

# Entwicklung einer Pelletsstaub- Einblasfeuerung mit Zyklonbrennkammer

Erarbeitung der Grundlagen

I. Obernberger

Berichte aus Energie- und Umweltforschung

**6/2003**

## **Impressum:**

Eigentümer, Herausgeber und Medieninhaber:  
Bundesministerium für Verkehr, Innovation und Technologie  
Radetzkystraße 2, 1030 Wien

Verantwortung und Koordination:  
Abteilung für Energie- und Umwelttechnologien  
Leiter: DI Michael Paula

Liste sowie Bestellmöglichkeit aller Berichte dieser Reihe unter <http://www.nachhaltigwirtschaften.at>  
oder unter:

Projektfabrik Waldhör  
Nedergasse 23, 1190 Wien  
Fax 01 /36 76 151 - 11  
Email: projektfabrik@nextra.at

# Entwicklung einer Pelletsstaub- Einblasfeuerung mit Zyklonbrennkammer

Erarbeitung der Grundlagen

Projektleiter: Univ.Doz. DI Dr. Ingwald Obernberger  
Sachbearbeiter: DI Stefan Friedl,  
DI Dr. Alexander Weissinger

Inst. für Grundlagen der Verfahrens- und Anlagentechnik  
Technische Universität Graz

Graz, Juli 2002

# Inhaltsverzeichnis

<b>ZUSAMMENFASSUNG</b> .....	<b>1</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>3</b>
<b>1 EINLEITUNG</b> .....	<b>4</b>
<b>2 PROBLEMSTELLUNG UND ZIELSETZUNGEN</b> .....	<b>5</b>
<b>3 LITERATURSTUDIE ÜBER BIOMASSE-EINBLAS UND STAUBFEUERUNGEN</b> .....	<b>7</b>
3.1 EINBLASFEUERUNG .....	7
3.1.1 <i>Ursprüngliche Form der Einblasfeuerung</i> .....	7
3.1.2 <i>Muffeleinblasfeuerung</i> .....	8
3.1.3 <i>Einblasfeuerung mit implizierter Zyklonströmung</i> .....	10
3.2 STAUBFEUERUNGEN (STAUBBRENNER) .....	17
3.3 SCHLUSSFOLGERUNGEN UND EMPFEHLUNGEN FÜR DIE ENTWICKLUNG UND KONZEPTION EINER PELLET-STAUBFEUERUNG .....	22
<b>4 ENTWICKLUNG EINES ABBRANDMODELLS FÜR KLEINE HOLZPARTIKEL</b> .....	<b>23</b>
4.1 MATHEMATISCHE MODELLIERUNG DES ABBRANDS VON HOLZPARTIKELN .....	23
4.2 REAKTIONSMODELL .....	23
4.3 TROCKNUNG UND PYROLYSE .....	24
4.4 HETEROGENE VERBRENNUNG DES RESTKOHLENSTOFFES .....	26
4.4.1 <i>Kontrolle durch Stoffübergang (Regime III)</i> .....	29
4.4.2 <i>Kontrolle durch chemische Reaktionsgeschwindigkeit (Regime I)</i> .....	31
4.4.3 <i>Abschätzung des vorherrschenden Regimes</i> .....	32
4.5 ÜBERLAPPUNG ZWISCHEN PYROLYSE UND RESTKOHLENSTOFFABBAND .....	33
4.6 HOMOGENE VERBRENNUNG DER GASPHASE .....	35
4.6.1 <i>Mischungskontrolliertes Regime</i> .....	35
4.6.2 <i>Reaktionskinetisch kontrolliertes Regime</i> .....	36
4.6.3 <i>Vereinfachtes Modell</i> .....	36
4.7 BERECHNUNG DER PARTIKELABBANDDAUER .....	38
4.8 DARSTELLUNG UND DISKUSSION DER BERECHNUNGSERGEBNISSE .....	39
4.8.1 <i>Überlappung zwischen Pyrolyse und Restkohlenstoffabbrand</i> .....	39
4.8.2 <i>Trocknung und Pyrolyse</i> .....	41
4.8.3 <i>Heterogene Verbrennung des Restkohlenstoffes</i> .....	44
4.8.4 <i>Homogene Verbrennung der Gasphase</i> .....	60
4.8.5 <i>Zusammenfassung der Berechnungsergebnisse</i> .....	62
<b>5 PRÜFUNG DER BERECHNUNGSMODELLE MITTELS MESSERGEBNISSEN AUS EINER   PILOT-EINBLASFEUERUNGSANLAGE</b> .....	<b>64</b>
5.1 VERGLEICH DER ERGEBNISSE DER MODELLRECHNUNGEN MIT REALDATEN AUS EINER PILOT-LABOR- FEUERUNGSANLAGE .....	64
5.1.1 <i>Rahmenbedingungen der Versuchsläufe</i> .....	64
5.1.2 <i>Vergleich der Modellrechnungen mit den experimentellen Ergebnissen an der Pilotanlage</i> .....	68
5.2 VERGLEICH DER ERGEBNISSE DER MODELLRECHNUNG MIT DEN ERGEBNISSEN DER LABORREAKTORVERSUCHE .....	75
5.3 VERGLEICH DER MODELLRECHNUNGEN FÜR DIE GASPHASE MIT DEN MESSUNGEN AN DER PILOTFEUERUNG .....	78
5.4 BEWERTUNG DER MODELLRECHNUNGEN IM VERGLEICH MIT DEN EXPERIMENTELLEN ERGEBNISSEN .....	79
<b>6 ZUSAMMENFASSUNG, SCHLUSSFOLGERUNGEN UND AUSBLICK</b> .....	<b>80</b>
<b>7 LITERATURNACHWEIS</b> .....	<b>83</b>

