbettes unterstützt. Die Primärluft wird in der Regel mit Hilfe von Dampf-Luft-Vorwärmern aufgeheizt. Durch die Aufheizung werden nicht nur der Wirkungsgrad des Dampferzeugers verbessert, sondern auch der Wirkungsgrad der Gesamtanlage, wenn energetisch minderwertiger Dampf, d. h. Niederdruckdampf aus einer Turbinenanzapfung, verwendet werden kann.

Der quantitative Einfluß der Primärluftvorwärmung auf die Verbrennungsprozesse wird in dieser Arbeit am Beispiel der Temperaturfront-Geschwindigkeit, der Umsatzgeschwindigkeit und der Gutbettemperaturen beurteilt. Insgesamt wurden fünf Experimente bei verschiedenen Vorwärmstufen durchgeführt, die anderen Parameter wurden konstant gehalten. Die Brennstoffbettdaten sind Tabelle 9-5 zu entnehmen. Der Inertanteil und die Brennstoffeuchte betragen bei allen Experimenten 20 % bzw. 17 %, der Primärluftvolumenstrom wurde auf $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ eingestellt.

In Tabelle 13-5 ist für die verschiedenen Vorwärmstufen die Wärmeleistung, die mit der vorgewärmten Primärluft der Verbrennungsreaktion zugeführt wird, der jeweiligen Feuerungswärmeleistung gegenübergestellt. Die Feuerungswärmeleistung wird als Produkt der mittleren Umsatzgeschwindigkeit mit dem unteren Heizwert berechnet (vgl. S. 94) Gleichung (5-13).

Primärluft- temperatur [°C]	mittlere Umsatz- geschwindigkeit [g Br./s]	Feuerungs- wärmeleistung [kW]	Wärmeleistung Primärluft [kW]	$\dot{Q}_{PL} / \dot{Q}_{Gesamt}$ [%]
25	2.41	26.29	0.23	0.86
64	2.64	28.93	0.59	1.99
144	2.79	30.65	1.32	4.13
170	2.99	33.23	1.56	4.48
266	3.13	34.17	2.44	6.66

Tabelle 13-5: Umsatzgeschwindigkeit, Feuerungswärmeleistung, Wärmeleistung der Primärluft für verschiedene Primärlufttemperaturen

Bei der Beurteilung der Kurven in Abbildung 54-5 fällt zunächst auf, daß der Einfluß der Primärluftvorwärmung auf die Umsatzraten im Bereich von 25 °C bis 144 °C nicht besonders ausgeprägt war. Die C-Umsatzraten der Experimente mit einer Primärlufttemperatur von 170 °C und 266 °C unterschieden sich kaum voneinander, aber sie zeigten gegenüber den übrigen drei Experimenten mit einer Vorwärmtemperatur von 25 °C, 64 °C und 144 °C eine deutlich höhere Kohlenstoffumsatzrate. Die maximale Kohlenstoffumsatzrate wurde bei allen Experimenten am Ende erreicht, wenn die Verbrennungszone in das mittlerweile getrocknete Restgutbett eindrang. Da die maximalen Umsatzraten am Ende der Experimente mit getrocknetem Brennstoffbett ungefähr gleich sind, kann daraus abgeleitet werden, daß ein nennenswerter Einfluß der Primärluftvorwärmung auf die Kohlenstoffumsatzrate bei der Verbrennung auf Rostsystemen nur für Brennstoffe mit höherem Wassergehalt sowie auf den vorderen Rostzonen besteht. Im folgenden werden die spezifischen Verläufe der C-Umsatzraten in Abbildung 54-5 detailliert diskutiert.

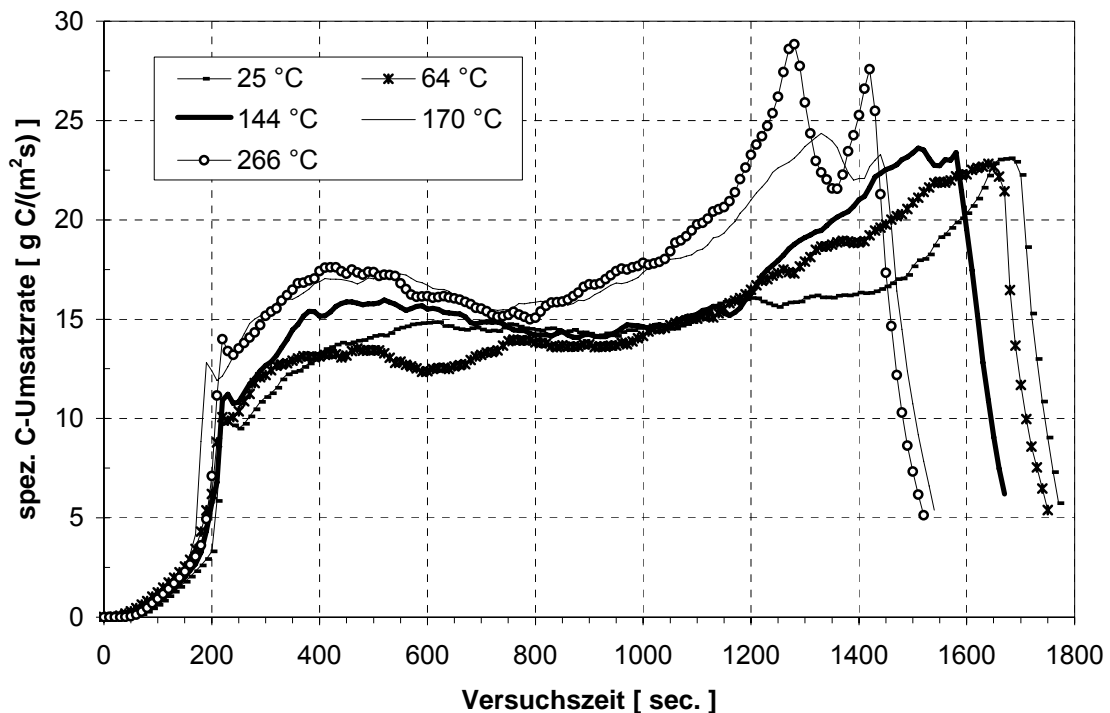


Abbildung 54-5: spez. C-Umsatzrate in Abhängigkeit der Primärlufttemperatur; 17 % Brennstofffeuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Der plötzliche Einbruch, gefolgt durch einen Anstieg der C-Umsatzrate gegen Ende des Experiments bei einer Primärlufttemperatur von 266 °C , wurde durch die Regelcharakteristik des Massendurchflußmessers für den Primärluftvolumenstrom verursacht. Dieser Einbruch war jeweils abgeschwächt auch bei den Experimenten mit Primärlufttemperaturen von 170 °C und 144 °C zu beobachten. Weil langsame Veränderungen der Druckverhältnisse am Rost durch die Regelung kompensiert werden konnten, so daß der Primärluftvolumenstrom konstant blieb, traten solche Störungen bei den Experimenten mit niedrigerer Vorwärmung oder niedriger Temperaturfrontgeschwindigkeit nicht auf. Erfolgte die Veränderung zu schnell, so kam es offenbar zu einer Beeinflussung durch die Regelung. Ähnliche Beobachtungen konnten bei den anderen Experimenten, ebenfalls jeweils bei den maximalen Temperaturfront- bzw. Umsatzgeschwindigkeiten, gemacht werden (vgl. 5.2.1 und 5.2.2 und 5.2.3). Daß es sich hierbei um einen systematischen Artefakt handelte, zeigt auch Abbildung 56-5, in welcher der Verlauf des Druckverlustes am Rost gemeinsam mit der spezifischen C-Umsatzrate für zwei unterschiedliche Experimente dargestellt ist. Hierbei sind das Experiment mit 0 % Brennstofffeuchte und das Experiment mit einer Primärlufttemperatur von 266 °C dargestellt.

Die Auftragung der Druckverluste in Abbildung 55-5 und Abbildung 56-5 verdeutlicht die Zusammenhänge zwischen der C-Umsatzrate und dem Druckverlust. Bei den Experimenten der Vorwärmstufen 144 °C, 170 °C und 266 °C war unmittelbar vor dem Druckverlustanstieg durch die Rosterwärmung ein kleiner Einbruch des Druckverlustes zu erkennen. Da der Druckverlust des Rostes mit zunehmender Temperatur anstieg, konnte der kurze Einbruch nur durch einen entsprechenden Rückgang der Luftversorgung erklärt werden. Dieser kurzzeitige Luftmangel wirkte sich leicht zeitversetzt in der beschriebenen Form auf die Kohlenstoffumsatzrate aus.

Der Druckverlust des Gutbettes konnte bei Primärluftvolumenströmen $> 130 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ gegenüber dem Druckverlust im Rost vernachlässigt werden (vgl. Kapitel 2.4.1 und Abbildung 19-2). Der Druckverlust im Rost war, konstruktiv bedingt, im relevanten Bereich circa 20mal größer. Diese Anordnung wurde bewußt gewählt, um auszuschließen, daß sich im Gutbett, bedingt durch unterschiedliche Porosität, bevorzugt durchströmte Gebiete ausbildeten (Kapitel 4.2; Seite 51). Dieser Effekt hätte einen ungleichmäßigen Abbrand des Haufwerks verursacht und in der Folge die Ergebnisse der Experimente beeinflusst.

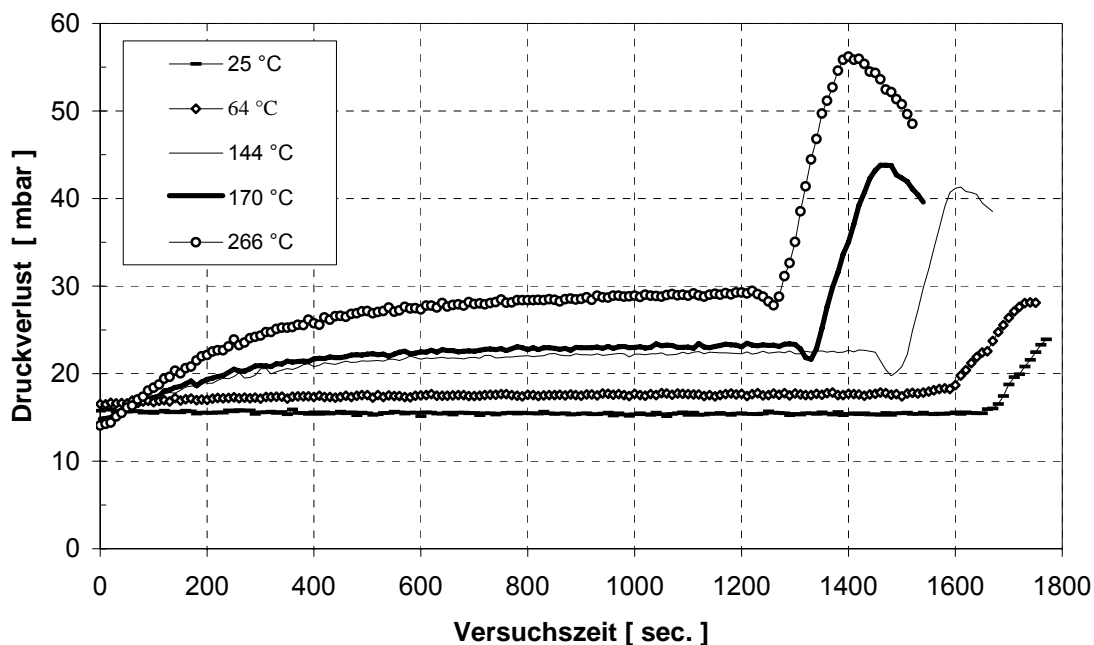


Abbildung 55-5: Druckverlust am Rost für verschiedene Primärlufttemperaturen; 17 % Brennstoffeuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

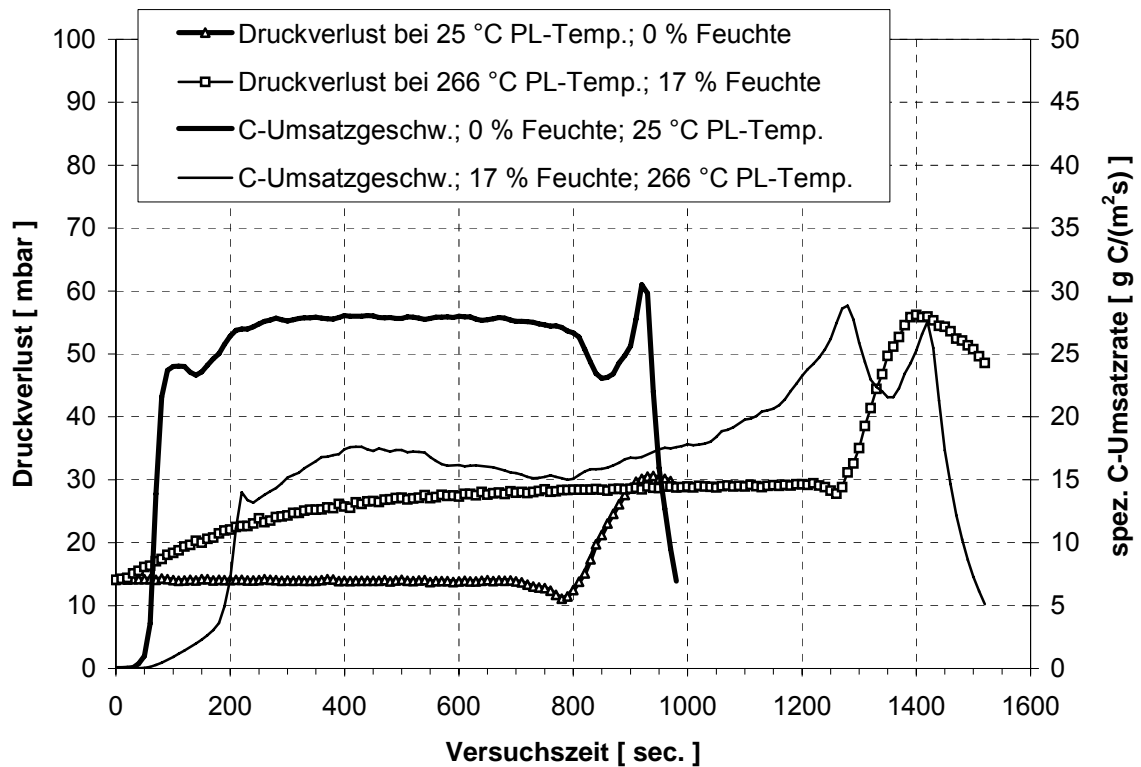


Abbildung 56-5: Zusammenhang zwischen der spez. C-Umsatzrate und dem Druckverlust; 0 % Feuchte und 25 °C PL-Temperatur; 17 % Feuchte; 266 °C PL-Temperatur; 10 mm Holzwürfel; 20 % Inertgehalt; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Der zuvor erläuterte Zusammenhang zwischen der C-Umsatzrate und dem Druckverlust ist in Abbildung 56-5 gut zu erkennen. Deutlicher als in Abbildung 54-5 kann der Einfluß der Primärluftvorwärmung auf die Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit am Verlauf der mittleren Umsatzgeschwindigkeit in Abbildung 57-5 gezeigt werden. Die mittlere Umsatzgeschwindigkeit wird aus dem Verlauf der C-Umsatzkurven berechnet (vgl. Kapitel 4.2).

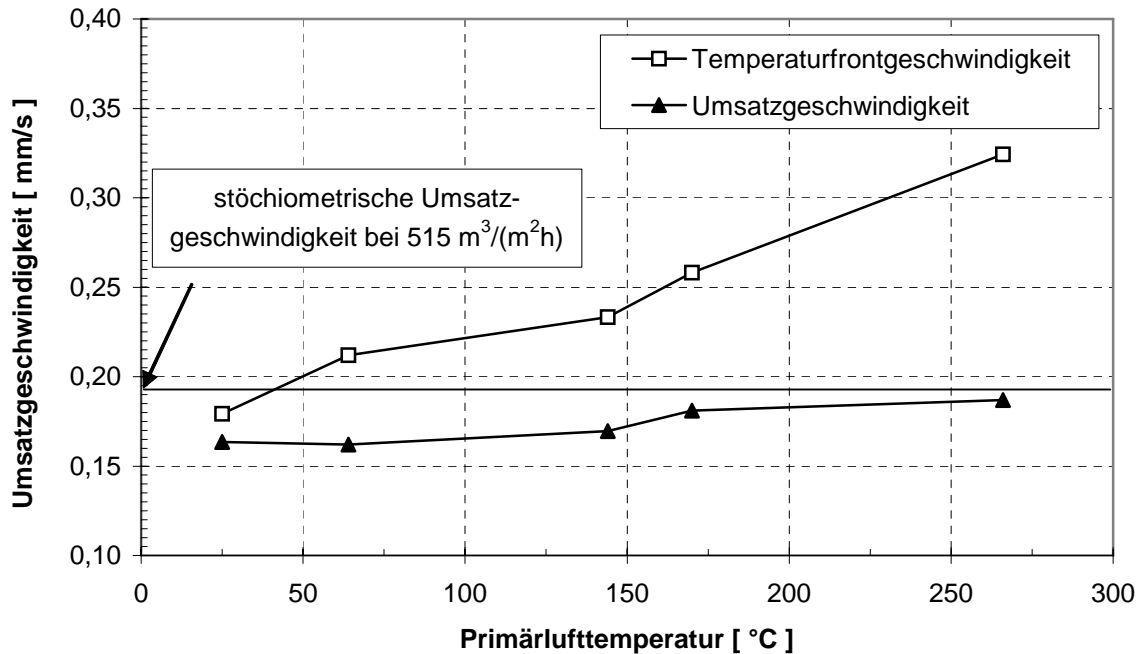


Abbildung 57-5: Verlauf der mittleren Temperaturfront- und Umsatzgeschwindigkeit in Abhängigkeit der PL-Temperatur; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Bei dem Standardexperiment (17 % Brennstoffeuchte, 20 % Inertgehalt, $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$, Primärlufttemperatur 25 °C) entsprach die gemessene Temperaturfront-Geschwindigkeit ungefähr der stöchiometrischen Geschwindigkeit. Dieses Experiment diente bereits bei der Diskussion zum Einfluß des Primärluftvolumenstroms, der Brennstoffeuchte und des Inertgehaltes des Brennstoffs auf die Umsatzgeschwindigkeit als Referenzfall. Ausgehend von dem Experiment mit einer Primärlufttemperatur von 25 °C ergab sich bei einer Steigerung der Vorwärmtemperatur in erster Linie eine Zunahme der Temperaturfront-Geschwindigkeit. Die Zunahme der gemittelten Umsatzgeschwindigkeit ist vernachlässigbar klein. Die Temperaturfront-Geschwindigkeit stieg nahezu linear mit der Vorwärmtemperatur um fast 80 %, bezogen auf das Referenzexperiment, an. Gemäß Abbildung 57-5 verlief die mittlere Umsatzgeschwindigkeit knapp unterhalb der stöchiometrischen Umsatzgeschwindigkeit, d. h. die Verbrennung verlief im Mittel überstöchiometrisch, was durch Abbildung 58-5 und Abbildung 59-5 bestätigt wird. Etwa zwischen 75 % und 85 % der Versuchszeit wurde ein Restsauerstoffgehalt im Abgas gemessen, die CO -Konzentrationen im Abgas verliefen entsprechend. Die Umsatzgeschwindigkeit war im überstöchiometrischen Bereich offenbar unabhängig von der Primärlufttemperatur. Man sieht jedoch, daß mit zunehmender Primärlufttemperatur die Temperaturfront-

geschwindigkeit der Umsatzgeschwindigkeit vorausseilte was bedeutet, daß die Dicke der Verbrennungszone zunahm, also keine Stationarität mehr vorlag.

Im unterstöchiometrischen Bereich wurde die Umsatzgeschwindigkeit durch die Sauerstoffkonzentration limitiert (vgl. Kapitel 5.2.1); nach den vorliegenden Ergebnissen wäre es vorstellbar, daß in diesem Bereich auch die Umsatzgeschwindigkeit von der Primärlufttemperatur abhängig war. Dieser Zusammenhang wurde in der vorliegenden Arbeit jedoch nicht weiter untersucht. In Abbildung 58-5 wird der Verlauf der Sauerstoffkonzentration in Abhängigkeit verschiedener Primärlufttemperaturen gezeigt.

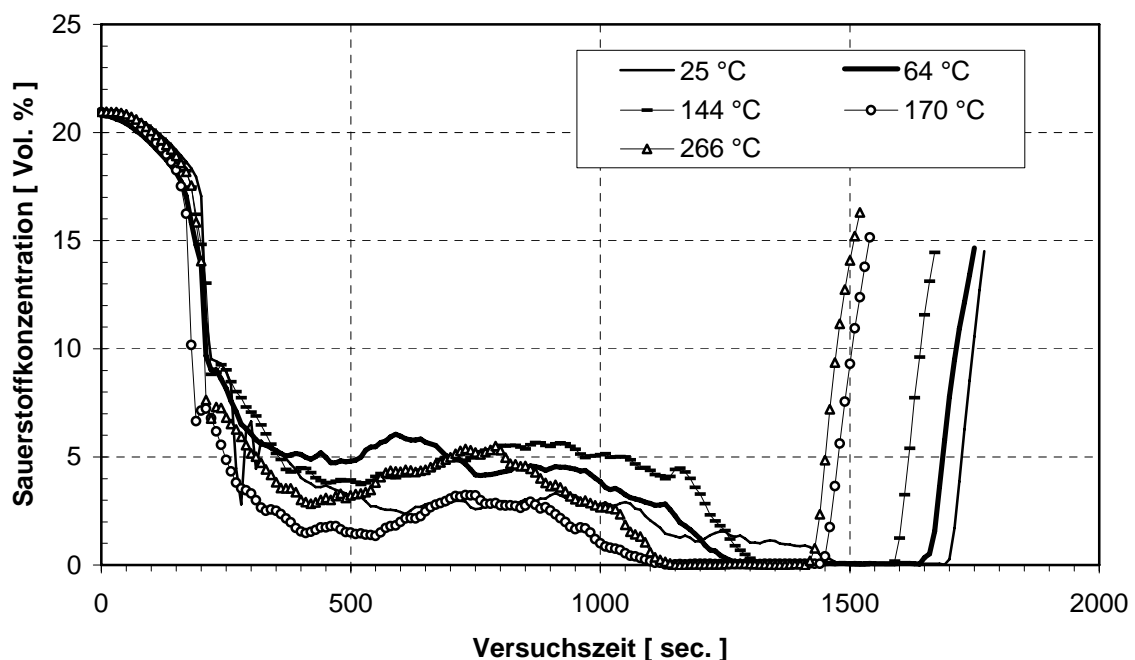


Abbildung 58-5: Verlauf der O_2 -Konzentrationen für verschiedene PL-Temperaturen; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Der qualitative Verlauf der Kurven war gleich. Bei jedem Experiment fiel die O_2 -Konzentration auf Null, wenn die Reaktionsfront in den vollständig getrockneten Brennstoff eindrang und die C-Umsatzgeschwindigkeit entsprechend anstieg. Zu diesem Zeitpunkt existierten zwischen den verschiedenen Experimenten keine Unterschiede mehr, so daß nahezu unabhängig von der Primärlufttemperatur in etwa die gleichen C-Umsatzgeschwindigkeiten erzielt wurden (vgl. Abbildung 54-5).

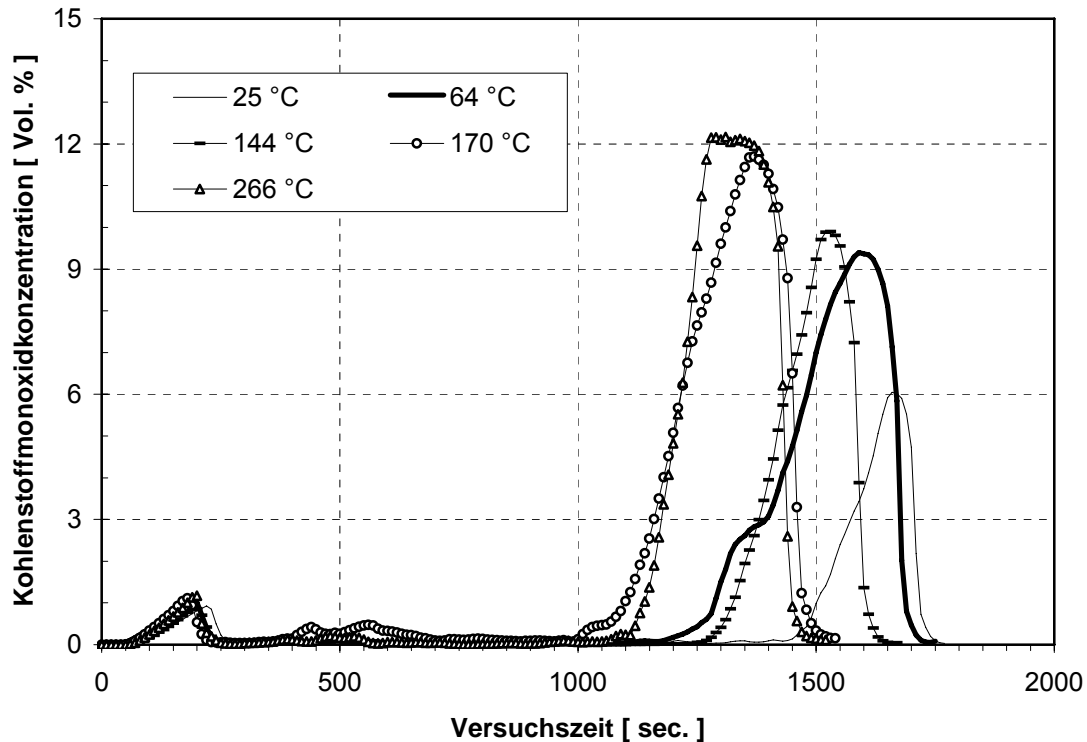


Abbildung 59-5: Verlauf der CO-Konzentrationen für verschiedene Primärlufttemperaturen; 17 % Brennstofffeuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$

Bei der Betrachtung der Konzentrationsverläufe für Kohlenstoffmonoxid in Abbildung 59-5 erkennt man, daß zu den Zeiten, in denen kein Sauerstoff im Abgas gemessen wurde, unterschiedliche Konzentrationen an Kohlenmonoxid gebildet wurden. Die Konzentrationsniveaus sind offensichtlich von der Primärlufttemperatur abhängig. Der starke Anstieg der Kohlenstoffumsatzrate am Ende der Experimente war auf den bereits in den Kapiteln 5.2.2 und 5.2.3 erklärten Zusammenhang zurückzuführen, auf die Erklärung wird an dieser Stelle verwiesen. Der beschriebene Effekt wurde durch die Vorwärmung der Primärluft verstärkt, da die Trocknungsfront mit deutlich höherer Geschwindigkeit der Reaktionsfront entgegen wanderte. Auf diese Weise standen zum Ende der Experimente, in Abhängigkeit der gewählten Primärlufttemperatur, unterschiedlich große Menge an vollständig getrocknetem Brennstoff (0 % Feuchte; 20 % Inertanteil) zur Verfügung. Das erklärte die Abhängigkeit der CO-Bildungsraten von der Primärlufttemperatur.

Die CO-Spitze zu Beginn der Versuche ist nicht von der Primärlufttemperatur abhängig und trat auch bei den übrigen Experimenten auf. In dieser Startphase der Experimente war die Reaktion in der Zündfront noch chemisch kontrolliert (vgl. Abschnitt 5.2.1, 5.2.2 und 5.2.3). Allerdings ist in Abbildung 59-5 zu erkennen, daß die CO-

Spitzen aller Experimente nicht nur in der Konzentration, sondern auch in ihrem zeitlichen Verlauf genau zusammenfallen, was nur damit zu erklären ist, daß die vorgewärmte Primärluft sich beim Durchströmen des Gutbettes bereits soweit abgekühlt hat, daß sie die Zündfront mit einer Temperatur von nur 25 °C erreicht.

Zusammenfassend läßt sich feststellen, daß die Temperaturfront-Geschwindigkeit nahezu linear mit der Primärlufttemperatur anstieg. Es steht in Übereinstimmung mit den anderen Ergebnissen, daß die Temperaturfront-Geschwindigkeit und die Umsatzgeschwindigkeit nur im Punkt der stöchiometrischen Geschwindigkeit gleich waren. Die Temperaturfront-Geschwindigkeit stieg durch den Einfluß der Primärlufttemperatur stark an, was in Abhängigkeit von der Verbrennungslufttemperatur zu sich instationär unterschiedlich ausdehnenden Verbrennungszonen führte.

In Rostfeuerungen für die Abfallverbrennung wird eine Primärluftvorwärmung von mehr als 200 °C normalerweise nicht verwendet. Möglichen Vorteilen stehen Nachteile, wie die Verschlechterung des Anlagenwirkungsgrades durch die Verwendung hochgespannten Dampfes für die Luftvorwärmer, gegenüber. Damit die Investitionskosten und der Platzbedarf für die Aufheizung der Verbrennungsluft mit einem Dampf-Luft-Vorwärmer sinnvoll sind, muß die Sattdampf Temperatur mindesten 50 Kelvin, besser 70 Kelvin über der gewünschten Luftvorwärmtemperatur liegen. Für eine Vorwärmtemperatur von 200 °C wird demnach ein Sattdampf der Druckstufe von mindestens 40 bar benötigt.

6 Beschreibung des mathematischen Modells

Die experimentelle, systematische Untersuchung der wichtigsten feuerungstechnischen Parameter für die Festbettverbrennung auf dem Rost einer Abfallverbrennungsanlage war der erste Schritt zur Untersuchung und Modellierung der Festbettverbrennung auf Rostsystemen.

Im nächsten Schritt werden die Verbrennungsprozesse in KLEAA mathematisch beschrieben und im Anschluß in Kapitel 7 mit den Ergebnissen der Experimente aus Abschnitt 5 verglichen. Für das mathematische Modell wird eine eindimensionale physikalisch-mathematische Beschreibung des Festbetts in Strömungsrichtung durchgeführt. Dazu werden eine Energiebilanzgleichung, eine Stoffbilanz für den festen Brennstoff (BS), eine Stoffbilanz für den entgasten Brennstoff/Brenngas (BG) sowie eine Stoffbilanz für den Sauerstoffanteil in der Primärluft formuliert.

Durch die Wahl eines mit seinem Ursprung auf der Reaktionsfront mitbewegten Koordinatensystems wird die stationäre Betrachtung des Systems erreicht. Die Wandergeschwindigkeit der Reaktionsfront sowie deren Temperatur- und Reaktionsprofile werden als konstant vorausgesetzt, was im Bereich der "quasistationären Verbrennung" auch in befriedigender Näherung zutrifft (vgl. Abschnitt 5). Das Koordinatensystem bewegt sich also mit der Reaktionsfront dem Gasstrom und dem unverbrannten Feststoff entgegen; Gas und Brennstoffbett bewegen sich aus der gleichen Richtung auf die Front zu, das System kann als Gleichstromanordnung bezeichnet werden.