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1:	Entwicklung der Hackgut- und Pelletsheizungen in Österreich, Hackschnitzelheizungserhebung 1987 – 2001 der NÖ Landwirtschaftskammer.....	4
Abbildung 3-1:	Einblasfeuerung - historisches Konzept.....	8
Abbildung 3-2:	Muffeinblasfeuerung – historisches Konzept.....	9
Abbildung 3-3:	Weiterentwickelte Muffeinblasfeuerung (Mawera) .....	9
Abbildung 3-4:	Zykloneinblasfeuerung mit tangentialer Einblasung.....	11
Abbildung 3-5:	Zykloneinblasfeuerung mit zentrischer Einblasung und Nachverbrennungszone.....	12
Abbildung 3-6:	Zykloneinblasfeuerung mit zentrischer Einblasung – schematische Darstellung.....	12
Abbildung 3-7:	Zyklon-Einblasfeuerung mit Gliederkopfgebläse .....	13
Abbildung 3-8:	Zweistufige Zyklon-Brennkammer für Holzstaub – österreichische Entwicklung .....	15
Abbildung 3-9:	Zweistufige Zyklon-Brennkammer für Holzstaub - schwedische Entwicklung.....	16
Abbildung 3-10:	Funktionsprinzip des Staubbrenners .....	18
Abbildung 3-11:	Mehr- und Stoffwechselfbrenner „OGSTFA“ .....	19
Abbildung 3-12:	CK-Staubbrenner.....	20
Abbildung 3-13:	Versuchsbrennkammer mit Staubbrenner – Universität Stuttgart.....	21
Abbildung 4-1:	Entgasung des Einzelpartikels nach dem „Shrinking Core Extended Model“ (SCEM).....	24
Abbildung 4-2:	Zweifilm-Modell .....	33
Abbildung 4-3:	Flussdiagramm zur Berechnung der Abbranddauer .....	38
Abbildung 4-4:	Kritischer Radius $R_c$ in Abhängigkeit der Partikeltemperatur.....	40
Abbildung 4-5:	Kritischer Radius $R_c$ in Abhängigkeit vom Sauerstoffpartialdruck.....	40
Abbildung 4-6:	Kritischer Radius $R_c$ in Abhängigkeit vom stöchiometrischem Flüchtig-/Sauerstoff-Verhältnis .....	41
Abbildung 4-7:	Dauer der Pyrolyse in Abhängigkeit der Temperatur.....	42
Abbildung 4-8:	Dauer der Pyrolyse in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase .....	43
Abbildung 4-9:	Dauer der Pyrolyse in Abhängigkeit vom Sauerstoffpartialdruck.....	44
Abbildung 4-10:	Abschätzung des vorherrschenden Regimes bei verschiedenen Temperaturen .....	45
Abbildung 4-11:	Abschätzung des vorherrschenden Regimes bei verschiedenen $O_2$ -Gehalten.....	46
Abbildung 4-12:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 5 mm .....	48
Abbildung 4-13:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit des $O_2$ -Gehaltes – Brennstoff-Korngröße 5 mm .....	49

Abbildung 4-14:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase – Brennstoff-Korngröße 5 mm .....	50
Abbildung 4-15:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm .....	51
Abbildung 4-16:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit des O <sub>2</sub> -Gehaltes – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm .....	52
Abbildung 4-17:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm .....	53
Abbildung 4-18:	Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur (bei 800 °C) .....	55
Abbildung 4-19:	Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur (bei 1.400 °C) .....	55
Abbildung 4-20:	Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom O <sub>2</sub> -Gehalt (bei 5 kPa) .....	55
Abbildung 4-21:	Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom O <sub>2</sub> -Gehalt (bei 17 kPa) .....	56
Abbildung 4-22:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 5 mm .....	57
Abbildung 4-23:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom O <sub>2</sub> -Gehalt – Brennstoff-Korngröße 5 mm .....	58
Abbildung 4-24:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm .....	59
Abbildung 4-25:	Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom O <sub>2</sub> -Gehalt – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm .....	60
Abbildung 4-26:	Dauer des CO-Abbaues im Rauchgas bei mischungskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Mischungsrate.....	61
Abbildung 4-27:	Dauer des CO -Abbaues im Rauchgas bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Rauchgastemperaturen .....	62
Abbildung 5-1:	Vergleich der Modellrechnungsergebnisse der Partikelabbrandberechnung in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit an der Partikeloberfläche mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage – Kontrolle durch Stoffübergang .....	73
Abbildung 5-2:	Vergleich der Modellrechnungsergebnisse der Partikelabbrandberechnung in Abhängigkeit des O <sub>2</sub> -Gehaltes mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage - Diffusionskontrolle.....	74
Abbildung 5-3:	Vergleich der Modellrechnungsergebnisse der Partikelabbrandberechnung in Abhängigkeit der Temperatur mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage - Diffusionskontrolle.....	75

Abbildung 5-4:	Freisetzung der C-Komponenten als Funktion der Zeit während eines Abbrandversuches im Laborreaktor .....	76
Abbildung 5-5:	Zündzeitpunkt und Start des Holzkohleabbrands als Funktion der Durchströmung (A) und des O <sub>2</sub> -Gehaltes (B) im durchströmenden Gasgemisch.....	77
Abbildung 5-6:	Massenabbau als Funktion der Zeit bei verschiedenen Leerrohrgeschwindigkeiten der Verbrennungsluft am Eintrittsquerschnitt in die Schüttschicht .....	77
Abbildung 5-7:	Vergleich der Modellrechnungsergebnisse mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage für die Gasphasen-Verbrennung .....	78