Die Kinetik der Verbrennung wird in die wichtigsten Teilprozesse Wasserverdunstung (Trocknung), Entgasung des Feststoffs, homogene Gasverbrennung und heterogene Verbrennung aufgeteilt. Daß die Teilprozesse auf dem Rost teils nacheinander und teils parallel zueinander ablaufen, wird im mathematischen Modell ebenfalls berücksichtigt.

Abschnitt 6.1 bis 6.10 enthält eine ausführlich Herleitung des gesamten Differenzialgleichungssystems. Darüber hinaus werden alle zur Lösung notwendigen physikalischen Bedingungen formuliert. Außerdem wird hergeleitet, daß das vorliegende Differenzialgleichungssystem ein Randwert-Eigenwert-Problem darstellt.

Die auf das Gleichungssystem angewandte Lösungsmethodik, d.h. die Umsetzung der Differenzialgleichungen in finite (Differenzen-) Gleichungen, die Anwendung des Runge-Kutta-Lösungsverfahrens, die Einarbeitung der (unabhängigen) Anfangs- und Randbedingungen und schließlich die iterative Festlegung der Eigenwertgröße v (Reaktionsfront-/Temperaturfront-Geschwindigkeit), werden im Anhang B zu dieser Arbeit erläutert.

6.1 Allgemeine Voraussetzungen und Annahmen

Eine ausführliche Beschreibung der Laboranlage KLEAA sowie der Experimente ist in Abschnitt 4 und 5 dieser Arbeit nachzulesen. Abbildung 17-4 zeigt eine schematische Darstellung des Bilanzraums mit dem qualitativen Temperaturverlauf im Gutbett.

Die exothermen Reaktionen in der Zünd- und Verbrennungsfront erzeugen die thermische Energie, die durch Leitung und Strahlung in das noch kalte, unverbrannte Festbett transportiert wird. Auf diese Weise werden der Feststoff sowie die gasförmigen Entgasungs- und Vergasungsprodukte auf Reaktionstemperatur (Zündtemperatur) erhitzt und zur Zündung gebracht. Ein Teil der freigesetzten Reaktionsenergie verläßt mit dem aufgeheizten Abgas den Ofen. Der radiale Wärmetransport im Gutbett und somit auch die radialen Wand-Verluste nach außen werden in diesem mathematischen Modell vereinfacht durch einen integralen Verlustfaktor im Quellterm der Energiebilanz berücksichtigt (vgl. Abschnitt 6.12).

Für die Modellierung werden folgende Annahmen getroffen:

- Das Brennstoffbett ist über den gesamten Bettquerschnitt bis zur Wand hin stochastisch gleichmäßig aufgebaut, folglich ist die Porosität konstant über die gesamte Gutbetthöhe und Querschnittsfläche. Es bildet sich eine ebene Zünd- bzw. Reaktionsfront aus.
⇒ Diese Annahme ist bei der Verwendung des beschriebenen, homogenen Modellbrennstoffs berechtigt.
- Die Zünd- bzw. Reaktionsfront wandert gleichförmig ("quasistationär"), das heißt Form und Geschwindigkeit der Front ändern sich während der Versuchszeit nicht.
⇒ Diese Annahme ist möglich, da sich bei den meisten Experimenten jeweils nach

relativ kurzer Zeit eine quasistationäre Verbrennungsfront ausprägt, die es in den meisten Fällen auch ermöglicht, daß die zeitabhängigen Ergebnisse in sinnvollen Mittelwerten zusammengefaßt und verglichen werden können. Während der Experimente mit variabler Primärlufttemperatur wurde die größte Abweichung von dieser Annahme beobachtet. Man erkennt, daß die Zündfront mit zunehmender Primärlufttemperatur der Reaktionszone vorausseilt und sich im Gutbett eine instationäre, mit der Versuchszeit anwachsende Verbrennungszone ausbildet. Diese Zusammenhänge sind ausführlich in den Kapiteln 5.2.1 bis 5.2.4 erläutert.

- Es ergeben sich keine instationären Wärmeverluste an die Reaktorwände. ⇒ Wärmeverluste an die Wände werden integral berücksichtigt, die instationäre Aufheizung der Wände durch die freigesetzte Reaktionsenthalpie wird vernachlässigt. In Verbindung mit den letzten beiden Annahmen folgt daraus, daß auf eine Bilanzierung in radialer Richtung verzichtet wird. Eine Bilanzierung erfolgt nur in axialer Richtung.
- Änderungen der Stoffeigenschaften des Feststoffs durch die Reaktion bleiben unberücksichtigt. Bei den Stoffeigenschaften des Gases wird die Temperaturabhängigkeit berücksichtigt, die sich ändernde Gaszusammensetzung wird vernachlässigt.
- Die Temperaturen von Gas und Feststoff sind an jeder Stelle gleich. Damit kann eine einzige Energiebilanz formuliert werden. Die sehr viel einfachere Betrachtung des Systems gegenüber separierten Energiebilanzen begründet diesen Schritt [54].
⇒ Diese Annahme ist nur näherungsweise erfüllt; die instationäre Aufheizung des Inertmaterials sowie Gasphasenreaktionen und Oberflächenreaktionen werden dabei in ihren thermischen Detailauswirkungen nicht berücksichtigt.
- Aus Gründen der Vereinfachung des Gleichungssystems wird die Freisetzung des Brennstoffsauerstoffs in der Sauerstoffbilanz pauschal in dem massenbezogenen "stöchiometrischen Faktor" v_{O_2} berücksichtigt. Der "stöchiometrische Faktor" v_{O_2} kann direkt aus der Elementaranalyse des Brennstoffs, hier des trockenen Holzes (vgl. Tabelle 7-4), berechnet werden als das Verhältnis des stöchiometrischen Luftbedarfs ohne Berücksichtigung des Brennstoffsauerstoffs mit dem stöchiometri-

schen Luftbedarf bei Berücksichtigung des Brennstoffsauerstoffgehaltes des hier eingesetzten Holzes. Die Berechnung von v_{O_2} aus der Elementaranalyse des verwendeten Brennstoffs ergibt einen Wert von $v_{O_2} = 1.35$. Bei der mathematischen Lösung der Gleichungssysteme in dieser Dissertation wird v_{O_2} unter pauschaler Berücksichtigung der Freisetzung des Brennstoffsauerstoffs als konstanter Anpassungsparameter verwendet, um auch Modellrechnungen für Brennstoffe durchführen zu können, deren Elementaranalyse nicht bekannt ist. Der Anpassungsparameter v_{O_2} wird mit den experimentellen Ergebnissen angepaßt und in der vorliegenden Arbeit zu $v_{O_2} = 1.27$ bestimmt. Damit ist der hier verwendete Anpassungsparameter um ca. 6% kleiner als der aus der Elementaranalyse berechnete "stöchiometrische Faktor".

⇒ Der im Brennstoff gebundene Sauerstoff wird während der Reaktion freigesetzt. In Abhängigkeit der durch Verbrennung/Vergasung umgesetzten Brennstoffmasse wird, entsprechend der Sauerstoffkonzentration im Brennstoff, Sauerstoff in der Reaktionszone gebildet. Diese Sauerstofffreisetzung muß in der Sauerstoffbilanz des Gleichungssystem berücksichtigt werden. Da die Berechnung der Prozesse im Modell an einer stationären Verbrennungsfront erfolgt, wird nur eine Umsatzgeschwindigkeit für Kohlenstoff als Brennstoffrepräsentant ermittelt. Dieser Kohlenstoffumsatzgeschwindigkeit kann eine Freisetzungsgeschwindigkeit von brennstoffgebundenem Sauerstoff, entsprechend dem C/O-Verhältnis im Brennstoff, zugeordnet werden. Damit ergibt sich in Abhängigkeit der berechneten Kohlenstoffumsatzrate eine konstante Sauerstoffmasse pro Zeiteinheit, die in der Reaktionsfront freigesetzt wird und in dieser Dissertation näherungsweise durch den angepassten, konstanten Parameter v_{O_2} berücksichtigt wird.

Für die Modellierung wird ein quasihomogenes Modell einem heterogenen Modell aus Vereinfachungsgründen vorgezogen. So werden nur eine gekoppelte Energiebilanz für die feste und die gasförmige Phase, je eine Stoffbilanz für gasförmigen und festen Brennstoff sowie eine Stoffbilanz für den Sauerstoff in der Gasphase formuliert.

Die verschiedenen Terme der Energiebilanzen sind zur Erklärung in Abbildung 60-6 an einem differentiellen Volumenelement der Laboranlage dargestellt.

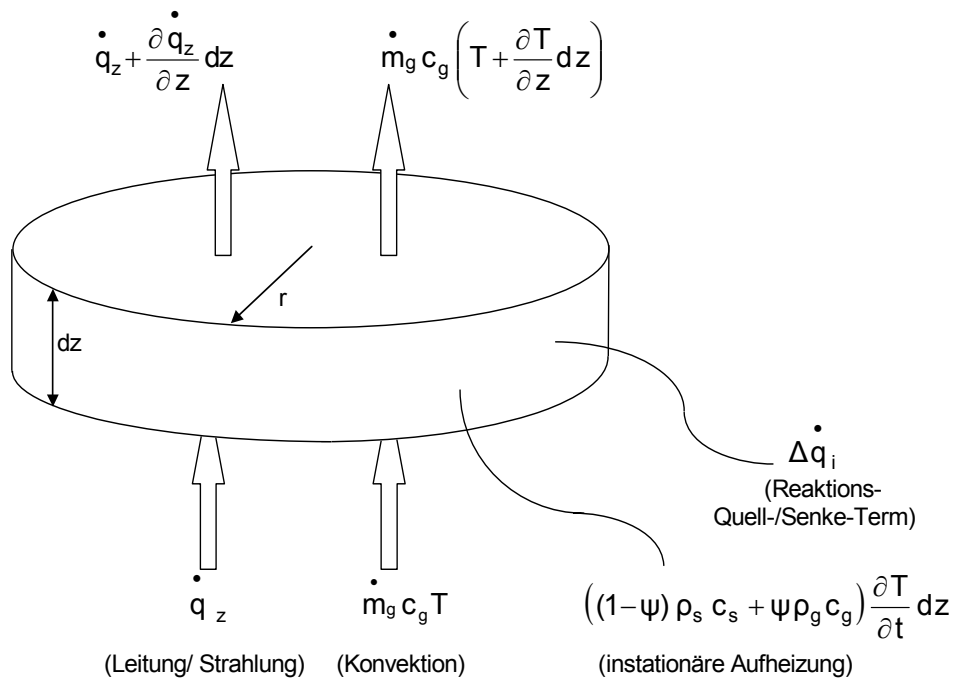


Abbildung 60-6: Ableitung der Energiebilanz um ein differentielles Volumenelement

6.1.1 Formulierung der stoffspezifischen- und physikalischen Zusammenhänge

Bei den verwendeten Stoffgrößen wird im wesentlichen auf Literaturangaben zurückgegriffen. Die Elementarzusammensetzung, der Heizwert und die Dichte des verwendeten Holzes sind aus eigenen Analysen bekannt. Die Wärmeleitfähigkeit und -kapazität des Feststoffs werden als konstant über der gesamten Höhe betrachtet, d. h. Änderungen bezüglich Temperatur und Zusammensetzung im Laufe der Reaktion werden nicht berücksichtigt. Die Stoffeigenschaften des Inertmaterials (Raschigringe) sind bekannt.

Die mittlere Dichte des trockenen, festen Modellbrennstoffs (Indes s) aus Holz (BS) und Inertmaterial (Raschigringe) (I) wird dann wie folgt berechnet, wobei α der Massenanteil der Raschigringe ist:

$$\alpha = \frac{m_I}{m_S} = 1 - \frac{m_{BS}}{m_S} \quad (6-18)$$

$$\bar{\rho}_s = \frac{m_s}{V_s} = \frac{1}{\frac{V_{BS}}{m_S} + \frac{V_I}{m_S}} = \frac{1}{\frac{1-\alpha}{\rho_{BS}} + \frac{\alpha}{\rho_I}} \quad (6-19)$$

Für das Produkt aus massenspezifischer Wärmekapazität und Dichte gilt:

$$(\rho c)_s = (\alpha c_I + (1-\alpha) c_{BS}) \bar{\rho}_s \quad (6-20)$$

Die mittlere Wärmeleitfähigkeit des festen (s) Modellbrennstoffs aus Holz (BS) und Inertmaterial (I) wird wie folgt berechnet:

$$\lambda_s = \alpha \lambda_I + (1-\alpha) \lambda_{BS} \quad (6-21)$$

Die Verbrennungsluft ist trocken. Gasseitig wird durchgehend mit den Stoffgrößen für Luft gerechnet, der Sauerstoffverbrauch bzw. die Anreicherung mit H₂O und CO₂ werden nicht berücksichtigt. Für die Stoffgrößen λ , ν und c der Luft wird die Temperaturabhängigkeit berücksichtigt, indem die im VDI-Wärmeatlas tabellierten Werte über das betrachtete Temperaturintervall durch entsprechende Gleichungen korreliert werden (Anhang E). Die Dichte wird nach dem idealen Gasgesetz berechnet:

$$\rho_g = \frac{p \tilde{M}_{Luft}}{R T} \quad (6-22)$$

Gemäß der Kontinuitätsgleichung muß dann auch die Gasgeschwindigkeit temperaturabhängig betrachtet werden:

$$u_0 = u_{0,ein} \frac{T}{T_{ein}} \quad (6-23)$$

wobei Gasmengenänderungen infolge Entgasung und Vergasung/Verbrennung, welche bekanntermaßen klein sind, unberücksichtigt bleiben.

Das relative Lückenraumvolumen des Festbetts wird aus der eingesetzten Brennstoffmasse m_{BS} und der eingesetzten Inertmasse m_I sowie dem Brennraumvolumen bestimmt:

$$\psi = 1 - \frac{V_s}{V} = 1 - \frac{\frac{m_I}{\rho_I} + \frac{m_{BS}}{\rho_{BS}}}{\pi d^2 L} \quad (6-24)$$

mit: d = Durchmesser des Festbetts

L = Höhe des Festbetts

6.2 Definition der verwendeten Quell-/Senke-Terme

Sämtliche Terme sind als zeit- und raumvolumenbezogene Änderungsraten (der Energie oder der Masse) definiert in der Dimension $J/(m^3s)$ bzw. $kg/(m^3s)$. Insgesamt werden 7 Quellterme verwendet:

$\dot{\Delta q}_{En}$ effektive Freisetzungsrates von thermischer Energie im Raumelement des Reaktionsbettes, resultierend aus Wärmeentbindung durch Oxidation von Brenngas und Restkoks sowie Wärmeeinbindung durch Feuchteverdunstung

$\dot{\Delta q}_{Entg,BG}$ Freisetzungsrates von Brenngasmasse aus dem Festbrennstoff durch Entgasung

$\dot{\Delta q}_{Ox,BG}$ Oxidative Abbaurates des freigesetzten Brenngases durch homogene Gasphasenreaktion mit Luftsauerstoff

$\dot{\Delta q}_{Ox,Koks}$ Oxidative Abbaurates von Restkoksmasse durch heterogene Oberflächenreaktion mit Luftsauerstoff

$\dot{\Delta q}_{BS}$ Änderungsrate der festen Brennstoffmasse durch Trocknung, Entgasung und Koksverbrennung; als Zunahmerates positiv, daher durchgehend negativ

$\dot{\Delta q}_{O_2}$ Änderungsrate des in der Gasphase enthaltenen Sauerstoffs durch Brenngas-Oxidation und Koks-Oxidation; als Zunahmerates positiv, daher durchgehend negativ

$\dot{\Delta q}_{Verd.}$ Bildungsrate von H_2O -Dampf durch Brennstofftrocknung/-entfeuchtung

Bis auf $\dot{\Delta q}_{En}$, das im Trocknungsbereich negativ, im Verbrennungsbereich positiv ist, haben sämtliche Quellterme jeweils gleich bleibende Vorzeichen; $\dot{\Delta q}_{BS}$ und $\dot{\Delta q}_{O_2}$ sind stets negativ, alle übrigen vier stets positiv.

6.3 Energiebilanzgleichung

$$\left(\begin{array}{c} \text{Änderung} \\ \text{durch} \\ \text{Speicherung} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Transport} \\ \text{durch} \\ \text{Konvektion} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Transport} \\ \text{durch} \\ \text{Leitung} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Transport} \\ \text{durch} \\ \text{Strahlung} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{thermische} \\ \text{Energiefreisetzung} \\ \text{durch Reaktion} \end{array} \right)$$

$$\underbrace{\left[(1-\psi)(\rho c)_s + \psi(\rho c)_g \right] \frac{\partial T}{\partial t}}_{\substack{\text{spezif. Wärmekapazität} \\ \text{pro Bettvolumen } [J/m^3 K] \\ \text{zeitliche Änderung der im} \\ \text{Element } \Delta x \text{ thermisch} \\ \text{gespeicherten Energie } [W/m^3]}} + \underbrace{(\rho c)_g u_0 \frac{\partial T}{\partial z}}_{\substack{\text{Transport von thermischer} \\ \text{Energie durch Gaskonvektion} \\ \text{durch den Porenraum } [W/m^3]}} = \underbrace{\frac{\partial}{\partial z} \left(\Lambda_{ax} \frac{\partial T}{\partial z} \right)}_{\substack{\text{Energiefluß durch} \\ \text{Festphase-Wärme-} \\ \text{leitung } [W/m^3]}} + \underbrace{\frac{\partial}{\partial z} \left(\Lambda_{rad} \frac{\partial T}{\partial z} \right)}_{\substack{\text{Energiefluß durch Fest-} \\ \text{körperstrahlung über die} \\ \text{Porenräume } [W/m^3]}} + \underbrace{\Delta \dot{q}_{En}}_{\substack{\text{thermische Energiefrei-} \\ \text{setzung durch Reaktion} \\ \text{abzgl. Verdunstung } [W/m^3]}} \quad (6-25)$$

Der Quell-/Senke-Term der thermischen Energie $\Delta \dot{q}_{En}$ setzt sich aus 3 Anteilen zusammen:

$$\Delta \dot{q}_{En} = \underbrace{\Delta \dot{q}_{Verd.} \cdot (-\Delta H_V)}_{\substack{\text{Feuchteverdunstung} \\ \text{(Abzugsglied)}}} + \underbrace{\Delta \dot{q}_{Ox.BG} \cdot Hu_{BG}}_{\substack{\text{Brenngas-Oxidation}}} + \underbrace{\Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \cdot Hu_{Koks}}_{\substack{\text{Restkoks-Oxidation}}} \quad (6-25b)$$

mit: $\Delta H_V > 0$ massebezogene Verdampfungsenthalpie von Wasserfeuchte im Brennstoff [J/kg]

$Hu_{BG} > 0$ Heizwert des Brenngasesgemisches aus Entgasung [J/kg]

$Hu_{Koks} > 0$ Heizwert des nach Entgasung verbleibenden Restkokes für die heterogene C-Oxidation [J/kg]

Der Gesamtheizwert des trockenen Brennstoffs $Hu_{BS,tr.}$, bezogen auf Holz, wird zu 70 % / 30% auf die Oxidation des Entgasungsproduktes Brenngas (BG) bzw. die Oxidation des Restkokes aufgeteilt (Modellannahme). $Hu_{BG} = 0.7 Hu_{BS,tr.}$; $Hu_{Koks} = 0.3 Hu_{BS,tr.}$

ψ steht hier für die Porosität des Festbetts, die als Anteil des Gasvolumens V_g am Bettgesamtvolumen V definiert ist ($V_g = \psi V$) und durch die Reaktion nicht verän-

dert werden soll. Diese Annahme scheint möglich, weil die Reaktionsfront nach der Koordinatentransformation als stationär betrachtet werden kann und somit ständig in den frischen unveränderten Brennstoff, für den näherungsweise $\Psi = \text{konstant}$ gilt, wandert.

Die Lückenraumgeschwindigkeit u des Gases ist über das relative Lückenraumvolumen mit der Leerrohrgeschwindigkeit u_0 gekoppelt: $\Psi u = u_0$

Ferner sind als Bezeichnungen benutzt:

- $T =$ Temperatur,
- $\rho =$ Dichte von Gas (g), Brenngas (BG), Sauerstoff (O_2) und Feststoff (s),
- $c =$ spezifische Wärmekapazität.
- $\Lambda_{ax} =$ effektive, axiale Wärmeleitfähigkeit für die Beschreibung des Wärmetransports durch Leitung
- $\Lambda_{rad} =$ Quasiwärmeleitfähigkeit durch den Strahlungsanteil in axialer Richtung

6.4 Stoffbilanz des Brennstoffs (Index BS)

$$(1 - \Psi) \frac{\partial \rho_s}{\partial t} = \Delta \dot{q}_{BS} \quad (6-26)$$

Gleichung (6-26) basiert auf der Voraussetzung, daß die feste Brennstoffphase im gewählten Koordinatensystem stationär ist, d.h. keine Relativbewegung ausführt.

Weitere Annahme ist, daß die Festphase (der feste Brennstoff) volumenkonstant trocknet, entgast und schließlich als Koks zu einem Aschegerüst abreagiert. Diese Annahme ist allenfalls grob angenähert erfüllt.

Unter diesen Voraussetzungen stellt $\Delta \dot{q}_{BS}$ [$\text{kg/m}^3\text{s}$] die -in sich negative- Zunahmerate der Brennstoff-Festmasse dar; $\frac{\partial \rho_s}{\partial t}$ auf der linken Gleichungsseite ist entsprechend ebenfalls in sich negativ. Der Vorfaktor $(1 - \Psi)$ bewirkt die Umrechnung von Feststoffvolumen (als Bezug von ρ_s) auf Raumvolumen.

Für den Brennstoffmassen-Quellterm $\Delta \dot{q}_{BS}$ gilt nun die Zerlegungsbeziehung:

$$\dot{\Delta q}_{\text{BS}} = -\dot{\Delta q}_{\text{Verd.}} - \dot{\Delta q}_{\text{Entg.BG}} - \dot{\Delta q}_{\text{Ox.Koks}} \quad (6-26b)$$

denn die Brennstoffabnahme setzt sich aus den 3 Schritten Trocknung, Entgasung und Koksabbrand bis zur Restasche zusammen.

6.5 Stoffbilanz des Brenngases (Index BG)

$$\left(\begin{array}{c} \text{Änderung} \\ \text{durch} \\ \text{Speicherung} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Transport} \\ \text{durch} \\ \text{Konvektion} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Transport} \\ \text{durch} \\ \text{Diffusion} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Stoffumwandlung} \\ \text{durch} \\ \text{Reaktion} \end{array} \right)$$

$$\underbrace{\psi \cdot \frac{\partial \rho_{\text{BG}}}{\partial t}}_{\substack{\text{zeitl. Änderung} \\ \text{des Speicherterms} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} + \underbrace{\frac{\partial (u_0 \cdot \rho_{\text{BG}})}{\partial z}}_{\substack{\text{konvektiver Netto-} \\ \text{Ausfluß BG-Masse} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} = \underbrace{\frac{\partial}{\partial z} \left(D_{\text{ax}} \cdot \frac{\partial \rho_{\text{BG}}}{\partial z} \right)}_{\substack{\text{diffusiver Netto-Ausfluß} \\ \text{von BG-Masse} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} + \underbrace{\dot{\Delta q}_{\text{BG}} - \dot{\Delta q}_{\text{Ox.BG}}}_{\substack{\text{Quell- und Senke-Terme} \\ \text{von BG-Masse} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} \quad (6-27)$$

6.6 Stoffbilanz des Sauerstoffs (Index O₂)

$$\underbrace{\psi \frac{\partial \rho_{\text{O}_2}}{\partial t}}_{\substack{\text{zeitl. Änderung} \\ \text{des Speicherterms} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} + \underbrace{\frac{\partial (u_0 \rho_{\text{O}_2})}{\partial z}}_{\substack{\text{konvektiver Netto-} \\ \text{Ausfluß von O}_2\text{-Masse} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} = \underbrace{\frac{\partial}{\partial z} \left(D_{\text{ax}} \cdot \frac{\partial \rho_{\text{O}_2}}{\partial z} \right)}_{\substack{\text{diffusiver Netto-Ausfluß} \\ \text{von O}_2\text{-Masse} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} + \underbrace{\dot{\Delta q}_{\text{O}_2}}_{\substack{\text{lokale} \\ \text{O}_2\text{-Quellterm} \\ [\text{kg/m}^3 \text{ s}]}} \quad (6-28)$$

Der in sich negative Sauerstoffquellterm $\dot{\Delta q}_{\text{O}_2}$ ist mit beiden Reaktionsraten $\dot{\Delta q}_{\text{Ox.BG}}$ und $\dot{\Delta q}_{\text{Ox.Koks}}$ unmittelbar stöchiometrisch gekoppelt.

Setzt man den in Kapitel 6 für die Gesamtverbrennung des Brennstoffs (Entgasungsprodukt plus Koks) eingeführten "stöchiometrischen Faktor" v_{O_2} [kg/kg] auch als separat für BG und Koks gültig voraus, so gilt:

$$\dot{\Delta q}_{\text{O}_2} = -v_{\text{O}_2} \times \left(\dot{\Delta q}_{\text{Ox.BG}} + \dot{\Delta q}_{\text{Ox.Koks}} \right) \quad (6-28b)$$

6.7 Berechnung der Diffusions-Transportkoeffizienten

In der vorliegenden Arbeit werden aus den Grundlagenbeziehungen des VDI-Wärmeatlas Beziehungen für in den Bilanzgleichungen auftretenden Diffusions-Transportkoeffizienten: Λ_{ax} ; Λ_{rad} [W/mK]; D_{ax} [m²/s] zusammengestellt.

6.7.1 Wärmeleitkoeffizient des Bett-Haufwerks Λ_{ax}

Der effektive Wärmeleitkoeffizient der Schüttung wird nach folgenden Ansätzen gebildet [55]. Der Faktor 1/2 ergibt sich aus dem Blatt MH7, Tabelle 2 des VDI-Wärmeatlas, der Faktor wird aus den dort tabellierten Werten abgeschätzt:

$$\Lambda_{ax} = \lambda_{so} + \frac{u_0 d_p (\rho c)_g}{2} \left[\frac{W}{m K} \right] \quad (6-29)$$

$$\lambda_{so} = \lambda_g \left\{ \left(1 - \sqrt{1 - \psi} \right) + \sqrt{1 - \psi} \frac{2}{N} \left[\frac{B}{N^2} \frac{(k-1)}{k} \ln \frac{k}{B} + \frac{B+1}{2} - \frac{B-1}{N} \right] \right\} \quad (6-30)$$

$$N = 1 - \frac{B}{k} \quad [-]$$

$$B = 1.25 \left(\frac{1 - \psi}{\psi} \right)^{10/9} \quad [-] \quad \text{Verformungsfaktor [56]}$$

$$k = \frac{\lambda_s}{\lambda_g} \quad [-] \quad \lambda_s, \lambda_g \text{ [W/mK] Wärmeleitkoeffizienten von Feststoff und Gasphase}$$

$$d_p \text{ [m]} \quad \text{Partikeldurchmesser}$$

Der erste Term in Gleichung (6-29) λ_{so} beschreibt die Wärmeleitung von Korn zu Korn und ist von der Durchströmung der Schüttung unabhängig. Der zweite Term beschreibt die sogenannte dissipative Quervermischung [54] und kann mit der Leerrohrgeschwindigkeit korreliert werden. Anhand von (6-29) läßt sich erkennen, daß für große Primärluftvolumenströme die dissipative Quervermischung der bestimmende Mechanismus ist. Bei kleinen Volumenströmen ist die Wärmeleitung von Korn zu Korn ausschlaggebend. Bei der Beschreibung der Wärmeleitfähigkeit der Schüttung mit Gleichung (6-30) wurden die sekundären Einflußparameter - Druckabhängigkeit und Abflachung der Partikel an den Kontaktstellen - vernachlässigt.

sigt. Mithin ist Λ_{ax} über λ_g von der Temperatur abhängig ($\lambda_g \sim T^{0.7}$) und somit auch orts-(x-) variabel.

6.7.2 Koeffizient des Strahlungstransports im Bett-Haufwerk Λ_{rad} (Partikel/Partikel-Strahlung)

In Anbetracht der hohen Endtemperaturen ist die Berücksichtigung der Partikel/Partikel-Wärmestrahlung sehr wichtig. Die Wärmestrahlung wird aber nicht in den Leitungsterm integriert, sondern additiv ergänzt. Dadurch kann die Temperaturabhängigkeit des Strahlungskoeffizienten in der Ableitung in der Energiebilanzgleichung berücksichtigt werden. Der Strahlungsanteil wird nach der für kleine Differenztemperaturen linearisierten Gleichungsform bestimmt gemäß [57]:

$$\Lambda_{rad} = \left(1 - \sqrt{1 - \psi}\right) \frac{4 \sigma d_p}{\frac{2}{\varepsilon} - 1} T^3 = F_{rad} T^3, \quad (6-31)$$

$$\text{mit: } F_{rad} = \left(1 - \sqrt{1 - \psi}\right) \frac{4 \sigma d_p}{\frac{2}{\varepsilon} - 1} \left[\frac{W}{m K^4} \right]$$

σ = Stefan-Boltzmannkonstante

ε = Emissionskoeffizient der Feststoffoberfläche

Der Faktor F_{rad} hängt nicht von der Temperatur ab, sofern ε als temperaturunabhängig behandelt wird; Λ_{rad} hängt allerdings stark ($\sim T^3$) von der Temperatur ab.

6.7.3 Stoffdiffusionskoeffizient D_{ax}

Analog zum Wärmeleitkoeffizienten Λ_{ax} , setzt sich D_{ax} additiv aus einem Molekulardiffusionskoeffizienten δ_{so} und einem durch Strömungsvermischung verursachten Anteil ($\sim u_0 d_p$) zusammen -vgl. Gl.(6-29)- [57]:

$$D_{ax} = \delta_{so} + \frac{u_0 d_p}{2} \quad (6-32)$$

$$\begin{aligned} \text{mit: } \delta_{so} &= \left(1 - \sqrt{1 - \psi}\right) \delta_{O_2} \text{ bzw.} \\ &= \left(1 - \sqrt{1 - \psi}\right) \delta_{BG} \end{aligned} \quad (6-33)$$

Für die binären Diffusionskoeffizienten wird die im Wärmetlas [55] empfohlene Korrelation nach Fuller verwendet:

$$\bar{\delta}_{12} = \frac{p \sqrt{\frac{\tilde{M}_1 + \tilde{M}_2}{\tilde{M}_1 \cdot \tilde{M}_2}}}{\left(\sqrt[3]{\mu_1} + \sqrt[3]{\mu_2}\right)^2} T^{1.75} \quad (6-34)$$

Mit $\bar{\delta}_{so} \sim T^{1.75}$ ist D_{ax} stark von der Temperatur abhängig. Die "Diffusionsvolumina" μ sind in Anhang D tabelliert.

Der Stoffübergangskoeffizient β kann aus der Sherwood-Zahl Sh berechnet werden, indem die Sherwood-Zahl für den Fall des überströmten Einzelkörpers (EK) mit einem Korrekturfaktor f_ψ für das Festbett multipliziert wird [54]:

$$Sh = \frac{\beta l}{\bar{\delta}} = f_\psi Sh_{EK} \quad (6-35)$$

$$f_\psi = 1 + 1.5 (1 - \psi) \quad (6-36)$$

$$Sh_{EK} = 2 + 0.664 \sqrt{Re} \sqrt[3]{Sc} \quad (6-37)$$

$$Re = \frac{u_0 l}{\psi v_g} \quad (6-38)$$

Hierbei sind $Sc = \frac{v_g}{\bar{\delta}_g} \approx 0.7$ die Schmidt-Zahl, Re die Reynoldszahl und v_g die kinematische Viskosität (Daten näherungsweise für Luft).

Die charakteristische Länge l wird bei nicht kugelförmigen Körpern aus dem Verhältnis von Partikeloberfläche A zum Umfang der Schattenfläche in Strömungsrichtung U_s bestimmt. Für Würfel mit der Kantenlänge d_P ergibt sich l dann zu [54]

$$l = \frac{A}{U_s} = \frac{6 d_P^2}{4 d_P} = 1.5 d_P \quad (6-39)$$

Weiterhin gilt:

$$A_V = \frac{A_{Ph}}{V} = (1-\psi) \frac{A_{Ph}}{V_s} = (1-\psi) \frac{n \pi d_P^2}{n \pi \frac{d_P^3}{6}} = \frac{6}{d_P} (1-\psi) \quad (6-40)$$

mit: $n =$ Zahl der Partikel im betrachteten Volumenelement

Sämtliche bei den Berechnungen verwendeten Werte sind im Anhang D tabelliert.

6.8 Zusammenstellung der Bilanz-Differenzialgleichungen

Energiebilanzgleichung:

$$\begin{aligned}
 [(1-\psi)(\rho c)_s + \psi(\rho c)_g] \frac{\partial T}{\partial t} + (\rho c)_g u_0 \frac{\partial T}{\partial z} \\
 = \frac{\partial}{\partial z} \left(\Lambda_{ax} \frac{\partial T}{\partial z} \right) + F_{rad} \left[3 T^2 \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right)^2 + T^3 \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right] \\
 - \Delta \dot{q}_{Verd.} \times \Delta H_V \\
 + \Delta \dot{q}_{Ox.BG} \times 0.7 \times H_{u_{BS,tr.}} \\
 + \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \times 0.3 \times H_{u_{BS,tr.}}
 \end{aligned} \tag{6-25c}$$

Stoffbilanzgleichung Brennstoff (BS):

$$(1-\psi) \frac{\partial \rho_s}{\partial t} = - \Delta \dot{q}_{Verd.} - \Delta \dot{q}_{Entg.BG} - \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \tag{6-26c}$$

Stoffbilanzgleichung Brenngas (BG)

$$\psi \times \frac{\partial \rho_{BG}}{\partial t} + \frac{\partial (u_0 \times \rho_{BG})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_{ax} \times \frac{\partial \rho_{BG}}{\partial z} \right) + \Delta \dot{q}_{Entg.BG} - \Delta \dot{q}_{Ox.BG} \tag{6-27b}$$

Stoffbilanz Sauerstoff (O₂)

$$\begin{aligned}
 \psi \frac{\partial \rho_{O_2}}{\partial t} + \frac{\partial (u_0 \rho_{O_2})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_{ax} \frac{\partial \rho_{O_2}}{\partial z} \right) \\
 - v_{O_2} \times \left(\Delta \dot{q}_{Ox.BG} + \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \right)
 \end{aligned} \tag{6-28c}$$

6.9 Koordinatentransformation der Bilanzgleichungen

Unter der Voraussetzung, daß die Reaktionsfront nach hinreichender Laufstrecke/Laufzeit eine konstante Struktur, d.h. gleich bleibende Variablenprofile asymptotisch anstrebt und die Aufgabe darin gesehen wird, diese zu berechnen, lassen sich

sämtliche 4 Bilanz-Differenzialgleichungen aus Kapitel 6.7 auf eine zeitunabhängige Form (d.h. ohne instationären Speicherterm) transformieren. Bezeichnet man mit v [m/s] die absolute Fortschrittsgeschwindigkeit der im transformierten Bezugssystem stationären Reaktionsfront, wobei v der Strömungsgeschwindigkeit des Gases u_0 entgegen gerichtet ist, und setzt laut experimentellem Befund berechtigterweise voraus, daß $v \ll u_0$ gegenüber u_0 betragsmäßig vernachlässigbar ist und im transformierten, reaktionsfrontfesten Koordinatensystem tatsächlich keine Zeitabhängigkeit mehr existiert, so lauten die gemäß:

$$z = x - v \cdot t ; \quad \frac{\partial}{\partial t} = v \cdot \frac{d}{dx} \quad (6-41)$$

$$\frac{\partial}{\partial z} = \frac{d}{dx} \quad (6-42)$$

transformierten Bilanz-Differenzialgleichungen wie folgt.

I. Energie-Bilanz

$$\begin{aligned} [(1-\psi)(\rho c)_s v + (\rho c)_g u_0] \frac{dT}{dx} &= \frac{d}{dx} \left(\Lambda_{ax} \frac{dT}{dx} \right) + F_{rad} \left[3 T^2 \left(\frac{dT}{dx} \right)^2 + T^3 \frac{d^2 T}{dx^2} \right] \\ &- \Delta \dot{q}_{Verd.} \times \Delta H_V \\ &+ \Delta \dot{q}_{Ox.BG} \times 0.7 \times Hu_{BS,tr.} \\ &+ \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \times 0.3 \times Hu_{BS,tr.} \end{aligned} \quad (6-25d)$$

II. Brennstoff-Bilanz

$$(1-\psi) \cdot v \frac{d\rho_s}{dx} = - \Delta \dot{q}_{Verd.} - \Delta \dot{q}_{Entg.BG} - \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \quad (6-26d)$$

III. Brenngas-Bilanz (mit $\psi v \ll u_0$)

$$\frac{d(u_0 \cdot \rho_{BG})}{dx} = \frac{d}{dx} \left(D_{ax} \cdot \frac{d\rho_{BG}}{dx} \right) + \Delta \dot{q}_{Entg.BG} - \Delta \dot{q}_{Ox.BG} \quad (6-27c)$$

IV. Sauerstoff-Bilanz (mit $\psi v \ll u_0$)

$$\frac{d(u_0 \rho_{O_2})}{dx} = \frac{d}{dx} \left(D_{ax} \cdot \frac{d\rho_{O_2}}{dx} \right) - v_{O_2} \times \left(\Delta \dot{q}_{Ox.BG} + \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \right) \quad (6-28d)$$

In Gleichung (6-27c) und (6-28d) kann man links ersetzen:

$\rho_{BG} = \rho_g \cdot y_{BG}$; $\rho_{O_2} = \rho_g \cdot y_{O_2}$ und erhält wegen $u_0 \cdot \rho_g = \dot{m}_g \approx \text{konst.}$ die:

III. Brenngas-Bilanz

$$u_0 \rho_g \frac{dy_{BG}}{dx} = \frac{d}{dx} \left(D_{ax} \times \frac{d\rho_{BG}}{dx} \right) + \Delta \dot{q}_{Entg.BG} - \Delta \dot{q}_{Ox.BG} \quad (6-27d)$$

IV. Sauerstoff-Bilanz

$$u_0 \rho_g \frac{dy_{O_2}}{dx} = \frac{d}{dx} \left(D_{ax} \frac{d\rho_{O_2}}{dx} \right) - v_{O_2} \left(\Delta \dot{q}_{Ox.BG} + \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \right) \quad (6-28e)$$

In Abbildung 61-6 sind in einer schematischen Darstellung der Gutbettsektion die Koordinaten erläutert. In den transformierten Gleichungen ist x die in Durchströmungsrichtung positiv gerichtete, reaktionsfrontfeste Koordinate.

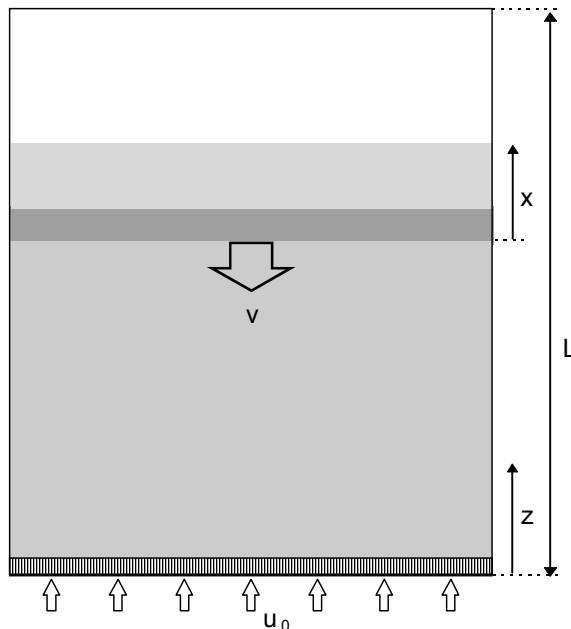


Abbildung 61-6: Darstellung der verschiedenen Koordinatensysteme

Anschaulich beschrieben entspricht das neue Koordinatensystem einem auf der Reaktionsfront "mitfahrenden" Beobachter, der während der Fahrt mit der Geschwindigkeit

keit v eine zeitlich gleichbleibende Temperatur- und Konzentrationsverteilung wahrnimmt.

Insgesamt beinhalten die transformierten Differenzialgleichungen I. – IV., die nunmehr gewöhnliche Differenzialgleichungen sind, folgende x -abhängige Laufvariablen:

T ; u_0 ; ρ_s ; ρ_g ; Λ_{ax} ; D_{ax} ; ρ_{BG} und ρ_{O_2} bzw. $y_{BG} = \rho_{BG}/\rho_g$ und $y_{O_2} = \rho_{O_2}/\rho_g$; sowie

$$\Delta \dot{q}_{\text{Verd.}}; \Delta \dot{q}_{\text{Entg.BG}}; \Delta \dot{q}_{\text{Ox.BG}}; \Delta \dot{q}_{\text{Ox.Koks}}$$

Man beachte: Die Reaktionsfront-Fortschrittsgeschwindigkeit v ist nicht x -abhängig, sondern eine noch unbekannte (nicht festgelegte) Konstante. Sie stellt sich als "Eigenwert"-Größe des Systems heraus.

In obiger Laufvariablenliste sind:

$$- \quad \rho_g = \frac{\tilde{M} \cdot p}{\tilde{R} \cdot T} \text{ auf } T, p \text{ rückführbar, sofern man die mittlere Molmasse } \tilde{M} \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]$$

des Gasstroms berechtigterweise als in guter Näherung konstant einsetzt (Bettdruck $p = \text{konstant}$);

$$- \quad u_0 = \frac{\dot{V}}{A_{\text{Bett}} \cdot \rho_g}$$

$$= \frac{T}{273 \text{ K}} \cdot \frac{1.01325 \cdot 10^5 \text{ Pa}}{p} \cdot \frac{\dot{V}_n}{A_{\text{Bett}} \cdot \rho_g}$$

auf T ; p ; \dot{V}_n rückführbar, sofern man den Normvolumenstrom des Gases durch das Bett-Haufwerk berechtigterweise als in guter Näherung konstant einsetzt;

$$- \quad \Lambda_{ax}; D_{ax} \text{ auf die Temperatur } T \text{ rückführbar (siehe Abschnitt 6.6)}$$

Außer den 4 noch nicht durch Kinetikgesetze spezifizierten Quelltermen $\Delta \dot{q}_i$ verbleiben somit: $T(x)$; $p(x)$; $\rho_{O_2}(x)$ und $\rho_{BG}(x)$ bzw. $y_{O_2}(x)$ und $y_{BG}(x)$

als durch die 4 Differenzialgleichungen zu berechnende Laufvariable, also genau 4 unbekannte Funktionen für 4 Gleichungen.

Das Gleichungssystem ist somit geschlossen, wenn für die 4 Quellterme Kinetikgesetze eingeführt werden, die lediglich Laufvariable der oben aufgeführten Liste enthalten.

Dem System der Feldfunktionen (4) und Differenzialgleichungen (2 DGL 1. Ordn., 2 DGL 2. Ord.) müssen 6 voneinander und vom DGL-System unabhängige Randbedingungen entsprechen. Da das System von außen unbeeinflusst ist, so daß die Temperatur- und Stoffgradienten in genügend großer Entfernung von der Reaktionszone verschwinden, sind die folgende 6 Randbedingungen physikalisch sinnvoll angebar:

$x \rightarrow -\infty$	$T = T_{\text{ein}}$	$\rho_s = \rho_{s,\text{ein}}$	$y_{O_2} = y_{O_2,\text{ein}}$	(6-43a)
	$\frac{dT}{dx} = 0$	$\frac{d\rho_s}{dx} = 0$	$\frac{dy_{O_2}}{dx} = 0$	(6-43b)

Tabelle 13 -6: Randbedingungen für das Gleichungssystem

Wie bereits zuvor erwähnt ist das zu lösende Gleichungssystem ein Eigenwertproblem. Die Fortschrittsgeschwindigkeit v der Reaktionsfront ist ein vorab offener, im Rahmen der Lösung des Gleichungssystems (Differenzialgleichungen plus Randbedingungen) erst festzulegender „Eigenwert“, auftretend in sämtlichen 4 Differenzialgleichungen. Hierzu ist eine weitere Randbedingung für den Stromabrand $x \rightarrow +\infty$ erforderlich, z.b.:

$$\left. \frac{dT}{dx} \right|_{x \rightarrow +\infty} \rightarrow 0 \quad \text{oder} \quad \left. \frac{dy_{O_2}}{dx} \right|_{x \rightarrow +\infty} \rightarrow 0$$

Diese Randbedingungen bringen physikalisch zum Ausdruck, daß die Reaktion der Front asymptotisch zum Erliegen kommt (sei es durch Auszehrung der brennfähigen Substanz bei $\lambda_B > 1$, sei es durch Sauerstoffverarmung bei $\lambda_B < 1$). Weitere Stromabrandbedingungen sind dann durch die DGL implizit ausgedrückt.

6.10 Kinetik-Modellansätze für die Massen-Quellterme

Die mathematische Beschreibung der Verbrennungsvorgänge auf einem Rost wird vor allem dadurch erschwert, daß eine Vielzahl von Reaktionsschritten im Festbett ablaufen, die hinsichtlich ihrer Edukte und Produkte nicht bekannt sind. Die wichtigsten Teilprozesse sind durch die vier folgenden Kinetik-Modellansätze zu beschreiben:

- Brennstofftrocknung/ -entgasung
- Brennstoffentgasung
- homogene Gasverbrennung
- heterogene Koks-Oxidation

Diese Kinetikansätze haben sich für die Modellierung von Verbrennungsprozessen bereits mehrfach als ausreichend bewährt [56] - [58].

Gemäß diesen Teilprozessen sind 4 offene Massen-Quellterme zugeordnet.

Bei der reaktionskinetischen Modellierung der verschiedenen Teilschritte wird auf Literaturangaben zurückgegriffen (insbesondere [56]). Für den Vergleich der Rechenergebnisse mit den Versuchsergebnissen müssen die kinetischen Parameter angepaßt werden.

6.10.1 Feuchte-Verdunstung

Bei der Brennstofftrocknung wandert das Wasser vom Innern der Partikel an die Oberfläche und verdunstet dort in die vorbeiströmende Luft. Dabei stellt sich in der Luft hinter der zeitlich in Durchströmungsrichtung vertikal aufwärts fortschreitenden Trocknungsfront ein Beharrungszustand mit einer konstanten Beharrungstemperatur ein. Dieser Vorgang beginnt unmittelbar am Rost, wo die Verbrennungsluft in das Festbett eintritt. Wie Abbildung 63-6 zeigt, wird bei diesem Vorgang nicht die adiabate Sättigungstemperatur und somit auch nicht die Sättigungbeladung der Luft erreicht.

Der Verdunstungsstrom von Wasser in die Luft wird durch die lokale Wasserbeladung der Luft beeinflußt. Er ist zu Beginn der Luftdurchströmung in unmittelbarer Rostnähe maximal und sinkt mit zunehmender Feuchtebeladung. Es bildet sich eine

Trocknungsfront aus, die der von oben nach unten laufenden Reaktionsfront mit konstanter Geschwindigkeit durch das Gutbett entgegen wandert.

Bei der Trocknung am Gutbetteintritt sinkt die Temperatur der Verbrennungsluft von der Eintrittstemperatur T_{ein} auf eine Beharrungstemperatur T_B . Die Verbrennungsluft nimmt Wasser von der Oberfläche des Brennstoffs auf. Sowohl die Beharrungstemperatur T_B als auch die Wasserbeladungen der Luft $y_{\text{H}_2\text{O}}$ müssen als Eingangsgrößen bei der Berechnung der Trocknungsfrontgeschwindigkeit berücksichtigt werden. Die zur Trocknungsfront hinströmende Luft behält näherungsweise bis zum Erreichen der Front ihre ungeänderte Eintrittsfeuchtebeladung.

Die Beharrungstemperatur ist von der Eintrittstemperatur der Primärluft und vom Feuchtegehalt des Brennstoffs abhängig. Die Experimente zeigen, daß sich bei einer Eintrittstemperatur der Primärluft von 25 °C und einem Feuchtegehalt des Brennstoffs von 17% eine mittlere Beharrungstemperatur von ca. 10 °C ergibt. Abbildung 62-6 zeigt gemessene Temperaturverläufe in 6 verschiedenen Gutbetthöhen über dem Rost. Man erkennt an den zunächst fallenden Temperaturen deutlich, daß die Primärluft bei der Durchströmung des Haufwerks mit den feuchten Holzwürfeln durch Aufnahme des Wassers von der Partikeloberfläche abkühlt.

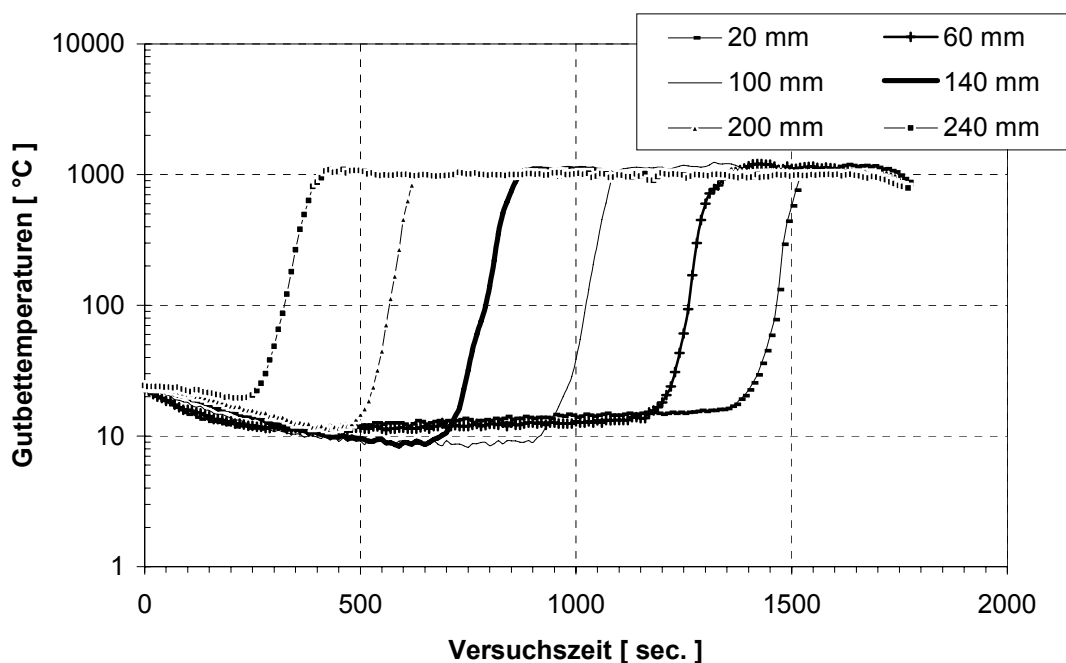


Abbildung 62-6: Temperaturverläufe im Gutbett für sechs verschiedene Gutbetthöhen; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel

In der Nähe der Reaktionsfront steigt die Temperatur infolge von Wärmeleitung durch die Verbrennungsreaktion an. Der Temperaturanstieg unmittelbar vor der Reaktionsfront führt ebenfalls zu einer Trocknung. Die sich hieraus ergebende Trocknungsfront läuft entgegen der Primärluftströmung unmittelbar vor der Reaktionszone her. Auch in diesem Fall stellt sich während der Verdunstung des Wassers im ersten Trocknungsabschnitt im Brennstoffbett eine Beharrungstemperatur ein. Unter Normalbedingungen verdampft das Wasser im Gutbett bei der Siedetemperatur von 100 °C. Nachdem der erste Trocknungsabschnitt beendet ist und die Oberfläche des Brennstoffs trocken, steigt die Temperatur im Gutbett über 100 °C an. Für die weitere Brennstofftrocknung werden dann die Transportvorgänge von Wasser im Brennstoffinneren maßgeblich für die Verdunstungsrate. Demzufolge bewegen sich während der Reaktion zwei Trocknungsfronten im Gutbett aufeinander zu.

Die Verdunstungsrate $\Delta \dot{q}_{\text{Verd.}}$ folgt aus einem Ansatz zur Stoffübertragung von der gesättigten Feststoffoberfläche in die vorbeiströmende Luft:

$$\Delta \dot{q}_{\text{Verd.}} = \beta_{\text{H}_2\text{O}} A_V \underbrace{\rho_g (y_{\text{H}_2\text{O,Ph}} - y_{\text{H}_2\text{O},\infty})}_{\substack{\text{Partialdichte-Differenz vom} \\ \text{H}_2\text{O-Dampf zwischen GG-Wert} \\ \text{an der Phasengrenze und Wert} \\ \text{im Porenrauminneren} \left[\text{kg/m}^3 \right]}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ s}} \right] \quad (6-44)$$

mit: $\beta_{\text{H}_2\text{O}}$ [m/s] = Stoffübergangskoeffizient,
 A_V [m²/m³] = Partikeloberfläche in den Poren
 $y_{\text{H}_2\text{O,Ph}}$ [-] = Sättigungskonzentration bei T

Die Verdunstung wird als Teil der Reaktionszone beschrieben, die dem Verbrennungsprozeß vorausläuft, d.h. die Verdunstungsrate nach Gl. (6-44) wird in die Energiebilanz Gl. (6-25) integriert. Die Wasserbeladung von Luft und Feststoff ergibt sich aus den Bilanzen Gl. (6-45) und (6-46).

$$\frac{d(\rho_g u_0 y_{\text{H}_2\text{O}})}{dx} = \Delta \dot{q}_{\text{Verd.}} \quad (6-45)$$

$$(1-\psi)\rho_s \frac{dx_{\text{H}_2\text{O}}}{dt} = -\Delta \dot{q}_{\text{Verd.}} \quad (6-46)$$

Es wird angenommen, daß an der Phasengrenzfläche der feuchten Brennstoffpartikel die Beladung der Luft gesättigt ist und die Trocknung im ersten Trocknungsabschnitt erfolgt, d. h. die Transportvorgänge vom Inneren der Partikel an die Oberfläche werden als sehr schnell angenommen und bleiben daher unberücksichtigt. Die 2. Annahme gilt nur in erster Näherung. Bei der Verbrennung der Partikel im Haufwerk beeinflussen auch die Wärme- und Stofftransportvorgänge und somit auch der Feuchtegehalt im Korn die Umsatzgeschwindigkeit.

Die Wasserbeladung an der Phasengrenze $y_{\text{H}_2\text{O,Ph}}$ wird mit Hilfe des Sättigungs-

partialdrucks bestimmt: $\tilde{y}_{\text{Ph}} = \frac{p^*}{p}$

$$y_{\text{H}_2\text{O,Ph}} = \frac{\tilde{y}_{\text{Ph}}}{\left(1 - \frac{\tilde{M}_{\text{Luft}}}{\tilde{M}_{\text{H}_2\text{O}}}\right) \tilde{y}_{\text{Ph}} + \frac{\tilde{M}_{\text{Luft}}}{\tilde{M}_{\text{H}_2\text{O}}}} \quad (6-47)$$

mit: \tilde{M} = Molmasse

Der Sättigungspartialdruck p^* wird mit Hilfe der Antoine-Gleichung berechnet [54]:

$$\ln p^* [\text{Pa}] = 23.462 - \frac{3978.205}{-39.8 + T [^\circ\text{C}]} \quad (6-48)$$

Um eine Bestimmungsgleichung für die Trocknungsfrontgeschwindigkeit v_{tr} , die sich beim Eintritt der Primärluft ausbildet, zu entwickeln, wird eine integrale Energiebilanz (ohne Reaktionsabläufe) abgeleitet. Diese Gleichung enthält als Unbekannte die adiabate Sättigungstemperatur T_{AS} . Die auf diese Weise ebenfalls in Abhängigkeit der Primärluftmenge und der Primärlufttemperatur berechnet werden kann.

$$\underbrace{c_{\text{Luft}} (T_{\text{L,ein}} - T_{\text{AS}}) \dot{M}_{\text{Luft}}}_{\text{Energieabgabe der Verbrennungsluft bei der Abkühlung von } T_{\text{L,ein}} \text{ auf } T_{\text{AS}}} = \underbrace{c_{\text{s,tr}} (T_{\text{AS}} - T_{\text{so}}) \rho_{\text{s}} (1 - x_{\text{H}_2\text{O}}) F \cdot v_{\text{tr}}}_{\text{Energieaufnahme der feuchtfreien Festphase von } T_{\text{so}} \text{ bis } T_{\text{AS}}} + \underbrace{[\Delta H_{\text{verd}} + c_{\text{H}_2\text{O,g}} \cdot (T_{\text{AS}} - T_{\text{so}})] \rho_{\text{s}} \cdot x_{\text{H}_2\text{O}} (1 - \Psi) F \cdot v_{\text{tr}}}_{\text{Energieaufnahme der Feuchte infolge Verdunstung (bei } T_{\text{so}}) \text{ und Aufheizung in der Gasphase von } T_{\text{so}} \text{ auf } T_{\text{AS}}} \quad \left[\frac{\text{J}}{\text{s}} \right] \quad (6-49)$$

vereinfacht lautet die Gleichung:

$$c_{\text{Luft}} (T_{\text{L,ein}} - T_{\text{AS}}) \cdot u_0 \cdot \frac{\rho_{\text{L0}}}{\rho_s} = \left\{ [c_{\text{s,tr}} (1 - x_{\text{H}_2\text{O}}) + c_{\text{H}_2\text{O,g}} \cdot y_{\text{H}_2\text{O}}] \cdot (T_{\text{AS}} - T_{\text{so}}) + \Delta H_{\text{verd}} \cdot x_{\text{H}_2\text{O}} \right\} (1 - \Psi) \cdot v_{\text{tr}} \quad (6-50)$$

mit den Bezeichnungen:

- $T_{\text{L,ein}}$ = Lufttemperatur am Betteintritt
- \dot{M}_{Luft} = $F \cdot u_0 \cdot \rho_{\text{L0}}$ = Luftmassenstrom
- ΔH_{verd} = massenspezifische Verdampfungsenthalpie des Wassers bei T_{so}
- ρ_s = Dichte des feuchten Brennstoffeinsatzes
- $x_{\text{H}_2\text{O}}$ = Massenanteil der feuchte in der Ausgangsfeuchte
- F = Bettquerschnitt
- v_{tr} = Fortschrittsgeschwindigkeit der Trocknungsfrent in x-Richtung

Um die adiabate Sättigungstemperatur T_{AS} zu berechnen wird die Antoine-Gleichung hinzugezogen. Diese ordnet der gaseitigen Feuchtebeladung hinter der Trocknungsfrent (bei Annahme vollständiger Trocknung des Feststoffes) die Sättigungstemperatur T_{AS} zu, wobei v_{tr} als Parameter dieser Zuordnung auftritt.

Gleichung (6-49) bzw. (6-50) ergeben sich aus einer Massenbilanz um die Gesamtanlage vom Rost bis hinter die Trocknungsfrent.

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{v_{\text{tr}} \cdot (1 - \Psi) \cdot \rho_s \cdot x_{\text{H}_2\text{O}}}{u_0 \cdot \rho_{\text{L0}}} = y_{\text{H}_2\text{O,Ant}}(T_{\text{AS}}) \quad (6-51)$$

oder

$$v_{\text{tr}} = \frac{y_{\text{H}_2\text{O}} \cdot u_0 \cdot \rho_{\text{L0}}}{(1 - \Psi) \cdot \rho_s \cdot x_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (6-52)$$

Abbildung 63-6 zeigt den Verlauf der experimentell ermittelten Beharrungstemperatur sowie die berechnete Trocknungsfreigeschwindigkeit in Abhängigkeit der Primärlufttemperatur. Die theoretische Trocknungsfreigeschwindigkeit wird unter der Annahme, daß die Trocknung vollständig im ersten Trocknungsabschnitt abläuft, bestimmt.

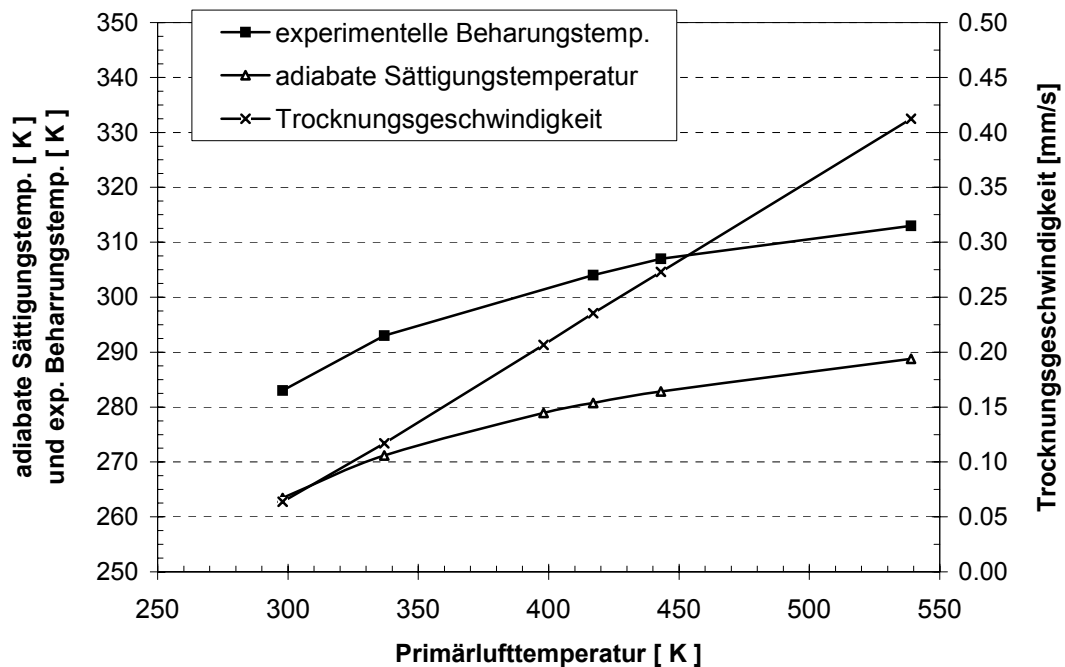


Abbildung 63-6: Adiabate Sättigungs- und experimentelle Beharrungstemperatur sowie Trocknungsfreigeschwindigkeit im 1. Trocknungsabschnitt

Mit steigenden Eintrittstemperaturen der Primärluft steigt sowohl die experimentell ermittelte Beharrungstemperatur als auch die adiabate Sättigungstemperatur an. Die Temperaturen verlaufen parallel allerdings erreicht die Beharrungstemperatur durch die Verdunstung des Wassers beim Eintritt der Primärluft nicht die adiabate Sättigungstemperatur. Die adiabate Sättigungstemperatur verläuft über den gesamten Primärlufttemperaturbereich ca. 20 bis 25 K niedriger als die experimentelle Beharrungstemperatur. Offensichtlich reicht die Zeit beim Durchströmen des Gutbettes mit der gewählten Primärluftmenge, bedingt durch begrenzte H_2O -Diffusionsraten im Holzpartikel, nicht aus, um eine Gleichgewichtsbeladung der Luft zu erreichen.