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 3-1:	Zusammenstellung von Vor- und Nachteilen der Muffeleinblasfeuerung.....	10
Tabelle 3-2:	Zusammenstellung der Vor- und Nachteile von Feuerungen mit Zyklon-Brennkammer.....	14
Tabelle 3-3:	Zusammenstellung der Vor- und Nachteile von Staubfeuerungen mit zweistufiger Zyklon-Brennkammer.....	17
Tabelle 3-4:	Zusammenstellung der Vor- und Nachteile von Staubbrennern.....	22
Tabelle 4-1:	Reaktionskinetische Parameter für die Pyrolyse von Holz und Holzbestandteilen .....	25
Tabelle 4-2:	Brennstoffspezifische Parameter zur Berechnung der Pyrolysedauer .....	26
Tabelle 4-3:	Zusammensetzung und Dichte von Buchen-, Weichholz- und Spanplattenspänen .....	28
Tabelle 4-4:	Diffusionskoeffizient für Sauerstoff bei Bezugsdruck und –temperatur .....	30
Tabelle 4-5:	Reaktionskinetische Parameter des Kohlenstoffabbrandes.....	32
Tabelle 4-6:	Berechnungsergebnis des stöchiometrischen Brennstoff-/Sauerstoff-Verhältnis bzw. Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis für Buche, Weichholz und Spanplatten.....	35
Tabelle 4-7:	Reaktionskinetische Parameter der CO-Verbrennung .....	37
Tabelle 4-8:	Zusammenfassung der Modellrechnungsergebnisse für Buche, Weichholz und Spanplatten - Brennstoff-Partikeldurchmesser von 1,5 mm und 5 mm.....	63
Tabelle 5-1:	Konstanten zur Berechnung des Abgasverlustes nach BImSchV.....	66
Tabelle 5-2:	Brennstoffdaten für Fichte und Holzkohle für den Vergleich Modellberechnungen – Messungen an der Pilot-Feuerung .....	67
Tabelle 5-3:	Korngrößenverteilung der für Testläufe verwendeten Brennstoff-Proben-Qualität BQ_1 und BQ_2.....	68
Tabelle 5-4:	Berechnung der Holzstaubabscheideeffizienz der Zyklonfeuerung für die einzelnen Testläufe .....	69
Tabelle 5-5:	Stoff- und Energiebilanzen der Testläufe TL1 bis TL5.....	70
Tabelle 5-6:	Stoff- und Energiebilanzen der Testläufe TL6 bis TL9.....	71
Tabelle 5-7:	Berechnung der Partikel- bzw. Gasverweilzeiten.....	72



## Abkürzungen, chemische Formelzeichen und Indizes

(alphabetisch geordnet)

### Abkürzungen:

Brst	Brennstoff
BQ	Brennstoffqualität
Ch	Charge
CK	Chemische Kontrolle
EDC	Eddy Dissipations Concept
f	feucht
FS	Frischsubstanz (Brennstoff)
MK	Mischungskontrolle
n.g.	nicht gemessen
PL	Primärverbrennungsluft
RG	Rauchgas
SCEM	„Schrumpf-Kern Modell“ (Shrinking Core Extended Model)
SK	Stoffübergangskontrolle
TL	Testlauf
tr.	trocken
TS	Trockensubstanz (Brennstoff)

### Chemische Formelzeichen:

C	Kohlenstoffgehalt im Brennstoff
CO	Kohlenmonoxid
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid
C <sub>x</sub> H <sub>y</sub>	Kohlenwasserstoff
H	Wasserstoffgehalt im Brennstoff
H <sub>2</sub>	Wasserstoff
H <sub>2</sub> O	Wasser
i	Brennstoff-Spezies
N	Stickstoffgehalt im Brennstoff
N <sub>2</sub>	Stickstoff
NO	Stickstoffmonoxid
NO <sub>2</sub>	Stickstoffdioxid
O	Sauerstoffgehalt im Brennstoff
O <sub>2</sub>	Sauerstoff
S	Schwefelgehalt im Brennstoff
SO <sub>2</sub>	Schwefeldioxid
x, y, z	Atom-Index
τ#	stöchiometrischer Faktor [-]