Für ansteigende Primärlufttemperaturen verläuft die Kurve flacher weil bei dem Eintritt vorgewärmter Luft ins Gutbett nicht nur Wasser verdunstet, sondern auch das Inventar auf dem Rost aufgeheizt wird. Auf diese Weise der Luft entzogene Wärme steht für die Verdunstung nicht mehr zur Verfügung.

Die Geschwindigkeit, mit der die Trocknungsfront vom Rost her durch das Bett wandert, ist abhängig von der Primärlufttemperatur. Bei höheren Lufttemperaturen kann die Luft mehr Wasser aufnehmen, die Trocknung verläuft damit schneller.

Bei einem Primärluftvolumenstrom von $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ und einer Partikelfeuchte von 20 % berechnet sie sich die Trocknungsgeschwindigkeit zu 0.064 mm/s bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ und zu 0.41 mm/s bei $266 \text{ }^\circ\text{C}$ Lufteintrittstemperatur. Die Reaktionsfront wandert dementsprechend im unteren Teil des Festbetts in die im ersten Trocknungsabschnitt getrocknete Brennstoffschüttung. Die Geschwindigkeit der Reaktionsfront steigt dann auf die Werte an, die sich bei der Verbrennung eines entsprechend trockenen Brennstoffbetts ergeben. Aufgrund der sehr viel höheren Trocknungsgeschwindigkeiten bei hohen Primärlufteintrittstemperaturen treffen die Trocknungsfront und die Zündfront dann viel früher aufeinander. Über die gesamte Versuchszeit gesehen läuft deshalb die Verbrennung bei hohen Lufteintrittstemperaturen schneller ab.

Die Trocknungsgeschwindigkeit ist, außer von der Primärlufttemperatur, auch direkt proportional von der Primärluftgeschwindigkeit u_0 und umgekehrt proportional von der Partikelfeuchte $x_{\text{H}_2\text{O}}$ abhängig (vgl. Gl.(6-52); zur Verdeutlichung sind die Zusammenhänge nach den Ergebnissen des oben beschriebenen Rechenmodells bezüglich der Trocknungsfrontgeschwindigkeit, die vom Rost her ins Gutbett eindringt, in Abbildung 64-6 dargestellt.

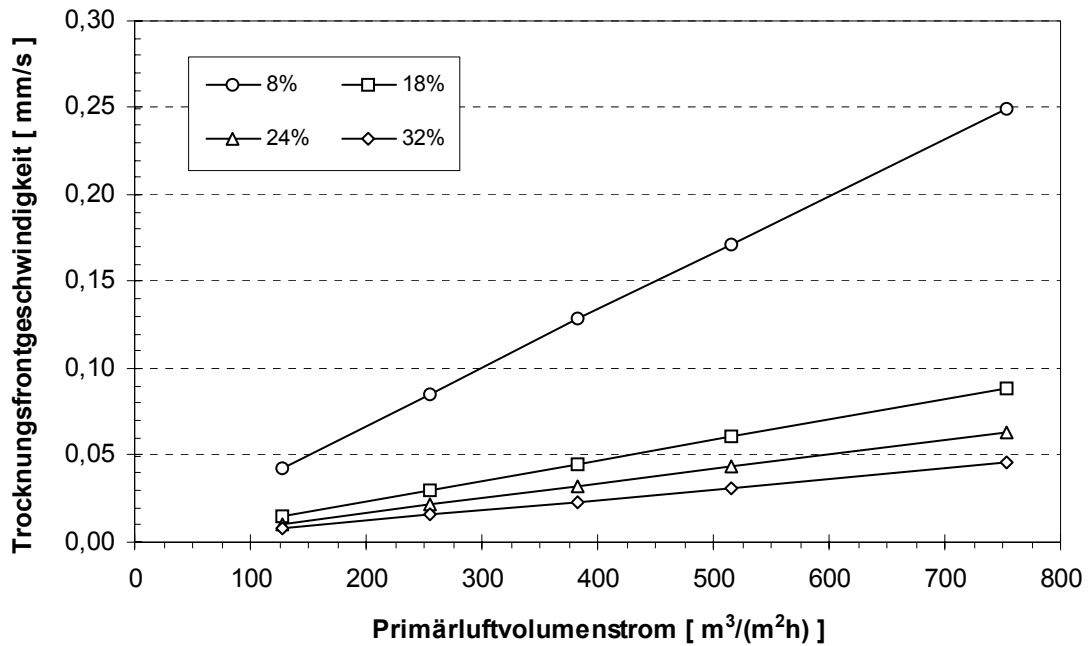


Abbildung 64-6: Trocknungsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von Partikel-feuchte und Primärluftvolumenstrom; Inertgehalt 20 %; Primärlufttemperatur 25 °C; 10 mm Holzwürfel

6.10.2 Brennstoff-Entgasung

Bei dem Modellbrennstoff "Holz" beginnt die Freisetzung der flüchtigen Bestandteile bereits bei niedrigen Temperaturen von etwa 250 °C. Die Entgasung von Holz kann als pyrolytischer Entgasungsvorgang beschrieben werden (vgl. Kapitel 2.1 .1).

Die Zusammensetzung des Produktgases und des Kokes sowie der Luftvolumenstrom an freigesetztem Gas hängen sehr stark von den thermischen Parametern, insbesondere der Endtemperatur und der Aufheizrate, ab. Bei den betrachteten Versuchen findet die Entgasung am Anfang der Reaktionszone in unmittelbarer Nähe stark exothermer Oxidationsreaktionen eben dieser freigesetzten Gasanteile statt. Bei diesen Bedingungen werden etwa 80 - 85 % der Ausgangsmasse zu gasförmigen Produkten umgewandelt, der Restkoks besteht praktisch ausschließlich aus Kohlenstoff [25], [57].

Hierfür gilt folgender Ansatz:

$$\Delta \dot{q}_{\text{Entg,BG}} = k_1 (1 - \psi) (\rho_{\text{BS}} - \rho_{\text{Koks}}) \cdot \exp \left[-\frac{E_1}{\tilde{R} \cdot T} \right] = -\frac{1}{V} \frac{dm_{\text{BS}}}{dt} \quad (6-53)$$

Der Ansatz drückt aus, daß die auf das Raumvolumen bezogene Umsatzrate bestimmt wird durch:

- einen Arrheniusterm, mit der Aktivierungsenergie E_1 ;
- den noch in BS enthaltenen Gasmassenanteil ($\rho_{BS} - \rho_{Koks}$);
- einen Vorfaktor k_1 .

Der Faktor $(1 - \psi)$ bewirkt die Umrechnung von Feststoffvolumen auf Raumvolumen. Dieser Ansatz ist 1. Ordnung im Brennstoffgasanteil.

Für die Ermittlung der kinetischen Parameter k_1 und E_1 entwickelt Roll in seiner Dissertation eine Bestimmungsgleichung, mit deren Hilfe eine Anpassung von experimentellen Entgasungsdaten und den kinetischen Parametern durchgeführt wird [26].

$$\frac{dm_{BS}}{dT} = \frac{k_1(m_{BS} - m_{Koks})}{\frac{dT}{dt}} \exp \left[-\frac{E_1}{RT} - \left(\frac{k_1 RT^2}{\frac{dT}{dt} E_1} \right) \left(1 - \frac{2RT}{E_1} \right) \exp \left[-\frac{E_1}{RT} \right] \right] \quad (6-54)$$

Für die Anpassung der Daten wird eine experimentell ermittelte Gesamtbildungsrate dm_{BS}/dT über der Temperatur aufgetragen und mit Kurven verglichen, die sich aus der Bestimmungsgleichung für verschiedenen kinetische Parameter ergeben.

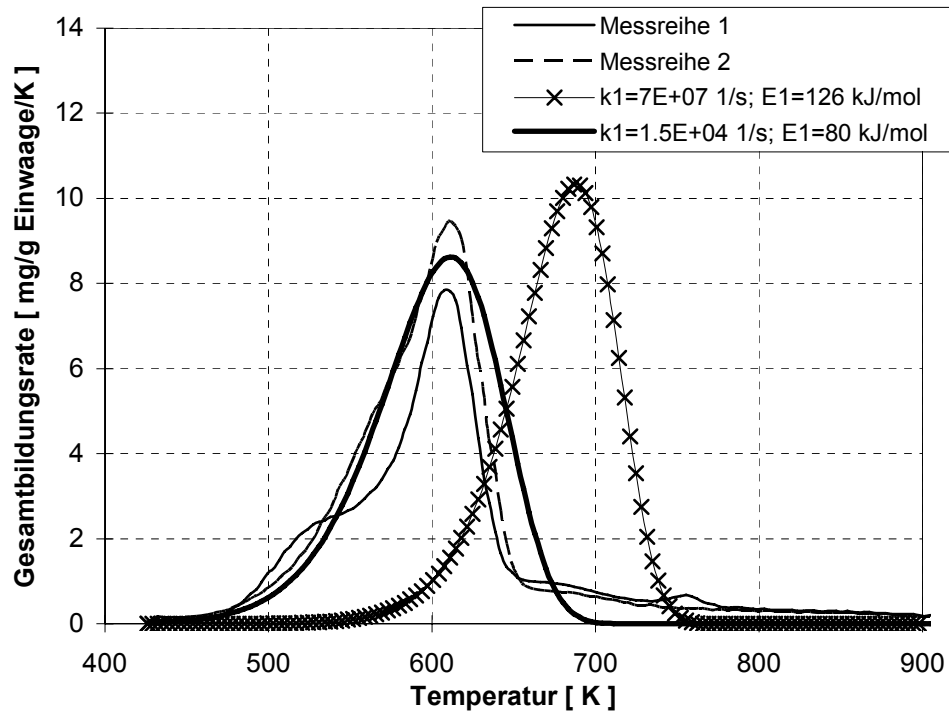


Abbildung 65-6: Ermittlung kinetischer Parameter für Pyrolyse bzw. Entgasung [64]

In Abbildung 65-6 sind zwei experimentell ermittelte Entgasungskurven [64] im Vergleich mit der Anpassungskurve gemäß Gleichung (6-54), die für zwei verschiedene Wertepaare dargestellt ist, aufgetragen.

Roberts gibt für den Stoßfaktor einen Wert von $k_1 = 7 \cdot 10^7$ 1/s und für die Aktivierungsenergie $E_1 = 126$ kJ/mol an [60]. Die Daten werden ergänzt durch experimentelle Ergebnisse für die Entgasung für Holz. Gute Übereinstimmung erhält man mit dem Wertepaar $k_1 = 15000$ 1/s, $E_1 = 80$ kJ/mol. Mit den Werten nach Roberts erhält man dagegen eine deutlich abweichende Kurve. Für die Berechnungen dieser Arbeit werden die angepaßten Werte verwendet.

Die Literaturangaben für die Reaktionsenthalpie der endothermen Entgasung sind sehr unterschiedlich, was nicht überrascht, da sie stark von den experimentellen Bedingungen der Entgasung abhängen. Roberts gibt für die Pyrolyse mit einer Aufheizung über 320 °C Reaktionsenthalpien von -160 kJ/kg bis -249 kJ/kg an [61]. Da bei einem durchschnittlichen Heizwert von 11000 kJ/kg diese Angaben in jedem Fall nur einen geringen Anteil der freigesetzten Wärme darstellen, wird die Entgasungsreaktion in der Energiebilanz nicht berücksichtigt.

6.10.3 Homogene Brenngas-Oxidation

Die Entgasungsprodukte vermischen sich mit der durchströmenden Verbrennungsluft und reagieren bei vollständiger Umsetzung weiter bis zu CO_2 und H_2O . Allein für die oben erwähnten Hauptentgasungsprodukte ergibt sich eine Vielzahl an möglichen Reaktionen mit Sauerstoff, Wasser und untereinander [25]. Bei der homogenen Verbrennung des Produktgases werden circa 70 % des gesamten Brennstoff-Heizwertes umgesetzt.

Erste Überlegungen führten zu einem Ansatz, in dem die Vermischung und Umsetzung der Entgasungsprodukte sehr schnell erfolgten. Dies führte zu der Annahme, daß in der Reaktionsfolge Entgasung / Gasoxidation der erste Schritt der Entgasung geschwindigkeitsbestimmend war und mit dem zweiten Schritt die nötige Energie für den Ablauf beider Vorgänge quasi verzugsfrei zeitgleich freigesetzt wurde. Diesen Überlegungen folgend, wurden beide Schritte zu einem Reaktionsschritt zusammengefaßt. Die Reaktionsrate wurde gemäß dem Ansatz für die Entgasung modelliert, die Reaktionsenthalpie ergab sich aus der Gasoxidation.

Da keine zeitverzögernden Transportvorgänge berücksichtigt wurden, hatte der erste Ansatz zur Folge, daß gleich beim ersten Reaktionsschritt - bereits bei Temperaturen von 250 - 450 °C - zuviel Energie in zu kurzer Zeit freigesetzt wurde. Somit mußte dieser Ansatz verworfen werden.

Eine mathematische Beschreibung aller in der Gasphase ablaufender Reaktionen wäre sehr aufwendig und wird vor allem dadurch verhindert, daß Basisdaten über Teilprozesse nicht ausreichend verfügbar sind und daher nur über empirische Ansätze angenähert werden könnten. Ähnlich wie bei der Entgasung erscheint es daher sinnvoll, die Zusammenhänge des realen Prozesses mit der vereinfachten Modellierung in einem Reaktionsschritt zu beschreiben. In diesem Ansatz sind nur die wichtigsten Größen wie Brennstoff-, Sauerstoffverbrauch und thermische Energiefreisetzung enthalten; summarisch werden aber alle Reaktionen erfaßt. Die summenkinetischen Parameter werden mit Hilfe von Experimenten in KLEAA angepaßt.

Hierfür wurde der Ansatz gewählt:

$$\begin{aligned}\dot{\Delta q}_{\text{Ox.BG}} &= +k_2 \rho_{\text{BG}} \rho_{\text{O}_2} \exp\left[-\frac{E_2}{\tilde{R} T}\right] \\ &= +k_2 \rho_g^2 y_{\text{BG}} \exp\left[-\frac{E_2}{\tilde{R} T}\right] \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ s}}\right]\end{aligned}\quad (6-55)$$

Die Reaktionsrate ist mit dem Arrheniusfaktor der Aktivierungsenergie E_2 und 1. Ordnung bzgl. beider Reaktionspartner BG und O_2 angesetzt.

6.10.4 Heterogene Oxidation von Restkoks

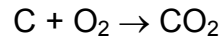
Nach der Entgasung und homogenen Oxidation der Entgasungsprodukte ist die Oxidation des Restkokes der abschließende Reaktionsschritt. Der Restkoks besteht fast vollständig aus festem Kohlenstoff, die Restkoksmasse zur Oxidation beträgt noch circa 15 bis 20 % der Ausgangsmasse. Bei der Restkoksverbrennung werden etwa 30 % der Gesamtenergie (vgl. Abschnitt 6.2) freigesetzt.

Die Grundlagen der heterogenen Reaktion einschließlich der wichtigsten Reaktionsschritte sowie der physikalischen und chemischen Zusammenhänge werden ausführlich in Kapitel 2 beschrieben. Der wesentliche Unterschied zur homogenen Verbrennung besteht im Einfluß der Transportvorgänge der Vergasungs- oder Verbrennungsprodukte Sauerstoff (O_2), Kohlendioxid (CO_2) und Wasser (H_2O) zu den reaktiven Oberflächen und der Vergasungs- oder Verbrennungsprodukte Kohlendioxid (CO_2), Wasserstoff (H_2) und CO weg von den reaktiven Oberflächen.

In diesem Zusammenhang sind nochmals die wichtigsten Reaktionen (vgl. Kapitel 2.2.1) zu nennen:

- Boudouard-Reaktion, Vergasung: $\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2 \text{CO}$
- heterogene Wassergasgleichung: $\text{H}_2\text{O} + \text{C} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$
- C-Verbrennung: $\text{C} + 0.5 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}$
- homogene CO-Oxidation: $\text{CO} + 0.5 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$

Für die Formulierung der Umsatzgleichung wird die folgende Summenreaktion zugrunde gelegt:



Der heterogene Verbrennungsablauf wird, abhängig vom Temperaturbereich, im wesentlichen durch die chemische Reaktion, die Porendiffusion sowie die Grenzfilmdiffusion von Edukten und Produkten bestimmt; diese drei Einflüsse werden im mathematischen Modell durch eine Reihenschaltung berücksichtigt, wobei gemäß der auf eine Reaktionsgleichung reduzierten Kinetik O_2 und CO_2 die einzigen transportierten Gasspezies sind. Der Zusammenhang ist anschaulich im Arrhenius-Diagramm in Abbildung 6-2 qualitativ dargestellt.

Bei Temperaturen < 750 ist die chemische Reaktion die geschwindigkeitsbestimmende Größe, so daß die Reaktionsrate mit dem Ansatz für die chemische Reaktion beschrieben wird:

$$\Delta \dot{q}_{\text{Ox.Koks}} = + k_3 (1-\Psi) \rho_{\text{Koks}} \rho_g y_{\text{O}_2, \text{Ph}} \exp \left[- \frac{E_3}{\tilde{R} T} \right] \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ s}} \right] \quad (6-56)$$

Dieser Ansatz ist 1. Ordnung sowohl bzgl. raumbezogener Koksmasse $(1-\Psi) \rho_{\text{Koks}}$ als auch raumbezogener Sauerstoffmasse $\rho_{\text{O}_2, \text{Ph}} = \rho_g y_{\text{O}_2, \text{Ph}}$ [62].

Im Temperaturbereich zwischen 750 °C und 900 °C (Phase 2) ist die Porendiffusion dominant. Die unvollständige Ausnutzung der Oberfläche für die chemische Reaktion wird durch einen Porennutzungsgrad η (< 1) berücksichtigt. Da aber bereits für die Abschätzung der kinetischen Parameter eine größere Ungenauigkeit akzeptiert wird, kann auf eine Abschätzung für η verzichtet werden.

Bei Temperaturen > 900 °C wird die Grenzschichtdiffusion von O_2 an der äußeren Kornoberfläche geschwindigkeitsbestimmend. In dieser Phase wird das Oxidationsmittel durch die Reaktion an der Oberfläche so schnell verbraucht, daß für die Reaktionsrate der Stofftransport zur Oberfläche entscheidend wird:

$$\Delta \dot{q}_{\text{Ox.Koks}} = + \beta_{\text{O}_2} \frac{\tilde{M}_{\text{C}}}{\tilde{M}_{\text{O}_2}} A_V \rho_g (y_{\text{O}_2} - y_{\text{O}_2, \text{Ph}}) \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ s}} \right] \quad (6-57)$$

Gleichung (6-57) drückt aus, daß der Umsatz von Koks (Kohlenstoff) mit O_2 zu CO_2 vom Antransport des O_2 durch die Gasgrenzschicht der Kokskornoberfläche bestimmt wird, also durch das Produkt aus:

- treibendem Partialdruckgefälle von O_2 :

$$\rho_g (y_{O_2} - y_{O_2,Ph}) \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

- raumvolumenbezogener Koksoberfläche:

$$A_V \left[\frac{\text{m}^2}{\text{m}^3} \right]$$

- Stoffübergangskoeffizient des Sauerstoffs durch die Kokskorn-Gasgrenzschicht:

$$\beta_{O_2} \left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$$

- Molmassenverhältnis $\frac{\tilde{M}_C}{\tilde{M}_{O_2}}$ von C und O_2 als Reaktionspartner der



Sind die Widerstände beider Mechanismen -Stoffübergang und Kinetik- von gleicher Größenordnung, so wirken sie als seriengeschaltete Widerstände. Zur Berechnung identifiziert man den Ratenterm $\Delta \dot{q}_{Ox.Koks}$ beider Ansätze und substituiert $y_{O_2,Ph}$ aus beiden Gleichungen; anschließend löst man die sich ergebende Gleichung nach $\Delta \dot{q}_{Ox.Koks}$ auf und erhält:

$$\Delta \dot{q}_{Ox.Koks} = + \frac{\rho_g \cdot y_{O_2}}{\frac{1}{\beta_{O_2} \cdot \frac{\tilde{M}_C}{\tilde{M}_{O_2}} \cdot A_V} + \frac{1}{k_3 \cdot (1 - \Psi) \rho_{Koks} \cdot \exp\left[-\frac{E_3}{\tilde{R} T}\right]}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ s}} \right] \quad (6-58)$$

Dieser Ansatz steht –wie oben gesagt- für eine Serienschaltung der Teilprozesse Grenzschichtdiffusion und Oberflächenreaktion.

Damit sind sämtliche 4 Quell- oder Ratenterme durch sinnvolle Kinetik-Modellansätze mit dem Anspruch auf lediglich approximative Gültigkeit ausgedrückt und können in die Bilanz-Differenzialgleichungen I. bis IV. von Abschnitt 6.9 eingesetzt werden.

6.11 Endgültige Bilanz-Differenzialgleichungen mit implementierter Kinetik

I. Energiebilanz:

$$\begin{aligned}
 & \left[(1-\psi)(\rho c)_s v + (\rho c)_g u_0 \right] \frac{dT}{dx} \\
 &= \frac{d}{dx} \left(\Lambda_{ax} \frac{dT}{dx} \right) + F_{rad} \cdot \left[3T^2 \left(\frac{dT}{dx} \right)^2 + T^3 \frac{d^2T}{dx^2} \right] \\
 & \quad - \beta_{H_2O} A_{Ph} \rho_g (y_{H_2O,Ph} - y_{H_2O,\infty}) \cdot \Delta H_V \\
 & \quad + k_2 \rho_g^2 y_{BG} y_{O_2} \exp \left[-\frac{E_2}{\tilde{R} T} \right] \cdot 0.7 Hu_{BS,tr.} \\
 & \quad + \frac{\rho_g \cdot y_{O_2}}{\frac{1}{\beta_{O_2} \cdot \frac{\tilde{M}_C}{\tilde{M}_{O_2}} \cdot A_V} + \frac{1}{k_3 \cdot (1-\psi) \rho_{Koks} \cdot \exp \left[-\frac{E_3}{\tilde{R} T} \right]}} \cdot 0.3 Hu_{BS,tr.}
 \end{aligned} \tag{6-25e}$$

II. Brennstoff-Bilanz:

$$\begin{aligned}
 (1-\psi) v \frac{d\rho_s}{dx} &= -\beta_{H_2O} A_V \rho_g \cdot (y_{H_2O,Ph} - y_{H_2O,\infty}) \\
 & \quad - k_1 (1-\psi) (\rho_{BS} - \rho_{Koks}) \cdot \exp \left[-\frac{E_1}{\tilde{R} T} \right] \\
 & \quad - \frac{\rho_g \cdot y_{O_2}}{\frac{1}{\beta_{O_2} \cdot \frac{\tilde{M}_C}{\tilde{M}_{O_2}} \cdot A_V} + \frac{1}{k_3 \cdot (1-\psi) \rho_{Koks} \cdot \exp \left[-\frac{E_3}{\tilde{R} T} \right]}}
 \end{aligned} \tag{6-26e}$$

III. Brenngas-Bilanz:

$$\begin{aligned}
 u_0 \rho_g \frac{dy_{BG}}{dx} &= \frac{d}{dx} \left(D_{ax} \cdot \frac{d\rho_{BG}}{dx} \right) \\
 & \quad + k_1 (1-\psi) \cdot (\rho_{BS} - \rho_{Koks}) \cdot \exp \left[-\frac{E_1}{\tilde{R} T} \right] \\
 & \quad - k_2 \rho_g^2 y_{BG} y_{O_2} \cdot \exp \left[-\frac{E_2}{\tilde{R} T} \right]
 \end{aligned} \tag{6-27e}$$

IV. Sauerstoff-Bilanz

$$\begin{aligned}
u_0 \rho_g \frac{dy_{O_2}}{dx} &= \frac{d}{dx} \left(D_{ax} \cdot \frac{d\rho_{O_2}}{dx} \right) \\
&- v_{O_2} \cdot k_2 \cdot \rho_g^2 \cdot y_{BG} \cdot y_{O_2} \cdot \exp \left[-\frac{E_2}{\tilde{R} T} \right] \\
&- v_{O_2} \cdot \frac{\rho_g \cdot y_{O_2}}{\frac{1}{\beta_{O_2} \cdot \frac{\tilde{M}_C}{\tilde{M}_{O_2}} \cdot A_V} + \frac{1}{k_3 \cdot (1-\Psi) \rho_{Koks} \cdot \exp \left[-\frac{E_3}{\tilde{R} T} \right]}}
\end{aligned} \tag{6-28e}$$

6.12 Berücksichtigung der radialen Wärmeverluste

Die eindimensionale Modellierung berücksichtigt unter der Annahme, daß keine radialen Wärmeströme existieren, auch keine Verluste durch die Anlagenwände. Bei der Konstruktion der Ofenwände wurde großer Wert auf niedrige Wärmeleitfähigkeiten der verwendeten Isolationsmaterialien gelegt, der Aufbau einer wirklich adiabaten Wand ist jedoch nicht möglich. Die Wände des Reaktors bestanden aus fünf Zentimeter dickem feuerfesten Beton, der bei einer instationären Aufheizung eine große Wärmemenge aufnehmen und speichern konnte. Es ergaben sich daher bei den Experimenten Wärmeverluste über die Seitenwände, die bei der Modellierung berücksichtigt werden müssen, um eine Vergleichbarkeit der Ergebnisse zwischen Modell und Experiment zu gewährleisten.

Eine erste Abschätzung der sich einstellenden Endtemperaturen erfolgte mit Hilfe einer integralen Gesamtbilanz um die Versuchsanlage KLEAA. Dabei wurden die Energieströme, die durch Brennstoff, Inertmaterial und Wasser - als fühlbare Wärme oder als chemisch gebundene Energie - ein- und ausgetragen wurden, berücksichtigt.

Abbildung 66-6 zeigt eine schematische Darstellung der Versuchsanlage mit allen bei der Bilanz zu berücksichtigenden ein- und austretenden Energieströmen.

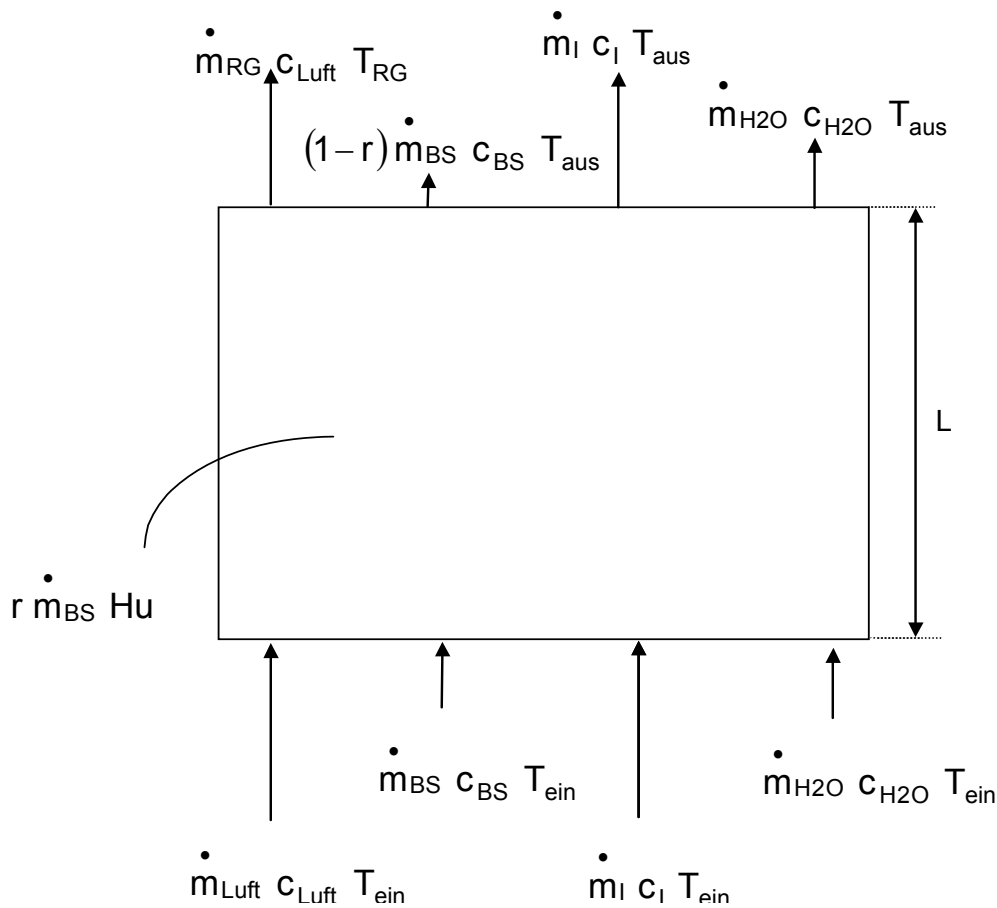


Abbildung 66-6: Gesamtbilanz um die Versuchsanlage

Es ergibt sich folgender implizite Ausdruck für die Austrittstemperatur T_{aus} des Abgases:

$$r \dot{m}_{\text{BS}} H_u = \left(\dot{m}_{\text{RG}} c_{\text{Luft}} \Big|^{T_{\text{aus}}} + (1-r) \dot{m}_{\text{BS}} c_{\text{BS}} + \dot{m}_{\text{I}} c_{\text{I}} \right) (T_{\text{aus}} - T_{\text{ein}}) + \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} \left(c_{\text{H}_2\text{O,fl}} (373\text{K} - T_{\text{ein}}) + \Delta H_V + c_{\text{H}_2\text{O,g}} (T_{\text{aus}} - 373\text{K}) \right) \quad (6-59)$$

$$\dot{m}_{\text{RG}} = \dot{m}_{\text{Luft}} \frac{L}{v} + r \dot{m}_{\text{BS}} \quad (6-60)$$

mit: r = umgesetzter Brennstoffmasseanteil Indizes: I = Inertanteil
 L = Länge des Festbetts RG = Rauchgas.