## Indizes:

A	Abgas
a	außen
b	Brennstoff-Bett
bk	Brennkammer
C	Kohlenstoffpartikel (char), Brennstoffpartikel
c	Kohlenstoffpartikel (char)
D	Entgasung (devolatilization)
e	Einlaufbereich (Zyklon)
f	Brennstoff (fuel)
f	Flüchtige
fix	fest gebunden
fuel	Brennstoff
g	Gas
G	Grenze
ges.	gesamt
i	innen
j	Schalenindex
K	Kessel
kin.	kinetisch
krit.	kritisch
L	Luft
m	Mittelwert
mag	Magnussen
max	Maximum
N	Normzustand
o	oben
opt	Optimum
ox	Oxidationsmittel
p	Partikel
prod	Produkte
R	Reaktion
R	Rückstand
RR	Rosin-Rammler (Korngrößenverteilung)
RZ	Reaktionszone, Grenzschicht
s	Oberfläche (surface)
S	Strahlung
stöch	stöchiometrisch
t	tangential
u	unten
U	Unverbrannt
vm	Flüchtige Brennstoffbestandteile (volatile matter)
0	Anfangszustand

## Zusammenfassung

Beim Betrieb von Pellet-Kleinfeuerungen zur Raumwärmeerzeugung und Brauchwasserbereitung treten oft Schwierigkeiten aufgrund von überhöhten Staubanteilen im Brennstoff auf. Aus diesem Grund könnte es sinnvoll sein, die Pellets in zermahlener Form in einer speziell dafür abgestimmten Feuerung einzusetzen. Dabei könnten jene Vorteile genutzt werden, welche von Einblasfeuerungen bekannt sind. Einerseits ist dies die stufenlose Regelbarkeit im Bereich von 25 bis 100 % der Nennleistung und andererseits die geringen erreichbaren CO- und NO<sub>x</sub>-Emissionen. Einen weiteren Vorteil stellt der geringe erforderliche Gesamtluftüberschuss für eine schadstoffarme Verbrennung dar, der eine Erhöhung des feuerungstechnischen Wirkungsgrades der Anlage bedeutet.

Über eine Literaturrecherche wurde der derzeitige Stand der Technik hinsichtlich Einblas- und Staubfeuerungen für feste biogene Brennstoffe evaluiert, der die Basis für die Konzeption einer Pilotanlage bilden sollte. Ein wesentlicher Schwerpunkt der vorliegenden Arbeit war die Untersuchung des Verbrennungsablaufes von Einzelpartikeln und deren wichtigste Einflussgrößen, sowie die Erstellung eines näherungsweisen Abbrandmodells für Biomasse-Einzelpartikel von Buche, Weichholz und Spanplatte. Das Modell beschreibt die einzelnen Verbrennungsphasen der Pyrolyse/Vergasung, des heterogenen Holzkohlenabbrands und des Ausbrands in der Gasphase für die Fälle einer Stoffübergangskontrolle und einer chemischen Kontrolle. Für den Vorgang der Pyrolyse/Vergasung kann die Temperatur als limitierender Faktor angenommen werden. Für den Holzkohlenabbrand zeigte sich, dass im Bereich einer Umgebungstemperatur des Partikels von 900 °C bis 1.400 °C, einem O<sub>2</sub> Partialdruck in der Umgebung des Partikels zwischen 5 und 17 kPa, sowie einer Relativgeschwindigkeit zwischen Partikel und umströmendem Medium zwischen 5 m/s und 15 m/s, die Verbrennung am Partikel durch Stoffübergangskontrolle limitiert wird. Bei Temperaturen unter 900 °C tritt eine Überlappung zwischen Stoffübergangskontrolle und chemischer Kontrolle auf. Die CO-Verbrennung in der Gasphase erfolgt mischungskontrolliert.