Verwendet man für die Berechnung der Austrittstemperatur die experimentell ermittelte mittlere Frontgeschwindigkeit v , so erhält man in der Tat Austrittstemperaturen, die wesentlich höher als die gemessenen Werte sind. Dies bestätigt, daß die Experimente nicht bei adiabaten Bedingungen durchgeführt wurden, sondern daß ein Teil

der insgesamt freigesetzten Wärme durch bzw. in die Reaktorwände verloren geht. Eine Abschätzung mit Hilfe der integralen Gesamtbilanz ergibt einen Verlustwärmestrom, der circa 30 % der insgesamt freiwerdenden Wärme umfaßt.

Mit der Vorstellung, daß für die Aufheizung des Gutbetts nur ein Anteil $\varphi_V H_u$ der gesamten freiwerdenden Wärme genutzt werden kann und $(1-\varphi_V) H_u$ als radialer Wärmeverlust abfließt, werden die radialen Wärmeverluste im mathematischen Modell durch einen Verlustfaktor φ_V des Heizwertes integral bei der Berechnung in Gleichung (6-25) berücksichtigt. Der Verlustfaktor wird an die experimentellen Ergebnisse angepaßt und für die weiteren Berechnungen auf $\varphi_V = 0.7$ festgesetzt. Entsprechend wird der Heizwert des trockenen Brennstoffes $H_{u_{BS,tr}}$ bei der Auswertung mit dem Verlustfaktor 0.7 bewertet.

7 Aussagen der theoretischen Modellierung im Vergleich zu den experimentellen Ergebnissen

7.1 Einfluß der kinetischen Parameter

Die Wahl der kinetischen Parameter hat einen entscheidenden Einfluß auf die Berechnungsergebnisse. Durch die Anpassung der kinetischen Parameter wird der Einfluß der verschiedenen Reaktionsschritte auf die modellierte Gesamtverbrennungsreaktion gewichtet. Es können jeweils die Stoßfaktoren k_i und die Aktivierungsenergie E_i der drei Reaktionsschritte Entgasung, homogene Verbrennung und heterogene Verbrennung angepaßt werden. Insgesamt wurden in circa 300 Rechengängen für 17 verschiedene Kombinationen der sechs kinetischen Parameter (k_1 , k_2 , k_3 , E_1 , E_2 und E_3) die jeweiligen Frontgeschwindigkeiten berechnet und mit den experimentellen Ergebnissen verglichen. Der Datensatz, der die besten Übereinstimmungen mit den experimentellen Befunden ergab, wurde für die Berechnungen in dieser Arbeit verwendet. Zur Anpassung bzw. zum Vergleich mit den experimentellen Daten wurde der sogenannte "Standardbrennstoff" verwendet.

- Inertgehalt $\alpha = 20 \%$ ($m_i/m_{\text{Holz,ft.}} = 0.25$)
- Feuchte $x_{\text{H}_2\text{O}} = 17 \%$ ($m_{\text{H}_2\text{O}}/m_{\text{Holz,ft.}} = 0.22$)
- Kantenlänge Holzwürfel $d_p = 10 \text{ mm}$

Beispielhaft sind in Tabelle 14-7 die fünf Kombinationen kinetischer Parameter aufgeführt, mit welchen die besten Übereinstimmungen erzielt wurden. Für die Auswertungen dieser Arbeit wurde der Datensatz 2 verwendet.

Daten		1	2	4	8	12
k1	[1/s]	$1.5 \cdot 10^4$	$1.5 \cdot 10^4$	$1.5 \cdot 10^4$	$1.5 \cdot 10^4$	$1.5 \cdot 10^4$
k2	[m ³ /kgs]	$5 \cdot 10^6$	$5 \cdot 10^6$	$5 \cdot 10^6$	$5 \cdot 10^6$	$5 \cdot 10^6$
k3	[m ³ /kgs]	$8 \cdot 10^6$	$1 \cdot 10^7$	$1 \cdot 10^7$	$1 \cdot 10^7$	$3 \cdot 10^6$
E1	[kJ/mol]	80	80	80	80	80
E2	[kJ/mol]	155	155	150	155	150
E3	[kJ/mol]	139	139	145	145	139

Tabelle 14-7: Fünf Datensätze kinetischer Parameter

In Tabelle 15-7 sind die berechneten Temperaturfront-Geschwindigkeiten [mm/s] in Abhängigkeit des Primärluftvolumenstroms für die fünf verschiedenen Datensätze tabelliert und den experimentellen Frontgeschwindigkeiten gegenübergestellt. Die mit dem Datensatz 2 berechneten Ergebnisse sind ebenfalls in Fettdruck dargestellt. Um den Einfluß der kinetischen Parameter auf die Berechnungsergebnisse zu verdeutlichen, sind in Abbildung 67-7 die Ergebnisse aus Tabelle 15-7 für alle 5 Datensätze sowie für die experimentellen Ergebnisse graphisch dargestellt.

Primärluft [m ³ /(m ² h)]	122	244	305	367	407	448	489	509	530	560	611	652
Experiment	0.0790	0.1380	0.1535	0.1690	0.1701	0.1713	0.1724	0.1730	0.1733	0.1738	0.1747	0.1753
Daten 1	0.0800	0.1336	0.1491	0.1632	0.1695	0.1806	0.1887	0.1946	0.2016	-	-	-
Daten 2	0.0767	0.1331	0.1430	0.1631	0.1689	0.1842	0.1839	0.1943	0.1979	0.2096	0.1898	0.1819
Daten 4	0.0814	0.1462	0.1544	0.1915	0.1891	0.2005	0.2086	0.2112	0.2164	-	-	-
Daten 8	0.0829	0.1310	0.1426	0.1656	0.1731	0.1804	0.1955	0.2061	0.2205	-	0.2340	-
Daten 12	0.0855	0.1425	0.1647	0.1772	0.2056	0.2101	0.1396	0.1526	0.2320	0.2499	0.2235	-

Tabelle 15-7: Frontgeschwindigkeit [mm/s] in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; Gegenüberstellung der berechneten Ergebnisse mit dem experimentellen Befund; Standardbrennstoff

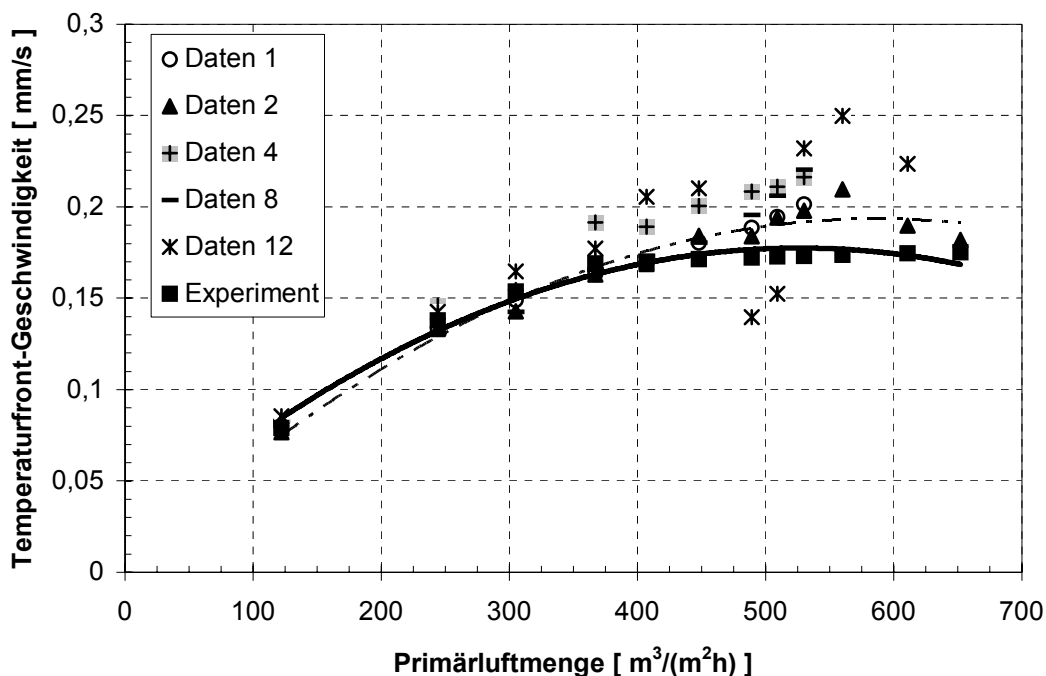


Abbildung 67-7: Temperaturfront-Geschwindigkeit in Abhängigkeit des Primärluftvolumenstroms; Gegenüberstellung der berechneten Ergebnisse mit dem experimentellen Befund; Standardbrennstoff

Die experimentellen sowie die mit dem Datensatz 2 berechneten Ergebnisse sind zusätzlich durch eine Regressionskurve (Polynom 2. Ordnung) dargestellt. Den Einfluß der kinetischen Parameter erkennt man in Abbildung 68-7. Durch die Verringerung des Stoßfaktors k_2 setzt die homogene Oxidation erst später ein; es ergibt sich eine deutlich niedrigere Frontgeschwindigkeit. Sie sinkt zum Beispiel bei einer Luftgeschwindigkeit von $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ von 0.364 mm/s auf 0.258 mm/s . Diese Darstellung soll die qualitative Abhängigkeit der errechneten Frontgeschwindigkeit von den kinetischen Parametern zeigen.

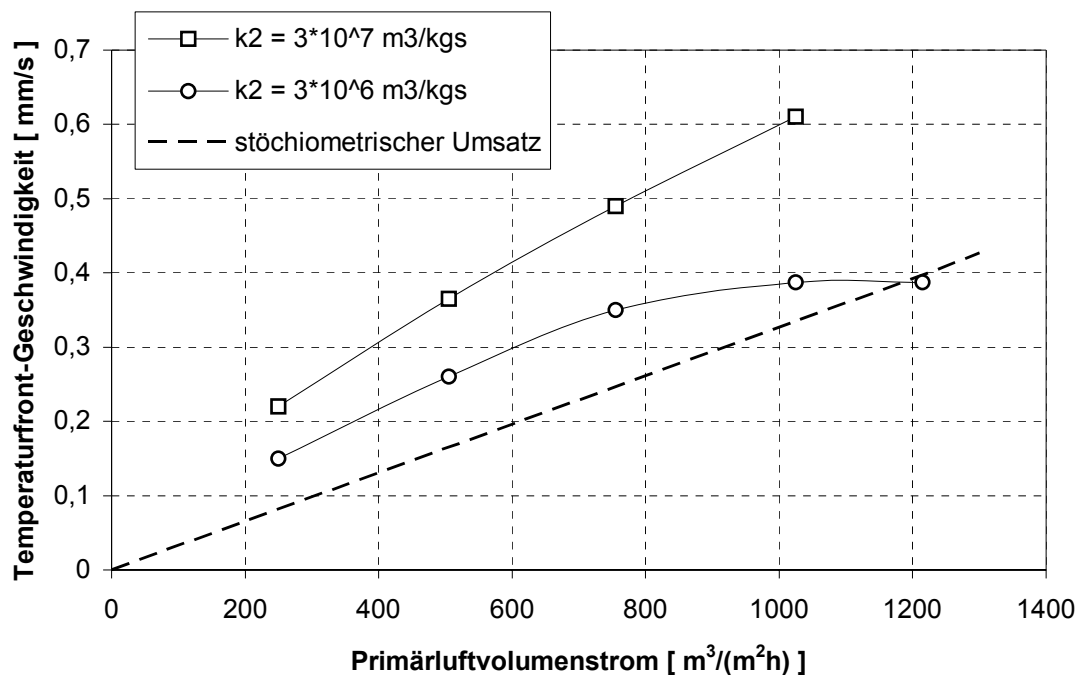


Abbildung 68-7: Temperaturfront-Geschwindigkeit über dem Luftvolumenstrom für 2 verschiedene Stoßfaktoren k_2 ; 20 % Inertgehalt; 0 % Feuchte; PL-Temperatur $25 \text{ }^\circ\text{C}$; 10 mm Holzwürfel

7.2 Diskussion der Berechnungsergebnisse zur Reaktionsfront

Das theoretische Rechenmodell liefert den Temperaturverlauf, die Konzentrationsverläufe für den festen und gasförmigen Brennstoff sowie für Sauerstoff in der Gasphase. Darüber hinaus wird die Geschwindigkeit der Reaktionsfront berechnet. Die rechnerischen Ergebnisse werden in gleicher Weise analysiert wie die experimentellen Ergebnisse. Diese Vorgehensweise erlaubt einen direkten Vergleich der Daten.

Die gerechneten Einflüsse der nachfolgenden feuerungstechnischen Parameter

- Primärvolumenstrom
- Partikelgröße
- Brennstoffeuchte und
- Inertgehalt

auf die Temperaturen in der Verbrennungszone sowie die Frontgeschwindigkeit werden in diesem Abschnitt dargestellt und den experimentell ermittelten Ergebnissen gegenübergestellt. Bei den Berechnungen wird, genau wie bei den Experimenten, je Versuchsreihe jeweils nur ein Parameter verändert.

Die für die Lösung des Gleichungssystems getroffene Annahme der konstanten Reaktionsfront führt zu Berechnungsergebnissen, die von der Höhe im Gutbett unabhängig sind; die berechneten Zustände in der Reaktionsfront sind demnach in jeder Gutbetthöhe gleich und müssen mit den Mittelwerten aus dem näherungsweise quasistationären Bereich der experimentellen Festbettverbrennung verglichen werden.

7.2.1 Variation des Primärluftvolumenstroms

Der Konzentrationsverlauf an entgastem Brennstoff ergibt sich gemäß dem Ansatz für die Brennstoffentgasung (vgl. Abschnitt 6.3.2) des Modellbrennstoffes. Dabei wird von der Modellüberlegung ausgegangen, daß der Gasmassenstrom aus der Entgasung des Brennstoffes als sogenannter entgaster (gasförmiger) Brennstoff zur Verfügung steht und in einer homogenen Oxidationsreaktion gemäß Abschnitt 6.10.3 reagiert. Der Konzentrationsverlauf für den entgasten Brennstoff in Abbildung 69-7 ergibt sich aus der Entgasungskurve des aufgeprägten Temperaturprofils und der zeitlich parallel (d.h. ohne kinetischen Verzug) ablaufenden Oxidation des gebildeten Brenngases.

In Abbildung 69-7 sind typische Verläufe der Sauerstoffkonzentration sowie der Konzentrationen der festen und gasförmigen Brennstoffe in der Reaktionszone dargestellt. Der theoretisch ermittelte Temperaturverlauf ist dem experimentellen zum Vergleich gegenübergestellt. Der Koordinatenursprung ist dabei, wie ausführlich in Abhang B beschrieben, auf die frei gewählte Gutbettemperatur 373 Kelvin gelegt.

Die Reaktionsfront kann in ihrer Ausdehnung wegen der prinzipiell asymptotischen Verläufe nicht genau bestimmt werden. Wählt man als Anfang bzw. Ende die Stellen, bei denen sich die Temperatur nur noch um 5 % vom jeweiligen Anfangs- bzw. Endwert unterscheidet, so ergibt sich eine Dicke von einigen Partikellagen. Mit dieser Definition schließt die Reaktionsfront auch die Vorwärmzone, in der das kalte Festbett durch Leitung und Strahlung aufgeheizt wird, ein. Bei dem typischen Temperaturverlauf in Abbildung 69-7 ergibt sich eine Dicke von circa 20 mm.

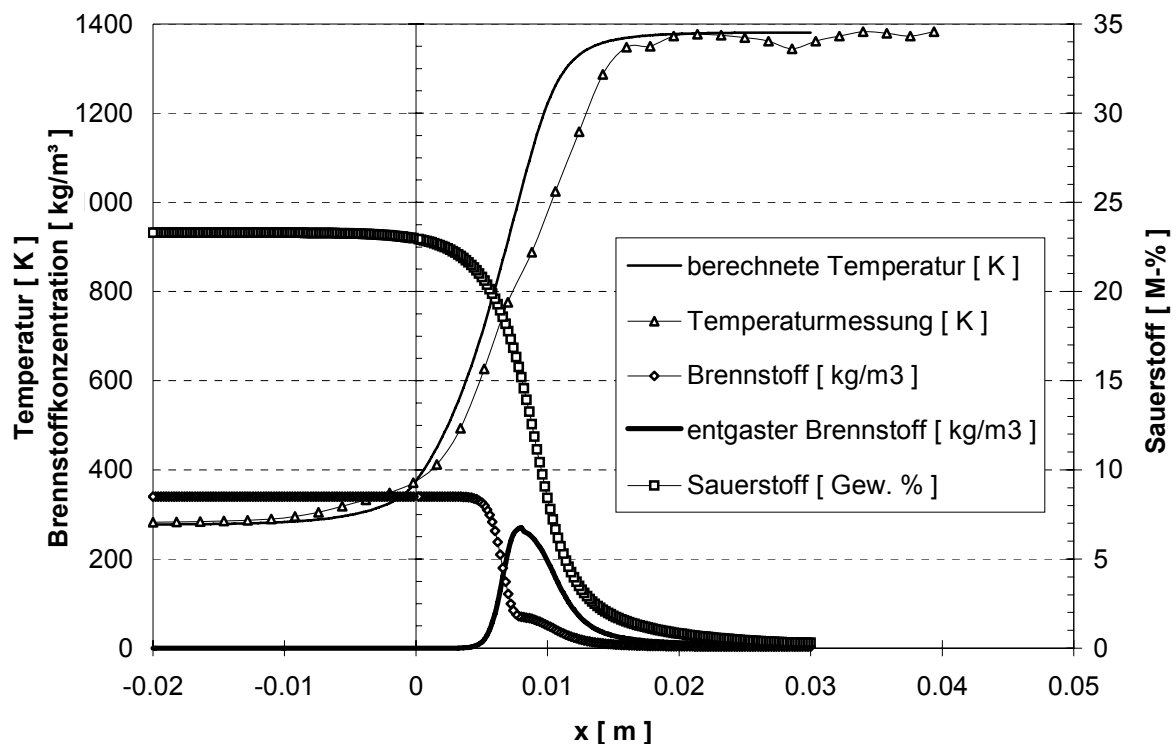


Abbildung 69-7: Temperaturverlauf und Stoffverläufe in der Reaktionsfront; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; 10 mm Holzwürfel; PL-Temperatur $25 \text{ }^\circ\text{C}$

An dieser Stelle wird auf die ausführliche Diskussion der Zusammenhänge zwischen Primärluftvolumenstrom und Reaktionsfrontgeschwindigkeit in Abschnitt 5.2.1 hingewiesen. Daß der Primärluftvolumenstrom einer der wesentlichsten feuerungstechnischen Parameter bei der Festbettverbrennung ist, konnte anhand der experimentellen Ergebnisse in Abschnitt 5.2.1 bereits deutlich gezeigt werden.

In Abbildung 70-7 bis Abbildung 72-7 sind die Ergebnisse der Berechnungen sowie der Experimente zum Vergleich miteinander in Abhängigkeit des Primärluftvolumenstroms dargestellt.

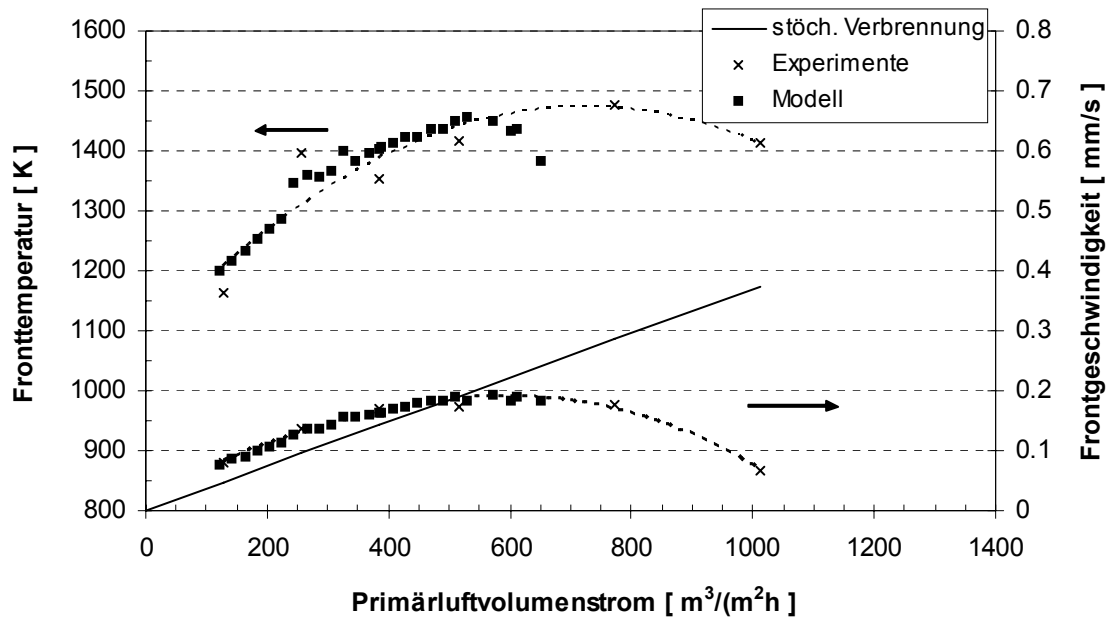


Abbildung 70-7: Frontgeschwindigkeit und -temperatur in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; Inertgehalt 20 %; Feuchte 17 %; 10 mm Holzwürfel; Primärlufttemperatur 25 °C

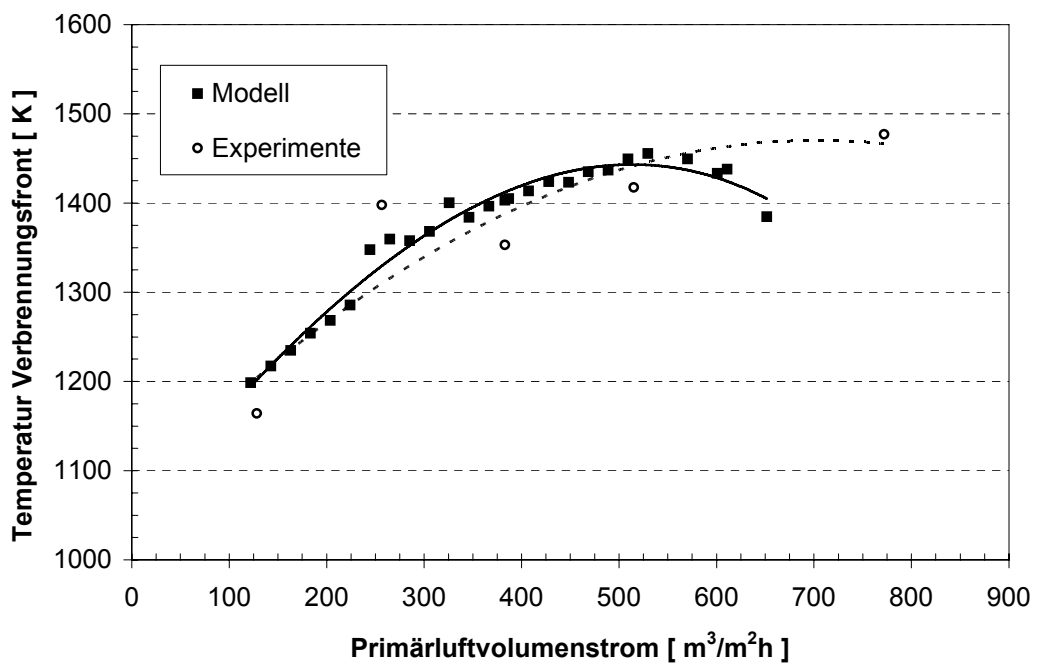


Abbildung 71-7: Temperaturverlauf in der Reaktionsfront in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; 20 % Inertgehalt; 17 % Feuchte; 10 mm Holzwürfel; PL-Temperatur 25 °C

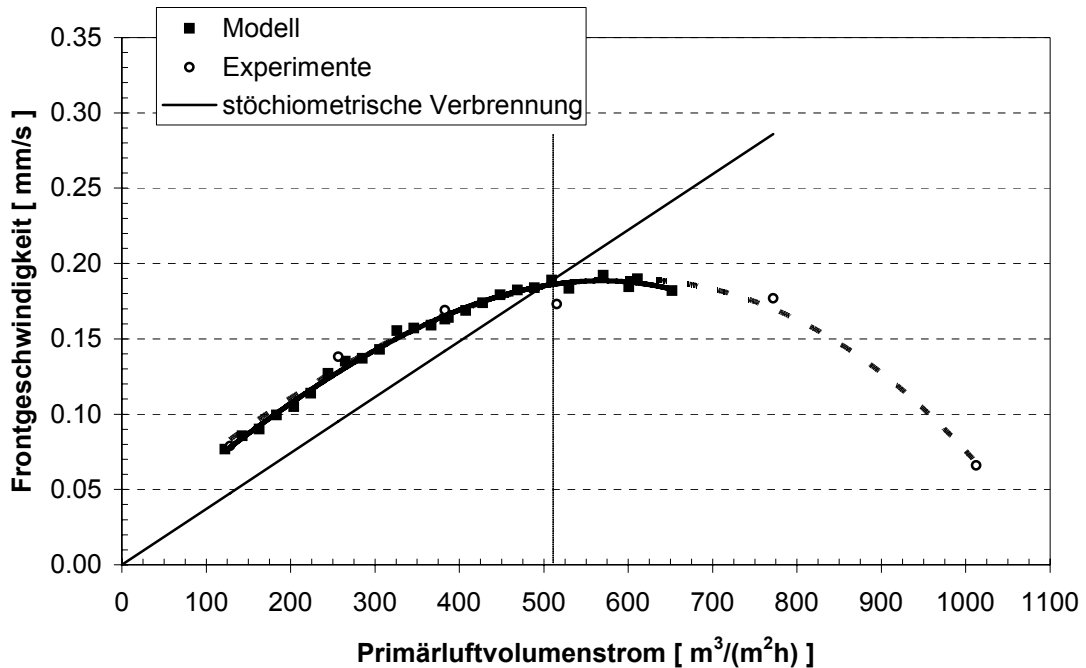


Abbildung 72-7: Frontgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; 20 % Inertgehalt; 17 % Feuchte; 10 mm Holzwürfel; PL-Temperatur 25 °C

Die ansteigende Gerade in Abbildung 70-7 und Abbildung 72-7 stellt die stöchiometrische Frontgeschwindigkeit dar. Diese Frontgeschwindigkeit ergibt sich, wenn bei dem gegebenen Luftvolumenstrom gerade ein vollständiger (stöchiometrischer) Umsatz an Brennstoff und Sauerstoff erfolgt ist. Entsprechend ist dann im unterstöchiometrischen Bereich die experimentelle Frontgeschwindigkeit höher als die stöchiometrische Frontgeschwindigkeit.

In beiden Diagrammen ähnelt der experimentell aufgenommene Kurvenverlauf für die Temperaturfront-Geschwindigkeiten als Funktion des Primärluftvolumenstroms stark dem Kurvenverlauf, der bei der Festbettverbrennung von Kohlen ermittelt wurde. Im unterstöchiometrischen Bereich (unterer Wertebereich des Primärluftvolumenstroms) ergibt sich grundsätzlich ein höherer Kohlenstoffumsatz, als er nach Maßgabe des zugeführten Primärluftvolumenstroms bei einer stöchiometrischen Verbrennung möglich wäre. Der stöchiometrische Umsatz wird in etwa bei einem Verbrennungsluftvolumenstrom von $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ und einer Frontgeschwindigkeit von 0.17 mm/s gemessen. Die maximale Frontgeschwindigkeit beträgt circa 0.19 mm/s (Abbildung 72-7).

Sowohl der experimentell ermittelte als auch der berechnete Verlauf der Frontgeschwindigkeiten schneiden mit steigendem Primärluftvolumenstrom den stöchiometrischen Verlauf bei circa $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$. Ebenso wird der Maximalwert der Frontgeschwindigkeit im leicht überstöchiometrischen Bereich korrekt berechnet. Das typische Abfallen der Frontgeschwindigkeit für diesen Bereich, das durch die eigenen Experimente und durch verschiedene Veröffentlichungen beschrieben wird, kann auch aus dem berechneten Verlauf ersehen werden. Der Rückgang der Frontgeschwindigkeit bei steigendem Primärluftvolumenstrom im überstöchiometrischen Bereich entsteht durch ein "Kaltblasen" der Reaktionsfront, was auch immer mit dem Auftreten erhöhter Kohlenmonoxidkonzentrationen verbunden ist. Durch die sinkenden Temperaturen werden nicht nur die Reaktion im Festbett gehemmt, sondern auch die homogenen Reaktionen im darüberliegenden Gasraum. Dieser Effekt konnte mit dem theoretischen Modell bis zu einem Primärluftvolumenstrom von circa $730 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ gut nachgebildet werden. Für höhere Primärluftvolumenströme konnte mit dem numerischen Lösungsverfahren noch keine Konvergenz erzielt werden.

Der berechnete Temperaturverlauf (Abb. 71-7) liegt im Streubereich der experimentellen Ergebnisse und korrespondiert für den sauerstoffkontrollierten Bereich gut mit dem Verlauf der experimentellen Frontgeschwindigkeit. Im unterstöchiometrischen Bereich steigen der berechnete sowie der gemessene Reaktionsumsatz mit zunehmender Primärluftgeschwindigkeit nahezu linear, entsprechend steigt auch die Wärmefreisetzung in der Reaktionsfront. Sobald stöchiometrische Bedingungen erreicht sind, reagiert der berechnete Temperaturverlauf auf den nun vorhandenen Luftüberschuß mit deutlich sinkenden Temperaturen, wohingegen der gemessene Verlauf der Fronttemperaturen, trotz steigender Abgasverluste, noch bis zu einem Primärluftvolumenstrom von circa $750 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ bis $800 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ leicht ansteigt, bis die Temperatur ebenfalls zu sinken beginnt.

Die Abweichung zwischen dem berechneten und dem experimentellen Verlauf ist einerseits zu erklären mit der Modellannahme, daß der vorhandene Sauerstoff unmittelbar auch zur Oxidation des Brennstoffes beiträgt andererseits in der Praxis aber nicht streng gleichverteilt durch das Gutbett strömt. Es wird in der Praxis immer Stellen im Gutbett und der Reaktionsfront geben, die bei einem stöchiometrischen Gesamtangebot an Sauerstoff in der Reaktionszone trotzdem unter- bzw. auch überstö-

chiometrisch mit Sauerstoff versorgt werden. Aus diesem Grund beobachtet man bei den Experimenten auch noch im überstöchiometrischen Bereich eine Abhängigkeit der Fronttemperatur von der Primärluftmenge. Offensichtlich wird bis ca. $800 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ der steigende Abgasverlust durch einen steigenden Reaktionsumsatz, der zu steigenden Fronttemperaturen führt, überkompensiert. Die Beobachtung, daß auch die experimentell ermittelte Temperaturfront-Geschwindigkeit erst bei einem Primärluftvolumenstrom $> 800 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ (Abbildung 70-7), also deutlich überstöchiometrisch, zu sinken beginnt spricht für die obige Erklärung.

Verglichen mit den experimentellen Befunden ergibt sich für die berechneten Frontgeschwindigkeiten im unter- und überstöchiometrischen Bereich gute Übereinstimmung. Die Berechnung der Wärmefreisetzung in der Reaktionszone gelingt ebenfalls relativ gut, was an der Übereinstimmung der Temperaturverläufe zu erkennen ist. Der berechnete Verlauf der Frontgeschwindigkeit als Funktion des Primärluftvolumenstroms wird durch ein Polynom dritter Ordnung als Regressionskurve abgebildet. Auffallend für die berechneten Ergebnisse im überstöchiometrischen Bereich ist der frühere Temperaturabfall in der Verbrennungsfront. Dieses Ergebnis ist in Abbildung 71-7 noch deutlicher zu erkennen.

Zusammenfassend läßt sich feststellen, daß der Einfluß des Primärluftvolumenstroms sowohl für den unterstöchiometrischen als auch für den überstöchiometrischen Bereich bis zu einem Primärluftvolumenstrom von circa $700 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ mit den erstellten Modellansätzen gut berechnet werden kann. Um die Verbrennungsprozesse auf dem Rost einer Abfallverbrennungsanlage berechnen zu können, reicht im allgemeinen die Berechnung des sauerstoffkontrollierten (unterstöchiometrischen) Bereichs aus, da die primäre Oxidation auf dem Rost solcher Anlagen in aller Regel unterstöchiometrisch bzw. nahstöchiometrisch erfolgt. Sauerstoffüberschuß wird erst im Überbetraum durch zusätzliche Lufteindüsung (s. Abb. 7-2) erreicht.

7.2.2 Variation der Partikelgröße

Der Einfluß der Partikelgröße auf die Frontgeschwindigkeit im Gutbett wurde analog zum Primärlufteinfluß untersucht, indem die Experimente zur Variation der Primärluft mit zwei verschiedenen Holzwürfelgrößen durchgeführt und miteinander verglichen wur-

den. Die experimentellen Ergebnisse sind ausführlich in Abschnitt 5.2.1 diskutiert und zum Vergleich zu den berechneten nochmals in Abbildung 74-7 dargestellt.

Der Einfluß der Partikelgröße wird bei der mathematischen Beschreibung der Verbrennungsprozesse durch das relative Lückenvolumen (die Porosität ψ) des Gutbettes berücksichtigt. Bei der Zusammensetzung des Modellbrennstoffs mit 15 mm Holzwürfeln ergibt sich eine Porosität von 0.33 für das Gutbett, bei Verwendung der 10 mm Holzwürfel stellt sich eine Porosität von 0.42 ein. Dementsprechend verändern sich auch die Schüttdichte des Brennstoffbetts sowie der Kohlenstoffgehalt pro Raumvolumen in Abhängigkeit der Kantenlänge der verwendeten Holzwürfel. Für das Brennstoffbett mit den 10 mm Holzwürfel ergibt sich ein raumvolumenspezifischer C-Gehalt von 85 kg C/m^3 und für das Brennstoffbett mit den 15 mm Holzwürfeln von 96 kg C/m^3 . Aus diesem Grund der korrelierten ψ -Variablen ist der Vergleich der Frontgeschwindigkeiten in [mm/s] für zwei unterschiedliche Partikelgrößen etwas irreführend, da bei gleichen Frontgeschwindigkeiten unterschiedliche Massensumsätze erreicht werden, was der Vergleich von Abbildung 75-7 mit Abbildung 76-7 besonders anschaulich zeigt. Um den Einfluß verlässlicher bestimmen zu können, wird die Frontgeschwindigkeit näherungsweise gleichgesetzt mit der Umsatzgeschwindigkeit $V_{C\text{-Ums.}}$ (vgl. Kapitel 4.2) und im Anschluß mit Hilfe der Schüttdichte sowie der Brennstoffbettzusammensetzung umgerechnet in die spezifische Kohlenstoff-Umsatzrate \dot{m}_C . Die Umrechnung der berechneten Frontgeschwindigkeit [mm/s] in die Kohlenstoff-Umsatzrate erfolgt gemäß Gl. (4-11).

Der Einfluß der Partikelgröße macht sich bei den verschiedenen Teilprozessen der Verbrennung unterschiedlich bemerkbar. Für die aus der Verdunstungsrate abgeleitete Geschwindigkeit der Trocknungsfront ergibt sich mit Gleichung (6-52) eine von $(1/1-\psi)$ proportionale Abhängigkeit der Bett-Porosität. Für die verglichenen Partikel mit 10 mm und 15 mm Kantenlänge bedeutet das eine um den Faktor 1.15 höhere Geschwindigkeit der Trocknungsfront im ersten Trocknungsabschnitt gemäß Gleichung (6-52) für die 10 mm Würfel. Der qualitative Einfluß auf die Brennstoffentgasung kann leicht mit Hilfe von Gleichung (6-53) abgeschätzt werden. Mit abnehmender Porosität, d. h. für die 15 mm Würfel, nimmt die Entgasungsgeschwindigkeit zu. Allerdings läuft die homogene Reaktion im Anschluß an die Entgasung verlangsamt ab, was unmittelbar an Gleichung (6-55) zu erkennen ist. Bei der heterogenen Reak-

tion besteht für die Reaktionsphasen 1 und 2 dieselbe Abhängigkeit wie für die Entgasungsreaktion, der Umsatz wird mit fallender Porosität steigen. Am schwierigsten ist der Einfluß für den diffusionskontrollierten Bereich (Phase 3) der heterogenen Oxidation abzuschätzen.

Der Stoffübergangskoeffizient β wird mit Hilfe von Gleichung (6-35) berechnet; mit Hilfe der Gleichungen (6-36) bis (6-38) erkennt man, daß sowohl die Sherwood- Zahl als auch der Formfaktor f_{ψ} für das Festbett aus den 15 mm Würfeln ansteigt. Die volumenspezifische Oberfläche hingegen sinkt mit zunehmender Partikelgröße des Brennstoffs, was in Abbildung 73-7 anschaulich dargestellt ist. Dort ist für die zwei Partikelgrößen der verwendeten Holzwürfel mit 10 mm und 15 mm Kantenlänge der Verlauf der spezifische Oberfläche in Abhängigkeit der Porosität aufgetragen.

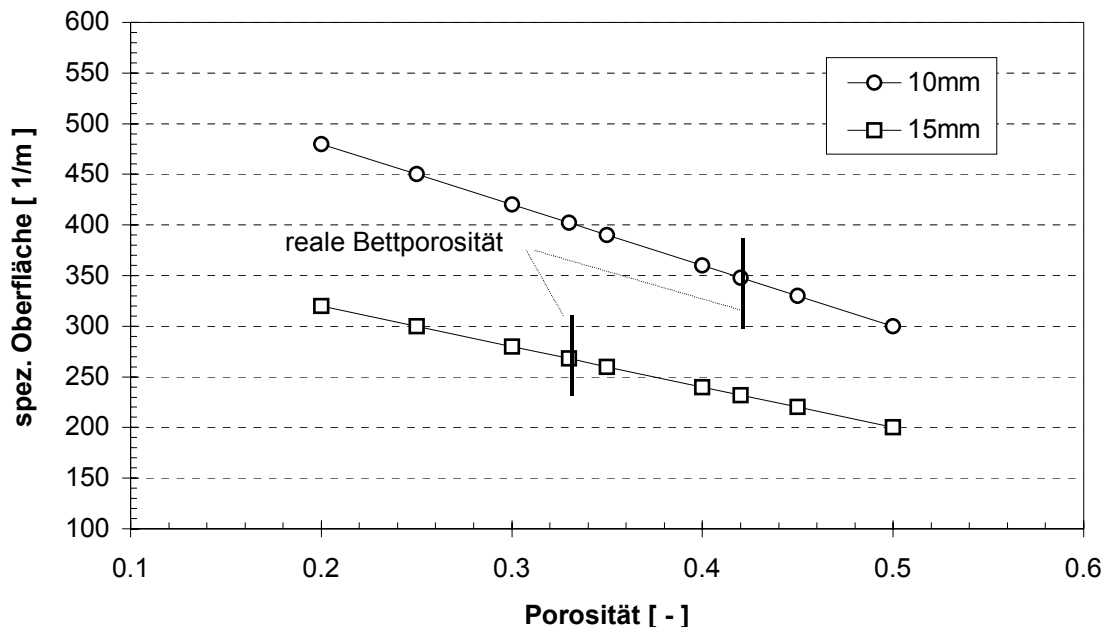


Abbildung 73-7: spezifische Oberfläche für 10 mm und 15 mm Holzwürfel in Abhängigkeit der Haufwerkporosität

Sowohl die Messungen als auch die Experimente zeigen deutlich, daß die Umsatzrate bei nahstöchiometrischen Verbrennungsbedingungen (bei circa 500 - 700 $\text{m}^3/(\text{m}^2\text{h})$) für das Brennstoffbett mit den 15 mm Holzwürfeln höher ist als für das Brennstoffbett mit den 10 mm Holzwürfeln. Die Experimente und die Berechnungen ergeben eine um circa 19% höhere Umsatzgeschwindigkeit, bezogen auf die Umsatzrate des Brennstoffbetts mit den 10 mm Holzwürfeln.

Die Berechnungen zeigen andererseits, daß die Umsatzrate im unterstöchiometrischen Bereich unabhängig von der Partikelgröße, bzw. der Porosität ist. Bei Sauerstoffmangel ist die Umsatzrate allein von dem zugeführten Luftvolumenstrom abhängig. Einen Einfluß der Partikelgröße bzw. der Porosität gibt es erst bei einem Sauerstoffüberschuß, der jedoch lokal bereits im nahstöchiometrischen Bereich auftreten kann.

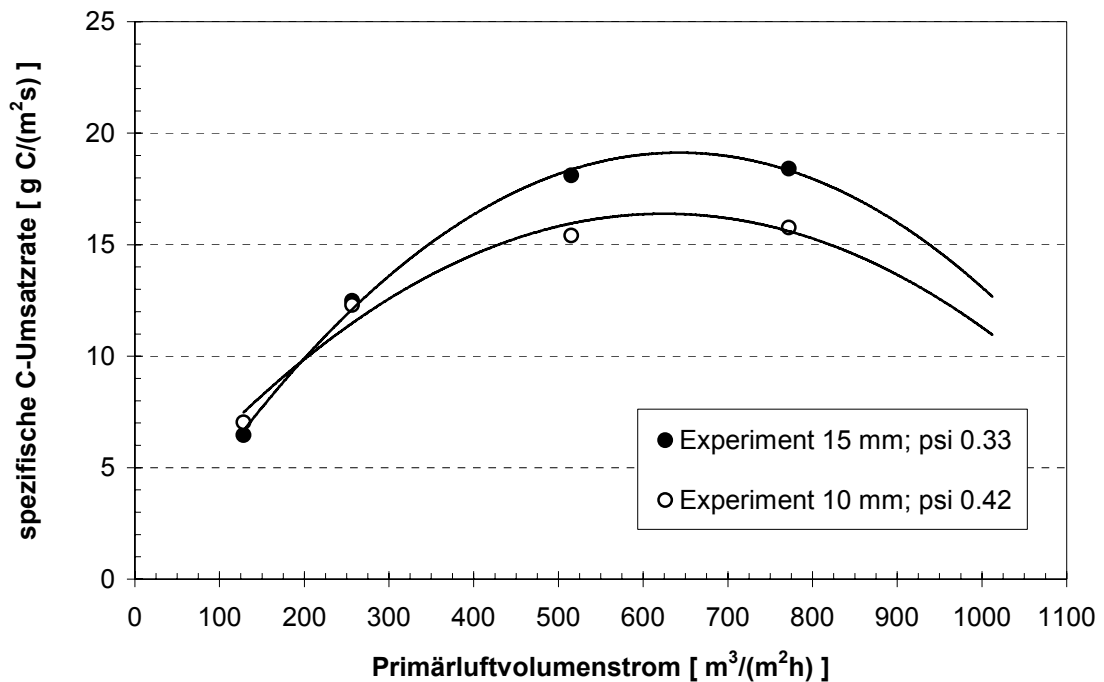


Abbildung 74-7: Experimentelle spezifische C-Umsatzrate in Abhängigkeit von der Partikelgröße sowie vom Primärluftvolumenstrom; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; PL-Temperatur 25 °C

Die Meßpunkte in Abbildung 74-7 sind durch ein Polynom 2. Ordnung miteinander verbunden. Die hier gezeigten Umsatzraten weichen geringfügig von den in Kapitel 5.2.1 dargestellten ab, da hier korrigierte Werte dargestellt sind. Der Korrekturfaktor wird mit dem Verhältniswert $[C_{\text{ges. Einwaage}} / C_{\text{ges. Bilanz}}]$ für jedes Experiment gebildet. In Abhängigkeit davon, ob bei dem Experiment das gesamte eingewogene Kohlenstoffinventar bei den Kohlenstoffbilanzen aus der Rauchgasanalyse wiedergefunden wurde, weicht der Korrekturfaktor von 1 ab. Für die Darstellung in Abbildung 74-7 wurden die gemessenen Umsatzgeschwindigkeiten mit dem Korrekturfaktor multipliziert dargestellt.

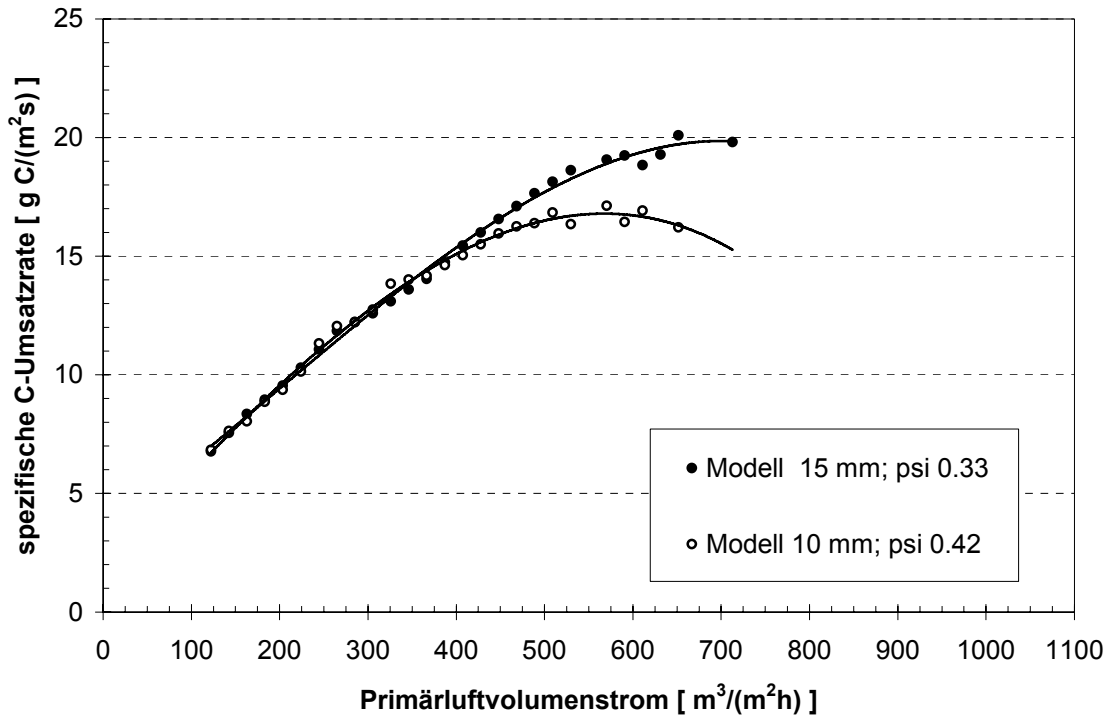


Abbildung 75-7: Berechnete spezifische C-Umsatzrate in Abhängigkeit von der Partikelgröße sowie vom Primärluftvolumenstrom; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; PL-Temperatur 25 °C

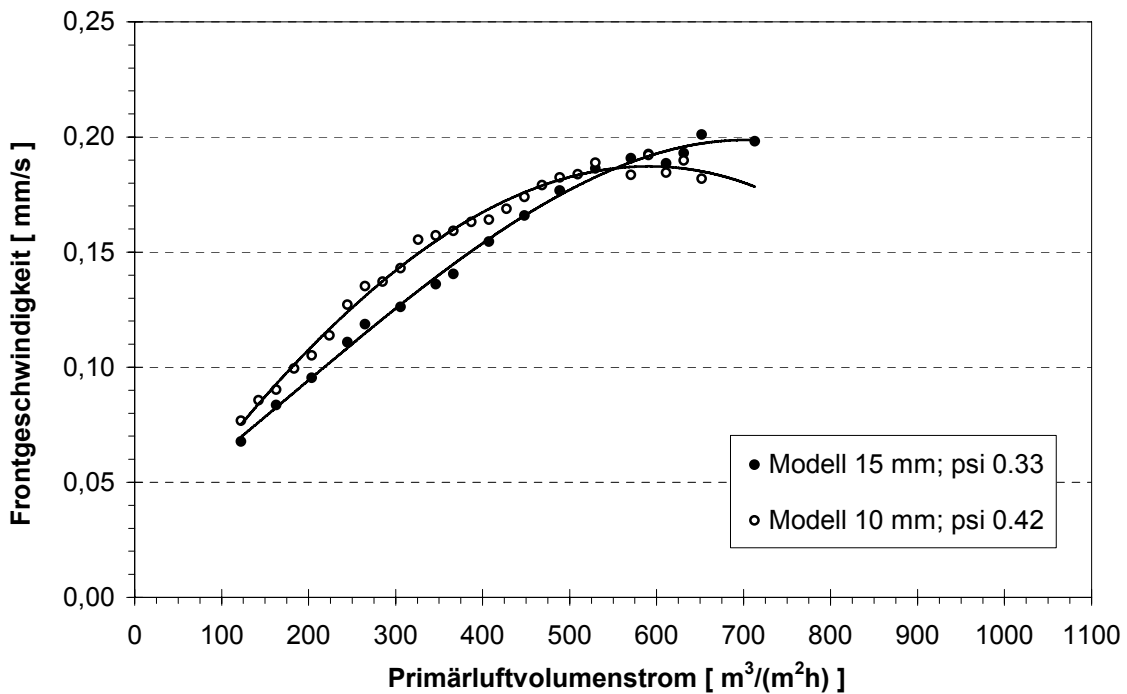


Abbildung 76-7: Berechnete Frontgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Partikelgröße sowie vom Primärluftvolumenstrom; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; PL-Temperatur 25 °C

Die Abbildung 77-7 zeigt, daß ähnlich wie in Abschnitt 7.2.1 die Übereinstimmung der berechneten Frontgeschwindigkeiten mit den experimentell ermittelten Werten bis zu einem Primärluftvolumenstrom $< 725 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ im sauerstofflimitierten sowie im überstöchiometrischen Bereich gut ist.

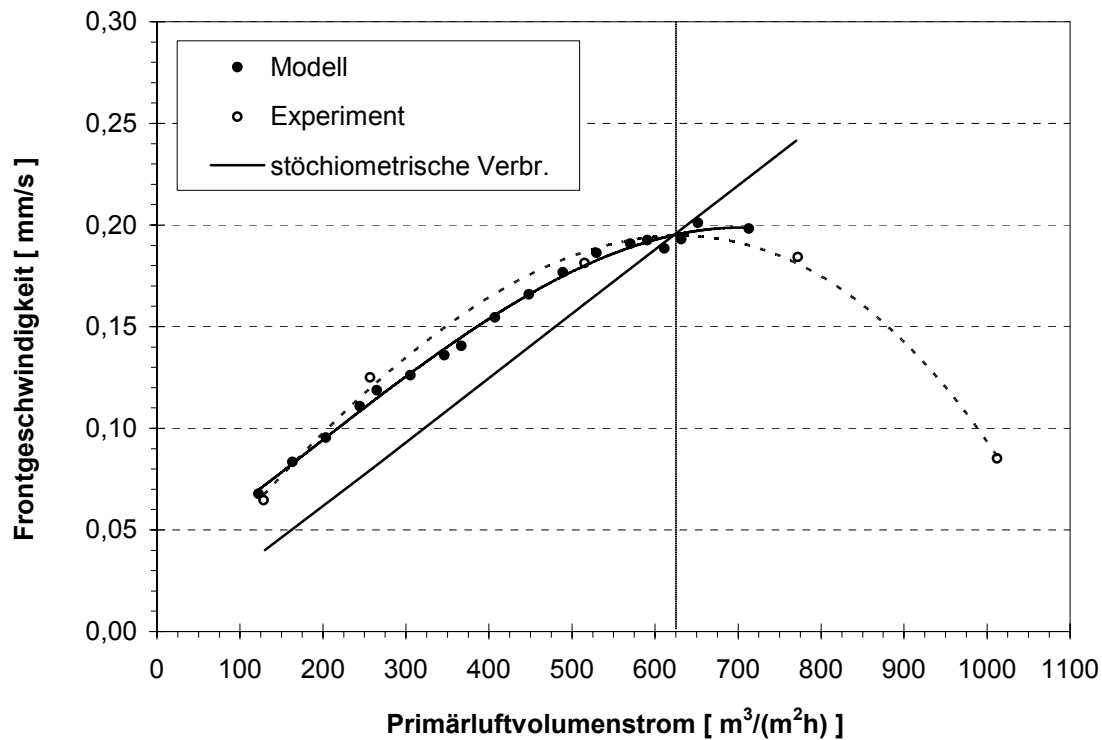


Abbildung 77-7: Berechnete Frontgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Primärluftvolumenstrom; 15 mm Holzwürfel; 17 % Feuchte; 20 % Inertgehalt; PL-Temperatur 25 °C

Die Abbildung 76-7 zeigt, daß die berechnete Frontgeschwindigkeit für die 10 mm Partikel im unterstöchiometrischen Bereich höher ist als die berechnete Frontgeschwindigkeit für das Gutbett mit 15 mm Partikeln. Durch die Umrechnung mit den unterschiedlichen Schüttdichten der verglichenen Festbetten ergibt sich der in Abbildung 75-7 dargestellte Verlauf der spezifischen Kohlenstoffumsatzrate, der im unterstöchiometrischen Bereich keinen Einfluß der Partikelgröße zeigt.

Die Meßpunkte in Abbildung 77-7 sind mit einem Polynom dritter Ordnung als Regressionskurve verbunden. Die berechneten Ergebnisse legen sich bei einem Primärluftvolumenstrom zwischen $100 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ und $300 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ sowie im nahstöchiometrischen Bereich von $500 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ bis $700 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ sehr gut an die expe-

rimentellen Befunde an. Der Übergang vom unterstöchiometrischen zum überstöchiometrischen Bereich ist sowohl bei den berechneten als auch bei den gemessenen Werten bei einem Primärluftvolumenstrom von circa $625 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$.

Zusammenfassend gesehen erwies sich der Einfluß der Partikelgröße auf die Frontgeschwindigkeit bei der Haufwerksverbrennung zumindest im unter- bzw. nahstöchiometrischen Bereich als von untergeordneter Bedeutung. Größere Partikel führen in Verbindung mit einer reduzierten Porosität (was allerdings nicht generalisiert werden darf) im überstöchiometrischen Bereich bei ansonsten unveränderten Bedingungen zu einem größeren Brennstoffumsatz. Da Rostfeuerungen in der Regel unter- bzw. nahstöchiometrisch betrieben werden, ist der Einfluß der Partikelgröße auf dieses Feuerungssystem von geringerer Bedeutung.

7.2.3 Variation der Brennstoffeuchte

Der Einfluß der Brennstoffeigenschaften, vor allem der Brennstoffeuchte, auf die spezifische C-Umsatzrate bzw. die Temperaturfront-Geschwindigkeit sowie die Verbrennungstemperaturen ist hinlänglich bekannt und wurde in Abschnitt 5.2.2 ausführlich diskutiert. Die Verbrennungsexperimente wurden mit verschiedenen Brennstoffeuchten von 0 Prozent bis 32 Prozent Wassergehalt durchgeführt und ergaben einen linear leicht abfallenden Verlauf der Frontgeschwindigkeit über der Brennstoffeuchte. Zum Vergleich mit den berechneten Ergebnissen sind in Abbildung 78-7 auch die experimentellen Ergebnisse nochmals dargestellt. Es sind sowohl die gemessenen Frontgeschwindigkeiten (Symbol x) als auch die aus dem C-Umsatz gemäß Gasanalyse berechneten Umsatzgeschwindigkeiten (Symbol o) aufgetragen. Beide Befunde sind bis auf das Ergebnis für das trockene Brennstoffbett, bei dem sich eine Abweichung von circa 13 % bezogen auf die gemessenen Ergebnisse ergibt, deckungsgleich. Diese Abweichung ist etwa genauso groß wie die Abweichung der beiden experimentellen Befunde in diesem Punkt.

Die berechneten Frontgeschwindigkeiten zeigen ebenfalls eine lineare Abhängigkeit von der Brennstoffeuchte; der Abfall der Geraden ist jedoch geringer, so daß sich bei den extremen Feuchtwerten 0 % und 24 % eine Abweichung der berechneten von der gemessenen Frontgeschwindigkeit ergibt. Im Bereich der technisch interessanten Brennstoffeuchten von circa 15 % bis 24 % Wassergehalt ist die Übereinstimmung

der Rechenwerte mit den Meßwerten jedoch befriedigend. Bei einem Wassergehalt im Brennstoff von 15 % entspricht der berechnete Wert genau dem gemessenen, bei einer Brennstofffeuchte von 24 % ist die berechnete Frontgeschwindigkeit mit 0.18 mm/s geringfügig (um 0.04 mm/s) höher als die gemessene Frontgeschwindigkeit.

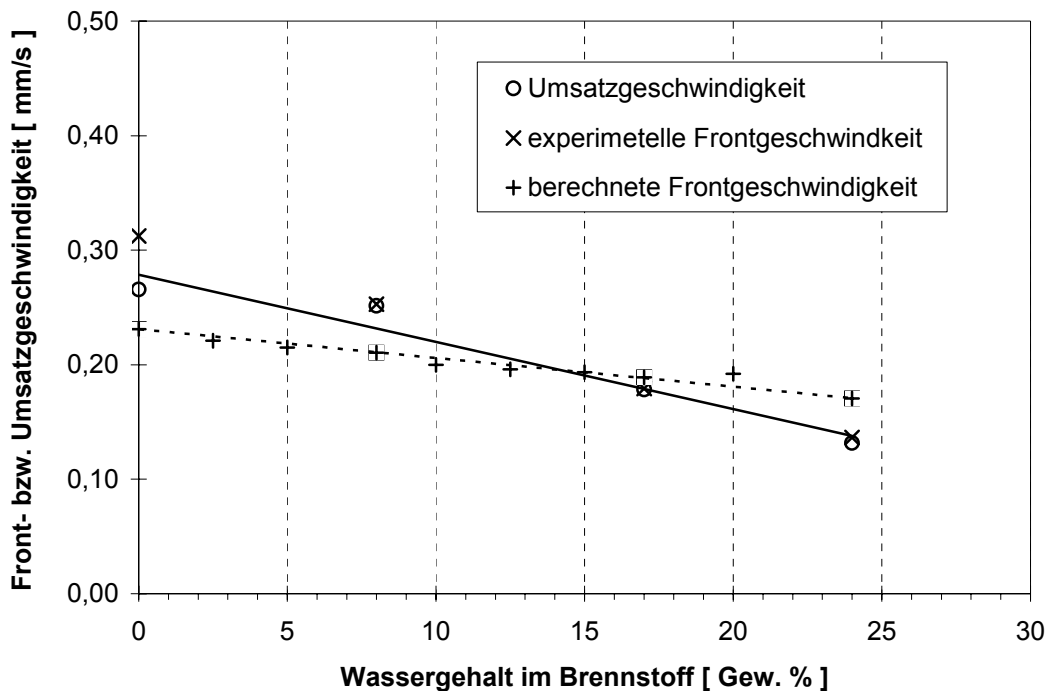


Abbildung 78-7: Front- bzw. Umsatzgeschwindigkeit als Funktion der Brennstofffeuchte; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 20 % Inertgehalt; Primärlufttemperatur $25 \text{ }^\circ\text{C}$; 10 mm Holzwürfel

Für Brennstofffeuchten $< 15 \%$ sind die gemessenen Frontgeschwindigkeiten größer als die stöchiometrische Frontgeschwindigkeit. Die Ergebnisdiskussion in Abschnitt 5.2.2 hat gezeigt, daß in diesem Bereich die heterogenen Vergasungsreaktionen einen deutlichen Einfluß auf die Reaktionsgeschwindigkeit haben.

7.2.4 Variation des Inertgehalts

Der Einfluß des Aschegehalts im Brennstoffbett wurde experimentell durch das Zumischen von Raschigringen simuliert. Der Inertgehalt wurde im Experiment von 0 % bis 35 % variiert, zum Vergleich werden Berechnungen von 0 % bis 40 % Inertgehalt durchgeführt. In Abbildung 79-7 und Abbildung 80-7 sind die Ergebnisse dargestellt.

Die thermischen Stoffwerte der Ringe unterscheiden sich deutlich von denen des Holzes; daher wird durch eine Veränderung des Inertanteils nicht nur die Brennstoffbettichte verändert, sondern durch die sehr viel höhere Wärmeleitfähigkeit der Keramik (1.63 W/mK gegenüber 0.15 W/mK für Holz) wird bei einer Vergrößerung des Inertanteils auch die Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs im Gutbett vergrößert.

Da der Kohlenstoffgehalt des Modellbrennstoffbetts mit zunehmendem Inertgehalt sinkt (vgl. Abbildung 19-4), ist generell bei einer Zunahme des Inertgehaltes mit sinkenden Reaktionsfrontgeschwindigkeiten zu rechnen. Entsprechend führt die Vergrößerung des Inertanteils über 20 Gew.% zu einer starken Abnahme des Kohlenstoffgehaltes bezogen auf das Raumvolumen (vgl. Abbildung 20-4).

Abbildung 79-7 zeigt, daß sowohl die berechneten wie auch die experimentellen Ergebnisse diese Erwartungen mit guter Übereinstimmung bestätigen. Allerdings ist der Einfluß des Inertgehaltes auf die Umsatzgeschwindigkeit sehr schwach ausgeprägt.

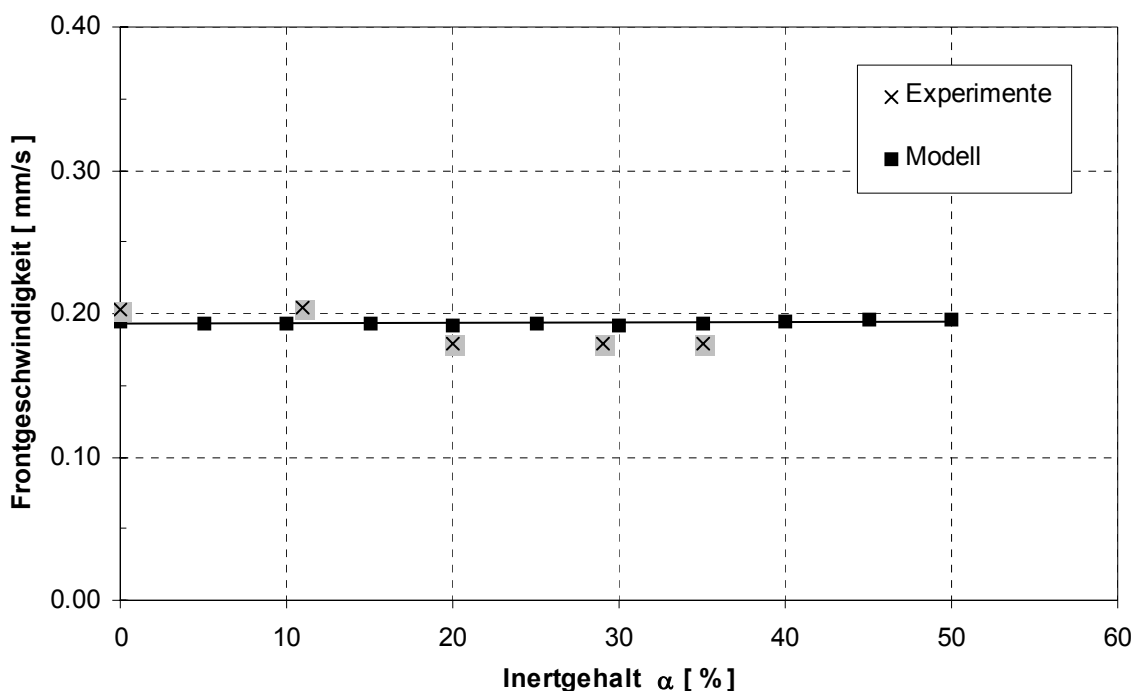


Abbildung 79-7: Frontgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Inertgehalt;
Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 17 % Brennstoffeuchte;
PL-Temperatur $25 \text{ }^\circ\text{C}$; 10 mm Holzwürfel

Während die experimentellen Werte einen leicht abfallenden Verlauf der Frontgeschwindigkeit mit zunehmendem Inertgehalt (Abb. 79-7) zeigen, verlaufen die berechneten Frontgeschwindigkeiten unabhängig vom Inertgehalt bei circa 0.19 mm/s.

Die Effekte zunehmender Wärmeleitfähigkeit im Haufwerk sowie abnehmenden Kohlenstoffgehaltes mit steigendem Inertanteil heben sich für die Berechnung der Frontgeschwindigkeit offenbar auf. Dieser Befund wird zusätzlich dadurch gestützt, daß auch die Temperaturen in der Reaktionsfront unabhängig vom Inertgehalt sind. Sowohl das Modell als auch die Messungen ergeben keinen Temperaturunterschied in der Reaktionsfront zwischen 0 % Inertgehalt und 35 % Inertgehalt.

Da sich jedoch bei der Variation des Inertanteils $> 20\%$ die relative Brennstoffbett-dichte ändert, müssen für einen aussagefähigen Vergleich der theoretischen mit den experimentellen Ergebnissen die Kohlenstoffumsatzraten miteinander verglichen werden.

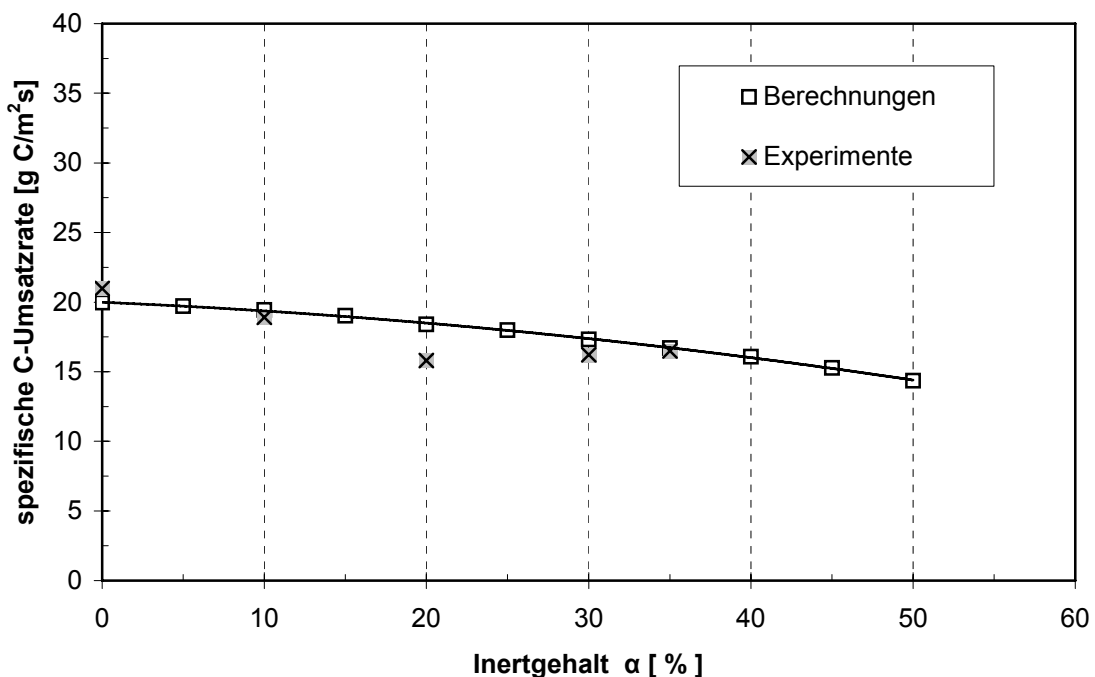


Abbildung 80-7: spezifische C-Umsatzrate in Abhängigkeit vom Inertgehalt; Primärluftvolumenstrom $515 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$; 17 % Brennstoffeuchte; PL-Temperatur $25\text{ }^\circ\text{C}$; 10 mm Holzwürfel

Wie Abbildung 80-7 zeigt, ist die Übereinstimmung der berechneten mit den experimentellen Ergebnissen für die Umsatzrate gut. Die mittlere relative Abweichung beträgt circa 5 % bis auf eine stärkere Abweichung bei 20 % Inertgehalt, für den die mittlere relative Abweichung circa 14 % beträgt.

8 Zusammenfassung

Das Ziel der vorliegenden Arbeit ist, die Einflüsse wichtiger Brennstoffeigenschaften wie der Brennstofffeuchte, des Brennstoffinertgehaltes (Asche-Gehaltes) und der das Brennstoffbett bildenden Partikelgröße und der Haufwerksporosität sowie von Prozeßparametern wie dem Primärluftvolumenstrom und der Primärlufttemperatur auf die **Haufwerksverbrennung in Rostsystemen** experimentell zu untersuchen und modellhaft mathematisch zu beschreiben. Zu diesem Zweck wurde im Institut für Technische Chemie (ITC) des Forschungszentrums Karlsruhe (FZK) die Laborverbrennungsanlage KLEAA (**K**arlsruher **L**aboranlage zur **E**rmittlung des **A**bbrandverhaltens von kommunalem **A**bfall) errichtet. In dieser Anlage wird der stationäre Abbrand eines Haufwerks untersucht. Die gewonnenen Ergebnisse aus der eindimensionalen Reaktionsfrontausbreitung können auf die zweidimensionalen Verhältnisse beim Rostsystem TAMARA übertragen werden. Außerdem dienen die experimentellen Ergebnisse als Vergleichsgrundlage sowie zur Anpassung für ein **mathematisches Modell**, welches im Rahmen dieser Arbeit für die Berechnung der Verbrennungsprozesse im Festbett formuliert wird. Die im Experiment und im Modell untersuchten Variationen der Parameter Primärluftmenge, Brennstofffeuchte, Inertgehalt sowie die Primärluftvorwärmung sind alle in einem Bereich untersucht worden, der auch bei „full-scale“ Anlagen zur Abfallverbrennung im üblichen Variationsbereich der genannten Betriebsparameter liegt. Die Brennstoffparameter Feuchte- und Inertgehalt variieren bei Abfallverbrennungsanlagen naturgemäß sehr stark, die Parameter Primärluftmenge und Primärlufttemperatur werden vor allem zur Steuerung der des Verbrennungsprozesses verwendet.

Die Experimente wurden mit Holzwürfeln als **Modellbrennstoff** durchgeführt. Dieser sogenannte "Standardbrennstoff" hatte einen Kohlenstoffgehalt von 30 Gew.% bei einer Brennstofffeuchte von 17 % und einem Inertgehalt von 20 %. Der untere Heizwert dieses Standardbrennstoffs betrug circa 9 MJ/kg. Das Brennstoffhaufwerk mit circa 300 mm Höhe und einem Durchmesser von circa 250 mm wurde im sogenannten under-feed-combustion-mode verbrannt. Im under-feed-combustion-mode wird das Brennstoffbett von unten mit Verbrennungsluft durchströmt und von oben gezündet, so daß an der Zündfront immer die maximal mögliche O₂-Konzentration der

Verbrennungsluft herrscht; die Reaktionszone wandert der Primärluftströmung entgegen.

Die **flächenspezifische Umsatzrate** des Kohlenstoffs in ($\text{g C/m}^2\text{s}$) sowie die **Temperaturfront-Geschwindigkeit** in (mm/s) werden als Beurteilungskriterien für den Verbrennungsvorgang im Haufwerk verwendet. Um die Temperaturfront-Geschwindigkeit mit der spezifischen C-Umsatzrate vergleichen zu können, wird die letztere mit dem Kohlenstoffgehalt des Brennstoffs und der Schüttdichte umgerechnet in die sogenannte Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeit in (mm/s).

Es wurden fünf Versuchsreihen durchgeführt. Hierbei wurden der **Primärluftvolumenstrom**, die **Primärlufttemperatur**, die **Brennstoffeuchte**, der **Inertgehalt** sowie die **Partikelgröße** des Brennstoffbetts variiert. Bei jeder Versuchsreihe wurde jeweils nur ein Parameter verändert, während die anderen konstant blieben.

Der Einfluß des **Primärluftvolumenstroms** auf die Verbrennungsreaktion im Haufwerk wurde durch Variation des Luftvolumenstroms bei verschiedenen Experimenten untersucht. Gemeinsame Darstellungen der Temperaturfront-Geschwindigkeit und der Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeit zeigten, daß im unterstöchiometrischen Bereich der Reaktionsfront (Luftvolumenstrom $< 500 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$) beide Geschwindigkeiten fast linear von dem zugeführten Primärluftvolumenstrom abhängen; eine Verdoppelung der Luft führt zu einer Verdoppelung der Temperaturfront-Geschwindigkeit. In diesem Bereich wird die Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeit nur vom Luftangebot kontrolliert. Bis zu einem Volumenstrom von $250 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$, d.h. im stark unterstöchiometrischen Bereich, eilt die Temperaturfront-Geschwindigkeit der Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeit voraus, es bildet sich eine immer tiefer werdende Reaktionszone aus. Bei größeren Luftvolumenströmen ($250 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h}) < \text{Volumenstrom} > 500 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$) ergibt sich zwischen Temperaturfront- und C-Umsatz-Geschwindigkeit praktisch kein Unterschied mehr, d.h. der Kohlenstoff des Bettbesatzes wird vollständig in die Gasphase überführt. Bei Luftüberschuß in der Reaktionszone, d. h. im überstöchiometrischen Bereich (Volumenstrom $> 500 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$), wird die C-Umsatzgeschwindigkeit nur durch die Temperaturfront-Geschwindigkeit kontrolliert. In diesem Bereich ergibt eine Steigerung des Luftvolumenstroms bis zu $780 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ keine Steigerung der C-Umsatzgeschwindigkeit, bei Volumenströmen $> 780 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ sinkt die C-Umsatzgeschwindigkeit stark ab.

Um den Einfluß der **Partikelgröße** im Gutbett auf die Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeit zu untersuchen, wurden bei verschiedenen Primärluftvolumenströmen Experimente mit Brennstoffbetten durchgeführt, die sich zusammensetzten aus Holzwürfeln mit einer Kantenlänge von entweder 10 mm oder 15 mm. Die Auswertung dieser Experimente zeigte, daß die Temperaturfront-Geschwindigkeit über den gesamten Variationsbereich der Primärluft nahezu unabhängig von der Partikelgröße war. Bedingt durch den höheren bettvolumenspezifischen Kohlenstoffgehalt des Brennstoffs bei einem Gutbett mit 15 mm Holzwürfeln ergab sich bei gleicher Temperaturfront-Geschwindigkeit für die 15 mm Holzwürfel jedoch eine etwas höhere C-Umsatzrate bzw. eine höhere C-Umsatzgeschwindigkeit.

Die **Brennstofffeuchte** hatte von allen untersuchten Parametern den größten Einfluß auf die Temperaturfront-Geschwindigkeit. Dabei ergab sich eine nahezu lineare Abhängigkeit der C-Umsatzgeschwindigkeit von der Brennstofffeuchte. Die Temperaturfront-Geschwindigkeit nahm von circa 0.13 mm/s bei 24 % Feuchte bis zu 0.33 mm/s bei trockenem Brennstoffbett zu. Für Brennstofffeuchten <17 % waren die gemessenen Frontgeschwindigkeiten größer als die stöchiometrische Frontgeschwindigkeit, in diesem Bereich haben die heterogenen Vergasungsreaktionen einen deutlichen Einfluß auf die C-Umsatzgeschwindigkeit.

Der **Einfluß der Luftvorwärmung** auf die Kohlenstoff-Umsatzgeschwindigkeiten wurde bei fünf verschiedenen Lufttemperaturen untersucht. Die Experimente zeigten, daß die C-Umsatzgeschwindigkeit bei höheren Lufttemperaturen nicht wesentlich zunimmt, aber die Temperaturfront-Geschwindigkeit nahezu linear mit steigenden Temperaturen, d.h. die Reaktionsfront wird über Vergasungsprozesse verbreitert. Die Experimente wurden allerdings im nahstöchiometrischen Bereich durchgeführt, so daß nach einer Erhöhung der Temperaturfront-Geschwindigkeit nicht mehr ausreichend Sauerstoff in der Reaktionszone verblieben war, um eine entsprechende Steigerung der C-Umsatzgeschwindigkeit (d.h. des Umsatzes des festen Kohlenstoffs) zu erzielen. Im unterstöchiometrischen Bereich wird die C-Umsatzgeschwindigkeit durch das O₂-Angebot in der Reaktionszone limitiert. Im nahstöchiometrischen Bereich ist die C-Umsatzgeschwindigkeit von der Primärlufttemperatur kaum abhängig.

Der **Inert- bzw. "Aschegehalt"** des Brennstoffbetts wurde durch Untermischung von Keramikringen verändert. Dabei hat sich gezeigt, daß erwartungsgemäß der Einfluß des Inertgehaltes auf die C-Umsatzgeschwindigkeit sehr viel geringer ist als der Einfluß der Brennstoffeuchte. Der C-Umsatz war bei dem Experiment mit 0 % Brennstoffeuchte um circa 25 % höher als bei dem Experiment mit 0 % Inertgehalt. Eine Unterscheidung in Temperaturfront-Geschwindigkeit und Umsatzgeschwindigkeit in Abhängigkeit des Inertgehaltes ist nicht notwendig. Die Verbrennungsverhältnisse, die sich beim Standardexperiment einstellen, lassen sich durch Wegnahme oder Zugabe von Inertmaterial nur gering beeinflussen.

Für die **Modellierung** der Vorgänge wurden eine Energiebilanz, eine Stoffbilanz für den festen Brennstoff, eine Stoffbilanz für die Entgasungsprodukte sowie eine Stoffbilanz für den Sauerstoffanteil in der Primärluft formuliert und numerisch gelöst. Insbesondere durch die stark vereinfachte Formulierung der chemischen Kinetik der Teilprozesse verhelfen die Modellvorstellungen zu einem besseren Verständnis der verschiedenen Vorgänge bei der Haufwerksverbrennung auf Rostsystemen. Die Ergebnisse der Berechnungen mit dem die wesentlichen Teilvorgänge, **Trocknung**, **Vergasung**, **homogene** und **heteroge Oxidation**, berücksichtigenden Rechenmodell zeigen, daß der Einfluß des **Primärluftvolumenstroms** sowohl für den unterstöchiometrischen als auch für den überstöchiometrischen Bereich bis zu einem Primärluftvolumenstrom von circa $700 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ mit guter Übereinstimmung zu den Experimenten berechnet werden kann. Der berechnete Temperaturverlauf liegt im Streubereich der experimentellen Ergebnisse und korrespondiert für den sauerstoffkontrollierten Bereich gut mit dem Verlauf der experimentellen Temperaturfront-Geschwindigkeit. Im Bereich stöchiometrischer Verbrennungsbedingungen weicht der berechnete Temperaturverlauf vom gemessenen Verlauf der Fronttemperaturen ab. In diesem Bereich sind offenbar die thermischen Wandverluste im Modell zu hoch bewertet.

Die berechneten Frontgeschwindigkeiten für die Untersuchung des Einflusses der **Brennstoffeuchte** zeigen wie die experimentellen Befunde eine lineare Abhängigkeit. Im Bereich der technisch interessanten Brennstoffeuchten von circa 15 % bis 24 % ist die Übereinstimmung der Rechenwerte mit den Meßwerten gut.

Der Einfluß der **Primärluftvorwärmung** auf die Front- bzw. Umsatzgeschwindigkeit wurde nicht berechnet, dies ist jedoch mit dem Programm möglich.

Auch für die Versuchsreihe zur Untersuchung des Einflusses des **Inertgehaltes** ist die Übereinstimmung der theoretischen mit den experimentellen Ergebnissen der C-Umsatzgeschwindigkeit gut; die mittlere relative Abweichung im Bereich von Inertanteilen zwischen 20 % und 35 % beträgt circa 9 %. Für Inertgehalte <20 % entsprechen die berechneten Umsatzgeschwindigkeiten den Ergebnissen der Messungen.

Das **mathematische Modell** bietet weitere Variationsmöglichkeiten. So können z. B. die Stoffeigenschaften des Feststoffs, die Schüttdichte oder der Sauerstoffgehalt der Primärluft variiert werden. Die getroffene Aufteilung des Reaktionsablaufs in vier Schritte ermöglicht im unterstöchiometrischen Bereich eine Aufteilung des Ausbrandgrades auf gasförmig freigesetzte und feste Brennstoffanteile. Für die weitere Modellentwicklung ist es empfehlenswert, die kinetischen Parameter der verschiedenen Reaktionen durch entsprechende Experimente für unterschiedliche Brennstoffe zu bestimmen, um die rein empirische Anpassung der Modellansätze an experimentelle Ergebnisse aufzuheben. Sind dagegen vor allem die **qualitativen Auswirkungen** der verschiedenen Eingangsgrößen auf die Frontgeschwindigkeit von Interesse, so besteht die Möglichkeit, die Schritte der Entgasung sowie der homogenen und heterogenen Oxidation in einem Reaktionsschritt zusammenzufassen. Durch diese starke Vereinfachung ist nur noch die Abschätzung von zwei kinetischen Parametern erforderlich. Die Modellierung des Trocknungsvorgangs in einem separaten Schritt ist aber auch hier notwendig, da dieser Prozeß zeitlich und örtlich weitgehend getrennt vom Reaktionsablauf erfolgt.

9 Literaturverzeichnis

- [1] Gesetz zur Vermeidung, Verwertung und Beseitigung von Abfällen (Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz); Bundesgesetzblatt Teil 1 Nr.66 vom 06.10.1994
- [2] Dritte Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Abfallgesetz (TA Siedlungsabfall) -Technische Anleitung zur Verwertung, Behandlung und sonstigen Entsorgung von Siedlungsabfällen vom 14.05.1993 (BAnz. Nr. 99a)
- [3] Siebzehnte Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (Verordnung über Verbrennungsanlagen für Abfälle und ähnliche brennbare Stoffe -17. BImSchV) vom 23.11.1990 (BGBl. I, S. 2545)
- [4] Cord-Landwehr, K.: Einführung in die Abfallwirtschaft, Teubner, 1994
- [5] Statisches Bundesamt: Öffentliche Abfallbeseitigung 1987
- [6] Statisches Bundesamt: Statistisches Jahrbuch: Müllaufkommen in der BRD, 1997
- [7] Hunsinger, H. et.al.: Beeinflussung der Schlackequalität bei der Rostverbrennung von Hausmüll; GVC-Symposium Abfallwirtschaft Herausforderung und Chance, Würzburg, 1994
- [8] Reimann, D.O.: Stoffliche Verwertung von Abfall- und Reststoffen, Abfallwirtschaft in Forschung und Praxis, Heft 26 (1989)
- [9] Hackel, A.B. et.al: Der Stellenwert der Abfallverbrennung in einer marktwirtschaftlich orientierten Industriegesellschaft, Studie im Auftrag des Bundesministeriums für Umwelt, Jugend und Familie, (1990)
- [10] FDBR-Nachrichten zur Abfallverwertung; Vorabzug Nr. 5, 1997
- [11] Jockel, W.: Definition und Umsetzung der 17. BImSchV-Anforderungen an die Feuerung, GVC-Symposium Abfallwirtschaft Herausforderung und Chance, Würzburg, 1994
- [12] Thome-Kozmiensky, K.J.: Thermische Abfallbehandlung, EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik, 1994
- [13] Becker, J., Schumacher, W.: Überblick über die thermische Abfallverwertung, Vortragsveranstaltung "Moderne thermische Abfallverwertung" Bayrisches Landesamt für Umweltschutz, Wackersdorf, 1994
- [14] Chirco, V. D.: Müllverbrennungsanlagen, Schweizerische Rückversicherungs-Gesellschaft, Zürich, 1996
- [15] Vogg, H.: -Primäre NOx-Minderung - Der Schlüssel für eine kostengünstige Abfallverbrennungstechnologie, CIT Heft 68, Nr. 1/2, 1996
- [16] Merz, A., Hunsinger, H., Vogg, H., Heinz, G.: Industrial furnaces and boilers, Proceedings of 3rd European Conference, Lisbon, 1995
- [17] Hämmerli, H.: Trocknungs-, Verbrennungs- und Sinterungsvorgänge bei der Müllverbrennung, Phoenix Int. 4, 1986
- [18] Rogers, J.E.L., Sarofim, A.F., et.al.: Combustion Characteristics of Simulated and Shredded Refuse, 15th Int. Symp. on Comb., 1975, S. 1137

-
- [19] Behrendt, T.: Thermodynamische Modellierung des Betriebsverhalten von Hausmüllverbrennungsanlagen am Beispiel TAMARA, Dissertation, Universität Karlsruhe, Bereich Feuerungstechnik, 1992
- [20] Berghoff, R.: Müllverbrennung, Schwelbrennverfahren, Thermoselectverfahren - Vergleich der Emissionen unter besonderer Berücksichtigung der Brennstoffsubstitution, VDI Jahrbuch 1994, Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, 1994
- [21] Orning, A.A., Pfeiffer, J.J., Harold, W.C., Schultz, J.F.: Annual Meeting of A.P.C.A. Philadelphia, Paper No. 58-12, 1958
- [22] Weintraub, M., Orning, A.A., Schwartz, C.H.: U.S.B.M. Report of Investigation No. 6908, 1967
- [23] Rogers, J.E.L., Sarofim, A.F., Howard, J.B., Williams, G.C., Fine, D.H.: Combustion characteristics of simulated an shredded refuse, 15th int. Symp. on Combustion, 1975, S. 1137
- [24] Rogers, J.E.L., Sarofim, A.F., Howard, J.B.: Effect of underfire Air Rate on a Burning Simulated Refuse Bed, MIT, Cambridge Massachusetts, Am. Soc. Mech. Eng., 1972, S.135
- [25] Roll, H.: Vergasung von grob gemahlenem Schilfgras im Flugstrom, Dissertation Universität Karlsruhe, Lehrstuhl Gas, Erdöl und Kohle, 1994
- [26] Günter, R.: Verbrennung und Feuerungen, Springer-Verlag, (1987), S. 46
- [27] Specht, E.: Kopplung von Konvektion mit chemischer Kinetik beim Abbrand von Kohlepartikeln, Dissertation Universität Clausthal, Fakultät für Bergbau, Hüttenwesen und Maschinenwesen, 1984
- [28] Reimann, D.O.: Rostfeuerungen zur Abfallverbrennung, EF-Verl. Für Energie- und Umwelttechnik, 1991
- [29] Gumz, W.: Kurzes Handbuch der Brennstoff- und Feuerungstechnik, 3. Auflage, Springer 1962
- [30] Struschka, M.: Holzverbrennung in Feuerungsanlagen Grundlagen - Emissionen - Entwicklung schadstoffarmer Kachelöfen, Fortschr.-Ber. VDI Reihe 15 Nr. 108, VDI Verlag 1993
- [31] Landesamt für Wasser und Abfall Nordrhein-Westfalen: Aktueller Stand der Pyrolyse von Siedlungsabfällen. LWA-Materialien 2 (1989)
- [32] Schumacher, W., Schäfers, W.: Regelung der Feuerleistung bei Müllverbrennungsanlagen, Entsorgungspraxis 6 (1991)
- [33] Schetter, G., Leitmeir, E.: Umweltverträglichkeit der thermischen Abfallverwertung, VGB 67 Nr. 2, (1987), S. 128-138
- [34] Leitmeir, E.: Des Müllheizkraftwerk Coburg, VGB 69, (1989), Heft 11, S. 1087-1094
- [35] Werkmeister, H.: Verbrennungsverlauf bei Steinkohle mittlerer Korngröße, Ach. F. Wärmewirtschaft und Dampfkesselwesen 8, (1931), S. 225
- [36] Nicholls, P.: Underfeed Combustion, Effect of Preheat and Distribution of Ash in Fuel Beds, Fuel Sci. Vol 14, No 7, (1935), S. 205
- [37] Nicholls, P. Eilers, M.G.: The Principles of Underfeed Combustion and the Effect of Preheated Air on Overfeed and Underfeed Fuel Beds, Trans. Amer. Soc. Engrs. 56, (1934), S. 321

-
- [38] Tanner, E.: Der Temperaturverlauf im Bernnstoffbett und im Rost bei der Verbrennung von Steinkohle, Diss. TH Darmstadt, (1933)
- [39] Marcard, W.: Rostfeuerungen, VDI-Verlag 1934
- [40] Thring, M.W.: Physics of Fuel Bed Combustion, Fuel 31, (1953)
- [41] Gumz, W., Kirsch, H., Mackowsky, M.-Th.: Schlackenkunde, Springer-Verlag, (1958)
- [42] Starley, G.P., Pershing, D.W., et. al.: Nitric Oxide Destruction in the Fuel-Bed Burning Regime of Spreader-Stokers, Ind. Eng. Chem. Res. 26 Nr. 4, (1987)
- [43] Starley, G.P., Pershing, D.W., et. al.: Influence of Fuel Composition on Nitric Oxide Formation in Mass-Burning Stokers, Volume 65, Issue 8, (1986), S. 1047-1050
- [44] Starley, G.P.: Influence of Bed-Region Stoichiometry on Nitric Oxide Formation in Fixed-Bed Coal Combustion, Combust. Flame 59, Nr. 2, (1985)
- [45] Manis, S.C., Pershing, D.W., et. al.: Parameters Influencing the Formation of SO_x Emissions in Stoker-Fired-Bed Coal Combustion, Conference: Spring Technical Meeting of the Central States Section of Combustion Institut, Columbus (USA), March 22, (1982)
- [46] Juniper, L.A., Wall, T.F.: Combustion of Particals in a Large Pulverized Brown Coal Flame, Comb. And Flame 39, (1980)
- [47] Howard, J.B., Essenhigh, R.H.: Mechanism of Solid Particle Combustion with Simultaneous Gas-Phase Volatile Combustion, 11th Int. Symp. On Comb., University of California, Berkeley, California, USA ,(1966), S. 399
- [48] Merz, A., Hunsinger, H., Vogg, H. Heinz, G.: Abfallverbrennung in Rostfeuerungsanlagen Auswirkungen der Feuerführung auf Gutbett und Feuerraumtemperaturen sowie auf das Verbrennungsergebnis, VGB-Tagungsbericht "Feuerungen 1994", TB217, Essen, 1994
- [49] Wochele, J., Labor-Simulierung des Festbettes von Müllverbrennungsanlagen aufgrund der Ähnlichkeitsgesetze, Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen, VDI-Berichte 1390, 1998
- [50] Hämmerli, H.: Grundlagen zur Berechnung von Müllfeuerungen, Schweizer Ingenieur und Architekt, 19/83, S. 505
- [51] Hottinger Baldwin Messtechnik: Technische Unterlagen zu den Pendellagern ZPL
- [52] Gramling, H.: Einführung in die Gasmeßtechnik mittels Infrarot-Absorption, KFK Primärbericht Nr.12.02.04P 20D, (1990)
- [53] Fatehi, M., Kaviany, M.: Adiabatic Reverse Combustion in a Packed Bed, Combustion and Flame 99, (1994); S. 1-17
- [54] Schlünder, E. U., Tsotsas, E.: Wärmeübertragung in Festbetten, durchmischten Schüttgütern und Wirbelschichten, Thieme-Verlag, Stuttgart (1988)
- [55] VDI- Wärmeatlas, VDI-Verlag, 6. Auflage, Düsseldorf (1991)

- [56] Schmid, C.: Optimierung und Lösung eines Differentialgleichungssystems zur mathematischen Beschreibung der Verbrennungsvorgänge in einem zylindrischen Festbettreaktor im "Batch-Betrieb", Diplomarbeit, Engler-Bunte-Institut, Bereich Feuerungstechnik, Universität Karlsruhe (1997); durchgeführt bei der Firma L. & C. Steinmüller unter Betreuung von: Dipl. Ing. F. Schumacher
- [57] Beckmann, M.; Scholz, R.: Modellvorstellungen zum Feststoffumsatz bei Rückständen in Rostfeuerungen, GVC-Symposium Abfallwirtschaft, Herausforderung und Chance, Würzburg (1994)
- [58] Hellwig, M.: Zum Abbrand von Holzbrennstoffen unter besonderer Berücksichtigung der zeitlichen Abläufe, Dissertation Universität München (1988)
- [59] Schlünder, E. U.: Einführung in die Stoffübertragung, Thieme-Verlag, Stuttgart (1984)
- [60] Roberts, A. F.: A Review of Kinetics Data for the Pyrolysis of Wood and Related Substances, Combustion and Flame 14 (1979), S. 261
- [61] Roberts, A. F.: The Heat of Reaction During the Pyrolysis of Wood, Combustion and Flame 17 (1971), S. 79
- [62] Peters, W.: Kinetik heterogener Reaktionen bei der Verbrennung fester Brennstoffe; VDI-Berichte Nr. 146, (1970)
- [63] Laurendau, N.M.: Heterogeneous Kinetics of Coal Char Gasification and Combustion; Prog. Energy Combustion Science, Volume 4, Issue 4, (1978), S. 221-270
- [64] Richers, U.: persönliche Mitteilung (1997)
- [65] Stoer, J. Bulirsch, R., Numerische Mathematik 2, Springer-Verlag, Berlin 1990, 3. Auflage
- [66] Smooke, M.D., Miller, J.A., Kee, R.J., Numerical Solution of Burner-Stabilized Premixed Laminar Flames by an Efficient Boundary Value Method, in: Peters, N., Warnatz, J., Numerical Methods in Laminar Flame Propagation Friedr. Vieweg & Sohn, Wiesbaden, Braunschweig, 1982
- [68] Reimann, D.O., Zeitgemäße Restabfallverbrennung –Stand der Technik, Möglichkeiten, Grenzen-, Schriftenreihe Umweltschutz, Bamberg 1993
- [69] Barin, I., Igelbüscher, A., Zenz, F.-R., Thermodynamische Analyse der Verfahren zur thermischen Müllentsorgung, Studie der ZEUS GmbH, Umweltanalytik und Verfahrenstechnik Duisburg, Essen 1996

Anhang A: Berechnung des AbgasvolumenstromsAnnahmen:

- Volumenstrom der gasförmigen Spurenstoffe $\equiv 0$; $\dot{V}_{\text{Spuren}} \equiv 0$
- Konzentration an NO im Abgas ist gering und wird vernachlässigt

Bekannt:

- der zeitlicher Verlauf der Abgasinhaltsstoffe ist aus der Gasanalyse bekannt.

$$\psi_{\text{CO}_2}(t); \psi_{\text{CO}}(t); \psi_{\text{O}_2}(t); \psi_{\text{H}_2\text{O}}(t); \psi_{\text{N}_2}(t) = 1 - (\psi_{\text{CO}_2}(t) + \psi_{\text{CO}}(t) + \psi_{\text{O}_2}(t) + \psi_{\text{H}_2\text{O}}(t))$$

- Normdichten der Abgasinhaltsstoffe aus FDBR Handbuch

$$\rho_{\text{CO}_2} = 1.9770 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{CO}} = 1.2505 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{O}_2} = 1.4290 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 0.8038 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{N}_2} = 1.2504 \text{ kg/m}^3$$

- Brennstoffmasse m_{BS}
- Masse Schlacke m_{S}
- Masse Asche m_{A}
- \dot{V}_{PL} bzw. \dot{m}_{PL} mit der Normdichte der Luft $\rho_{\text{PL}} = 1.2928 \text{ kg/m}^3$

Gesucht:

- $\dot{V}(t) = \dot{V}_{\text{Abgas}}(t)$

Massenbilanz am Ofen:

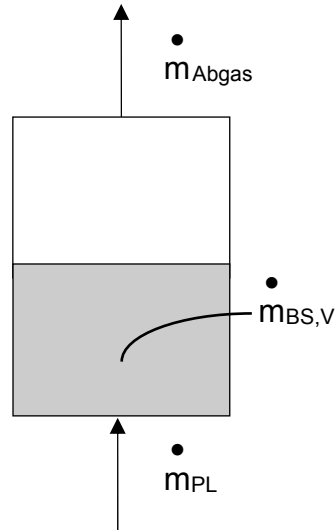


Abbildung 1-A: Massenbilanz am Laborofen

$$\dot{m}_{\text{Abgas}} = \dot{m}_{\text{PL}} + \dot{m}_{\text{BS,V}} \quad (\text{A-1})$$

mit: $\rho_{\text{Abgas}}(t) = \sum_i \psi_i(t) \cdot \rho_i$ und $\dot{m}_{\text{BS,V}} = \frac{(m_{\text{BS}} - m_{\text{S}} - m_{\text{A}})}{t_{\text{Experiment}}}$ folgt:

$$\dot{V}(t) = \frac{\dot{m}_{\text{Abgas}}}{\rho_{\text{Abgas}}(t)} = \frac{\dot{m}_{\text{PL}} + \dot{m}_{\text{BS,V}}}{\sum_i \psi_i(t) \cdot \rho_i} \quad (\text{A-2})$$

Anhang B: Mathematische Lösung des Gleichungssystems

Die Gleichungen (6-25e) bis (6-28e) stellen ein System miteinander gekoppelter, gewöhnlicher Differentialgleichungen dar. Eine analytische Lösung wäre nur durch zahlreiche und erhebliche Vereinfachungen möglich; aus diesem Grund wird das Gleichungssystem numerisch gelöst. Die Anfangsbedingungen sind am Eintritt und am Austritt des Systems gegeben, so daß die Lösung eines Rand -Eigenwert- problems gesucht wird. Als Lösungsmethode wird das "Einfachschießverfahren" gewählt [67].

Nur im Unendlichen gelten die Randbedingungen als exakt erfüllt. Weil die numerischen Berechnungen aber nicht im Unendlichen starten können, wird als Startpunkt ein Punkt in der Mitte des Systems gewählt und als Nullpunkt ($x=0$) festgelegt; von dort wird in beide Richtungen gerechnet.

Als Ursprung für x wird die Starttemperatur 375 K gewählt. Durch diese Wahl ergeben sich zwei wesentliche Vereinfachungen [58]:

- Für Berechnung $x < 0$, bzw. $T < 375$ K können die Reaktionsterme und der Wärmefluß durch Strahlung vernachlässigt werden,
- Für Berechnung $T > 375$ K ist die Verdunstung vollständig abgeschlossen und kann daher für $x > 0$ unberücksichtigt bleiben.

Um den Rechenaufwand auf ein vernünftiges Maß zu beschränken, werden die Berechnungen bei den endlichen x -Werten $x = a$ bzw. $x = b$ abgebrochen. Die Randbedingungen können mit den Werten bei a und b gleichgesetzt werden, weil sich die Lösungen den Endwerten im Unendlichen asymptotisch nähern. Das beschriebene Verfahren wird in Abbildung 1-B an einem qualitativen Temperaturverlauf graphisch erläutert.

Bei der Vorgehensweise nach dem "Schießverfahren" werden für die nicht bekannten Randbedingungen bei $x = 0$ Anfangswerte vorgegeben. Damit wird das Problem auf ein Anfangswertproblem zurückgeführt und mit den dafür bekannten Methoden gelöst. Für die Berechnungen wird ein Runge-Kutta-Verfahren 4. Ordnung gewählt.

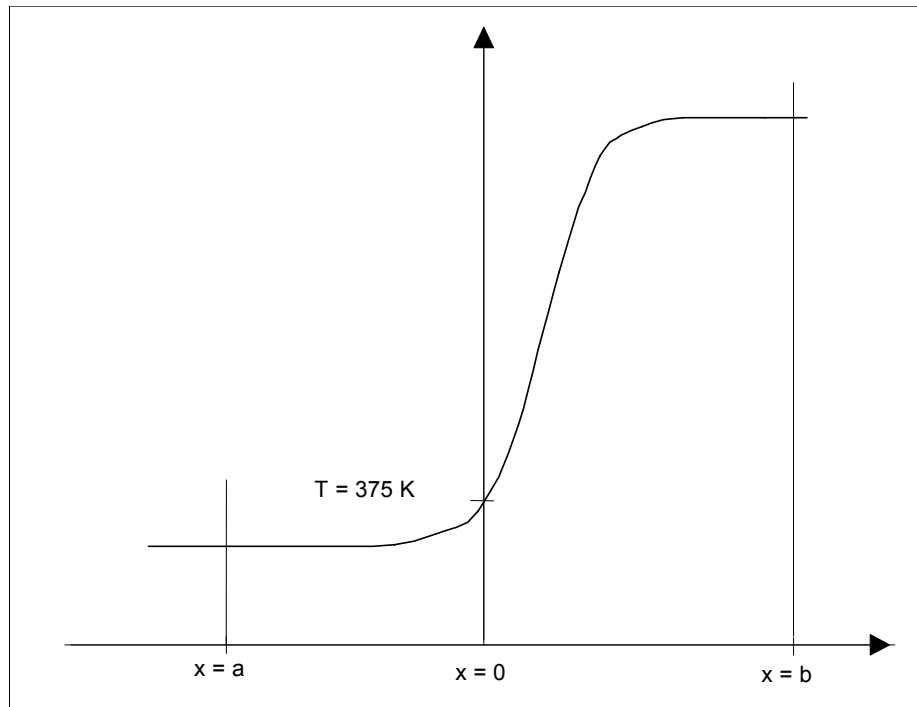


Abbildung 1-B: Qualitative Darstellung des Temperaturverlaufs in der Reaktionszone

Da ein Runge-Kutta-Verfahren 4. Ordnung nur auf Differentialgleichungen erster Ordnung anwendbar ist, müssen die Differentialgleichungen in Gleichungen der Form $y'(x) = f(x, y(x))$ umgewandelt werden. Die in den Beziehungen vorkommenden zweiten Ableitungen werden durch einfache Hilfsfunktionen in erste Ableitungen transformiert:

$$y_1(x) = f(x)$$

$$y_2(x) = f'(x) = y_1'(x) \tag{B-1}$$

$$y_2'(x) = f''(x)$$

Mit dieser Transformation lassen sich die Differentialgleichungen dann in der folgenden Form darstellen:

$$y_k'(x) = f\left(x, \sum_k y_k\right)$$

mit den Anfangsbedingungen: $y_k(0) = y_{k,0}$

$$y_1'(x) = \frac{dT}{dx} \tag{B-2}$$

$$y'_2(x) = \frac{d^2T}{dx^2} = \frac{\left[(1-\psi) (\rho c)_s v + \psi (\rho c)_g u \right] dT}{(\Lambda_{ax} + F_{rad} T^3)} \frac{dT}{dx} - \frac{3 F_{rad} T^2}{(\Lambda_{ax} + F_{rad} T^3)} \left(\frac{dT}{dx} \right)^2 + \frac{\Delta \dot{q}_{Verd} \cdot \Delta H_{verd} - (0.7 \cdot \Delta \dot{q}_{Ox.BG} - 0.3 \cdot \Delta \dot{q}_{Ox.Koks}) \cdot Hu_{BS,tr.}}{(\Lambda_{ax} + F_{rad} T^3)} \quad (B-3)$$

$$y'_3(x) = \frac{dp_s}{dx} = \frac{-(\Delta \dot{q}_{Verd.} + \Delta \dot{q}_{Entg.BG} + \Delta \dot{q}_{Ox.Koks})}{(1-\psi) \cdot v} \quad (B-4)$$

$$y'_4(x) = \frac{dy_{O_2}}{dx} \quad (B-5)$$

$$y'_5(x) = \frac{d^2y_{O_2}}{dx^2} = \frac{u_0 \rho_g}{D_{ax} \rho_g} \frac{dy_{O_2}}{dx} + \frac{v_{O_2} \left(\Delta \dot{q}_{Ox.BG} + \Delta \dot{q}_{Ox.Koks} \right)}{D_{ax} \rho_g} \quad (B-6)$$

$$y'_6(x) = \frac{dp_{BG}}{dx} \quad (B-7)$$

$$y'_7(x) = \frac{d^2p_{BG}}{dx^2} = \frac{u_0}{D_{ax}} \frac{dp_{BG}}{dx} - \frac{\left(\Delta \dot{q}_{Entg.BG} - \Delta \dot{q}_{Ox.BG} \right)}{D_{ax}} \quad (B-8)$$

Weiterhin enthalten die Gleichungen die gesuchte Frontgeschwindigkeit v als Eigenwert. Um v variieren zu können, wird eine weitere triviale Differentialgleichung eingeführt:

$$y'_8(x) = \frac{dv}{dx} = 0 \quad (B-9)$$

Für das Runge-Kutta-Verfahren werden die Gleichungen diskretisiert und die y -Werte an beiden Enden eines Diskretisierungsschritts h sowie in der Mitte des Intervalls berechnet. Der y -Wert für den nächsten Schritt ergibt sich aus dem gewichteten Mittel der berechneten Werte:

$$y(x+h) = y(x) + \frac{h}{6} (n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4) \quad (B-10)$$

$$n_1 = f(x_i, y_i) \quad (B-10a)$$

$$n_2 = f(x_i + 0.5 \cdot h, y_i + 0.5 \cdot h \cdot n_1) \quad (\text{B-10b})$$

$$n_3 = f(x_i + 0.5 \cdot h, y_i + 0.5 \cdot h \cdot n_2) \quad (\text{B-10c})$$

$$n_4 = f(x_i + h, y_i + h \cdot n_3) \quad (\text{B-10d})$$

Das Verfahren ist vierter Ordnung. Das bedeutet, daß der lokale Abbruchfehler von der Größe $O(h^5)$ ist. Der Intervallschritt wurde konstant mit $h=0.0003$ gewählt.

Bei $x = 0$ sind die Anfangsbedingungen

$$T(x = 0) = 375\text{K} \quad (\text{B-11})$$

$$\rho_{\text{BS}}(x = 0) = \rho_{\text{BS},0} \quad (\text{B-12})$$

$$\rho_{\text{BG}}(x = 0) = \rho_{\text{BG},0} \quad (\text{B-13})$$

gegeben. Für die unbekanntenen Anfangsbedingungen $y_{\text{O}_2}(0)$, $y'_{\text{O}_2}(0)$, und $T'(0)$ werden - wie oben bereits erläutert - beliebige Werte vorgegeben. Die berechneten Endwerte werden mit den vorgegebenen Randbedingungen $y(b) = y_b$ (bzw. $y(a) = y_a$) verglichen. Bei einer Abweichung müssen die frei gewählten Anfangsbedingungen $y(0) = u$ so abgeändert werden, daß die berechneten Endwerte $y(b;u)$ (bzw. $y(a;u)$) mit den Randbedingungen übereinstimmen. Gesucht ist also ein Lösung der Funktion $F(u) = y(b;u) - y_b = 0$ (bzw. $F(u) = y(a;u) - y_a = 0$). Zur Nullstellenbestimmung wird das Newton-Verfahren benutzt.

Zum Auffinden der Nullstelle der Funktion $F(u)$ wird ein verbesserter Startwert durch die Vorschrift

$$u_{\text{neu}} = u - \frac{F(u)}{F'(u)} \quad (\text{B-14})$$

gewonnen. Die Ableitung $F'(u)$ läßt sich meist nicht explizit bestimmen. Daher wird $F'(u)$ durch einen Differenzenquotienten $\Delta F(u)$ ersetzt:

$$\Delta F(u) = \frac{F(u + \Delta u) - F(u)}{\Delta u} \quad (\text{B-15})$$

Dabei muß Δu "genügend klein" gewählt werden; empfohlen wird eine Wahl nach der Formel $\Delta u = \sqrt{\text{eps}} \cdot u$ mit der Maschinengenauigkeit eps .

Diese Vorgehensweise wird für alle unbekanntes Anfangsbedingungen bei $x = 0$ gewählt, so daß die Randbedingungen bei a und b erfüllt sind:

$$T(a) = T_{\text{ein}} \quad (\text{B-16})$$

$$T'(b) = 0 \quad (\text{B-17})$$

$$y_{\text{O}_2}(a) = y_{\text{O}_2,\text{ein}} \quad (\text{B-18})$$

$$y'_{\text{O}_2}(b) = 0 \quad (\text{B-19})$$

Bei dem Versuch, den Temperatur- und Sauerstoffverlauf gleichzeitig zu berechnen, ergeben sich erhebliche Konvergenzschwierigkeiten [68]. Aus diesem Grund wird die erste Berechnung des Temperaturverlaufs mit einem interpolierten Sauerstoffverlauf vorgezogen. Im Anschluß wird der Sauerstoffverlauf mit dem interpolierten Temperaturverlauf berechnet. Es handelt sich um ein iteratives Verfahren.

Die erste Näherung für den interpolierten Sauerstoffverlauf wird ohne Berücksichtigung der Diffusion berechnet. Eine neue Näherung für den Sauerstoffverlauf wird dann mit Hilfe des berechneten Temperaturverlaufs gewonnen. Die nächste Näherungsrechnung für den Temperaturverlauf wird dann mit dem zuletzt berechneten Sauerstoffverlauf durchgeführt. Dieser Vorgang wird wiederholt, bis sich die Lösungen nicht mehr unterscheiden.

Die Berechnung der Verdunstung gestaltet sich durch das Rückrechnen des Temperaturverlaufs von $x = 0$ zum Anfangspunkt $x = a$ schwierig, da Dauer und Ausmaß der Verdunstung von der Feuchte der Partikel abhängen. Im Verlauf der Untersuchungen hat sich jedoch gezeigt, daß mit vertretbarem Aufwand die Verdunstungsrate zu Beginn der Berechnungen mit Hilfe eines repräsentativen Temperaturverlaufs berechnet werden kann.

In Anhang C ist der Programmablauf in Form eines Blockschaltbildes dargestellt.

Anhang C: Programmablauf

Implementierung.nb

Einlesen der Stoffwerte und der Gleichungen für die Wärme- und Stoffübergangparameter

Einlesen des Gleichungssystems

Verdunstung.nb

Einlesen und Interpolation eines typischen Temperaturverlaufs aus experimentellen Werten

Berechnung der Verdunstungsrate

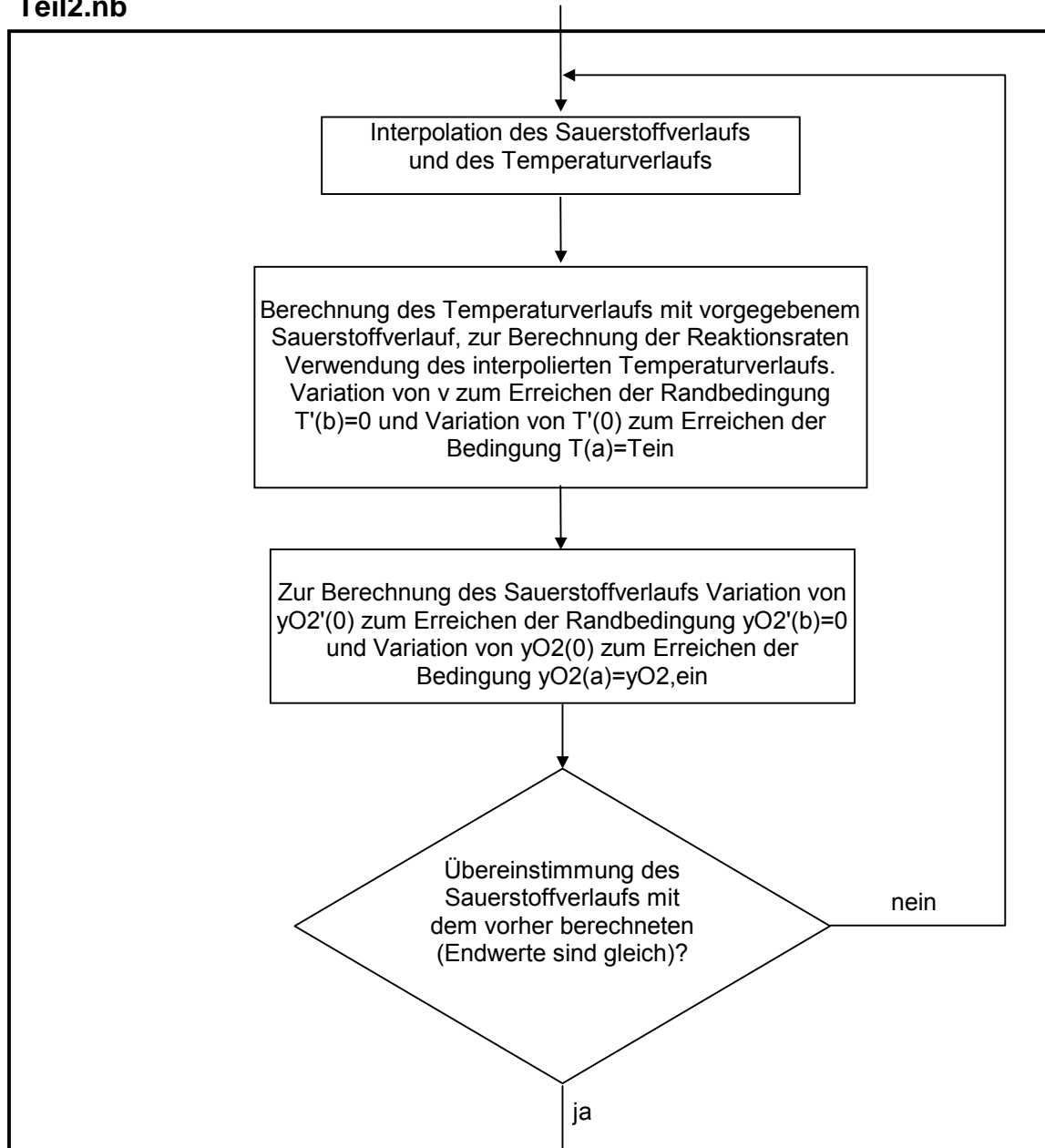
Interpolation der Verdunstungsrate

Teil1.nb

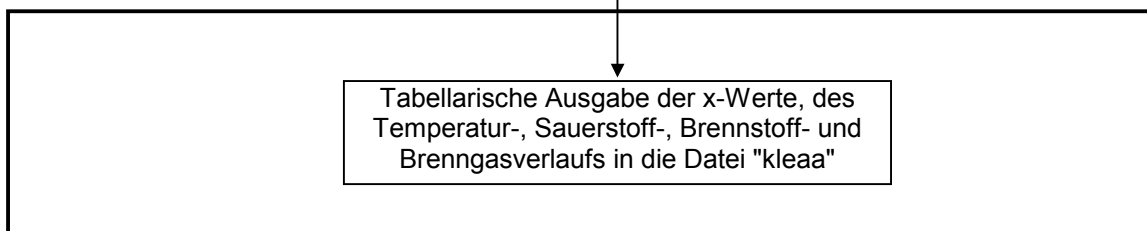
Berechnung des Temperatur-verlaufs mit Hilfe der Sauerstoffbilanz ohne Dispersion, dabei Variation von v zum Erreichen der Randbedingung $T'(b)=0$ und Variation von $T'(0)$ zum Erreichen der Bedingung $T(a)=T_{\text{ein}}$

Berechnung des Sauerstoffverlaufs, dabei Variation von $y_{O_2}'(0)$ zum Erreichen der Bedingung $y_{O_2}'(b)=0$ und Variation von $y_{O_2}(0)$ zum Erreichen der Bedingung $y_{O_2}(a)=y_{O_2,\text{ein}}$

Teil2.nb



Ausgabe.nb



Anhang D: Tabellen der verwendeten Größen

	Molmasse \tilde{M} [g/mol]	"Diffusionsvolumen" μ
Luft	28.96	20.1
Wasser	18	12.7
Sauerstoff	32	16.6

Tabelle 1-D: Berechnung der Diffusionskoeffizienten δ nach Fuller
Gleichung (6-26)

Stoffgröße	Einheit	Wert	Quelle
Holz			
Wärmeleitfähigkeit λ	[W/m K]	0.15	VDI Wärmeatlas
Wärmekapazität c	[J/kg K]	2700	Dubbel
Dichte ρ	[kg/m ³]	330 (315 - 350)	Versuchs- unterlagen
Raschigringe			
Wärmeleitfähigkeit λ	[W/m K]	1.63	VDI Wärmeatlas
Wärmekapazität c	[J/kg K]	700	VDI Wärmeatlas
Dichte ρ	[kg/m ³]	1600	VDI Wärmeatlas
Luft			
Wärmeleitfähigkeit λ	[W/m K]	$(0.0576 \cdot T + 9.9855) \cdot 10^{-3}$	VDI Wärmeatlas, Anpassung
Wärmekapazität c	[J/kg K]	$0.2088 \cdot T + 929.12$	VDI Wärmeatlas, Anpassung
kinemat. Viskosität ν	[m ² /s]	$(0.0007 \cdot T^2 + 0,587 \cdot T - 85.36) \cdot 10^{-7}$	VDI Wärmeatlas, Anpassung

Tabelle 2-D: Zusammenfassung der Stoffgrößen

Länge Festbett L	[m]	0.28
Innendurchmesser Reaktor d	[m]	0.25
Partikelgröße d_p	[m]	0.01/ 0.015
Porosität Ψ (d_p 10 / d_p 15)	-	0.42 / 0.33

Tabelle 3-D: Reaktormaße und Festbettdaten

	Häufigkeitsfaktor k	Aktivierungsenergie E	Reaktionsenthalpie ΔH	stöchiometr. Koeffizient ν_{O_2}
Entgasung	15000 1/s	80 kJ/mol	-	-
homogene Verbrennung	$5 \cdot 10^6$ m ³ /kgs	150 kJ/mol	Hu=17.5 MJ/kg	1.27
heterogene Verbrennung	$1 \cdot 10^7$ m ³ /kgs	139 kJ/mol		

Tabelle 4-D: Zusammenfassung der kinetischen Parameter

Schmidt-Zahl Sc	-	0.7
Emissionskoeffizient ϵ	-	0.9
Massenanteil Inertgehalt α	-	0.2 (0 - 0.35)
Massenanteil Feuchtegehalt x		0.17 (0 - 32)

Tabelle 5-D: Weitere Größen

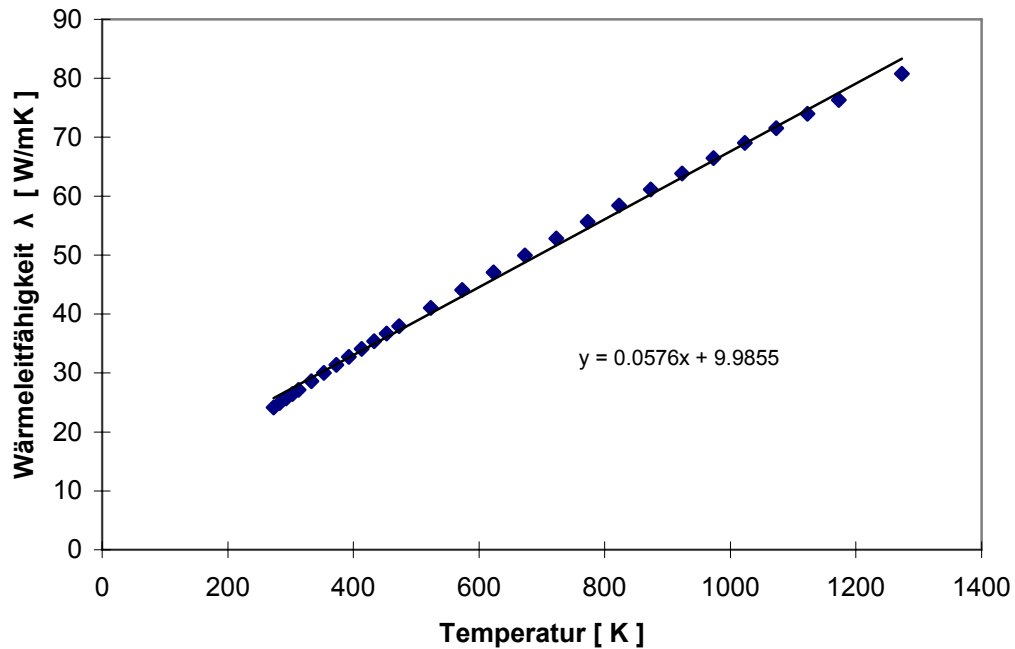
Anhang E: Korrelation der Stoffgrößen für Luft

Abbildung 1-E: Wärmeleitfähigkeit von Luft in Abhängigkeit der Temperatur

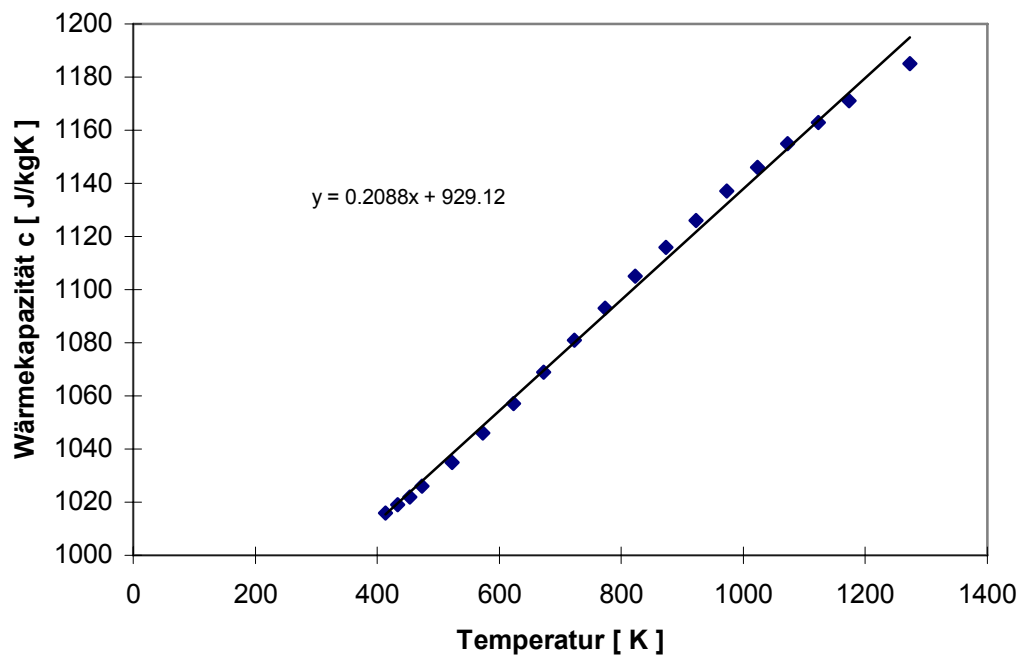


Abbildung 2-E: massenspezifische Wärmekapazität von Luft in Abhängigkeit der Temperatur

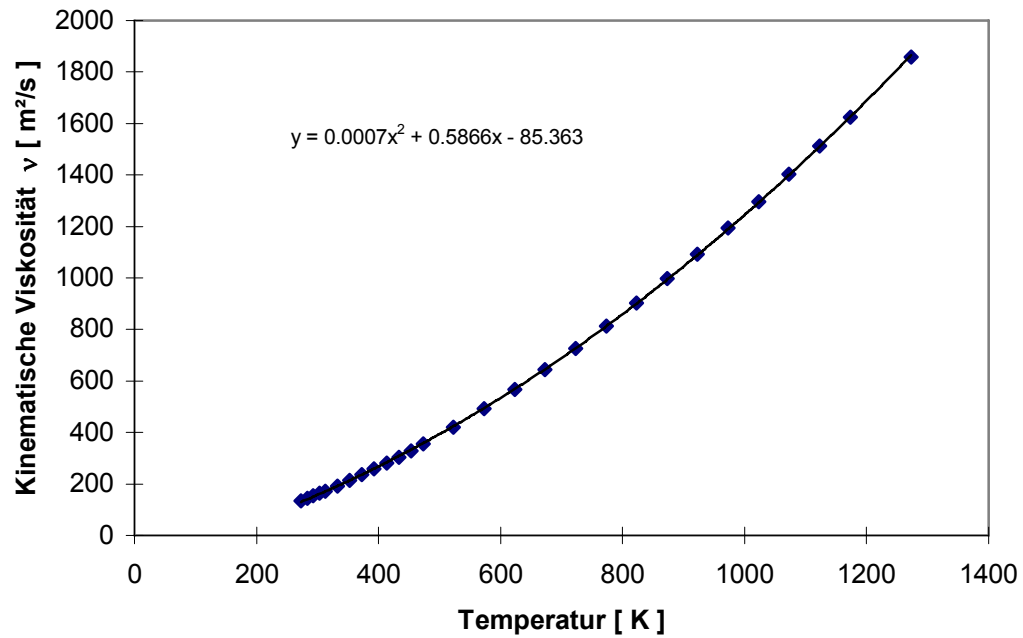


Abbildung 3-E: Kinematische Viskosität von Luft in Abhängigkeit der Temperatur