Auf Basis des erstellten Modells wurden Abbrandberechnungen durchgeführt, welche die Ermittlung der erforderlichen Verweilzeiten der Partikel im Feuerraum für deren vollständigen Ausbrand lieferten (für bestimmte vorgegebene Rahmenbedingungen). Im Rahmen von Sensitivitätsanalysen wurde der Einfluss der Parameter Temperatur, Relativgeschwindigkeit zwischen Partikel und oxidierendem Medium, O<sub>2</sub>-Partialdruck in der Partikelumgebung und Partikelgröße untersucht. Auf Basis der Berechnungen erfolgte in einem parallel laufenden Industrieprojekt die Auslegung einer Zyklon-Brennkammer, die eine Verbrennung bei niedrigen Emissionen und eine gleichzeitige Entstaubung des Rauchgases erreichen sollte. Die Vorgabe eines möglichst vollständigen Partikelabbrandes war eine weitere Forderung. Nach der Realisierung der konzipierten Zyklon-Feuerung in Form einer Labor-Pilotfeuerungsanlage wurden erste Testläufe durchgeführt. Anhand des dabei aufgezeichneten Datenmaterials wurden Auswertungen vorgenommen, die eine Bewertung des umgesetzten Konzeptes sowie der verwendeten Modelle ermöglichten. Durch Vergleich der Modellergebnisse des Partikel-Abbrandes mit den Realergebnissen an der Versuchsanlage, sowie Untersuchungen zum Abbrandverhalten biogener Brennstoffe am Laborreaktor des Instituts für Grundlagen der Verfahrenstechnik, konnte eine tendenzielle Übereinstimmung hinsichtlich des Einflusses der Parameter Temperatur, O<sub>2</sub>-Gehalt, Relativ-

geschwindigkeit und Partikeldurchmesser festgestellt werden, die auf eine grundsätzliche Tauglichkeit des erstellten Partikelabbrandmodells schließen lässt. Zur Absicherung und Optimierung dieses Abbrandmodells werden jedoch noch weitere Testläufe mit umfangreichem Messprogramm empfohlen. Der Einsatz dieses Modells im Rahmen von CFD-Modellrechnungen könnte es in Zukunft ermöglichen, die Geometrie der Brennkammer, sowie die erforderlichen Verweilzeiten der Partikel für deren vollständigen Ausbrand computergestützt zu simulieren und zu optimieren, und somit zeitintensive Versuchsreihen und Umbauarbeiten an Pilotanlagen deutlich zu reduzieren.

## Abstract

The operation of small-scale wood pellet boilers for central heating and hot water supply can cause problems if the percentage of dust in the fuel exceeds a certain level. In this context it could be useful to grind the pellets before burning them in a specially developed dust combustor. This approach uses the high load flexibility of dust combustion systems which can be operated in continuous operation between 25 and 100 % of the maximal load. Moreover, emissions of CO and NO<sub>x</sub> can be achieved at low excess air ratio, which ensures a high thermal efficiency.

By means of a literature review the state-of-the-art of biomass dust combustion systems was evaluated, which formed the base for the conception of a pilot plant. A major focus of the work presented was the investigation of the different stages of single particle combustion and their major influencing parameters as well as the development of an approximating mathematical model for the single-particle conversion of spruce, softwood and fibreboard. The model describes the various phases of combustion (pyrolysis/gasification, heterogeneous charcoal burnout and gas-phase combustion) for the cases of a limitation by diffusion and of a limitation by chemical kinetics. For the process of pyrolysis and gasification, the temperature of the particle surrounding can be assumed as limiting factor. Regarding the charcoal burnout it turned out, that the combustion of the particle is limited by diffusion for temperatures in the particle surroundings between 900 °C and 1.400 °C, a partial pressure of O<sub>2</sub> near the particle, as well as a slip velocity between particle and the flue gas between 5 m/s and 15 m/s. Below 900 °C an overlapping of limitation by diffusion and limitation by chemical kinetics exists. The CO combustion is mixing controlled.

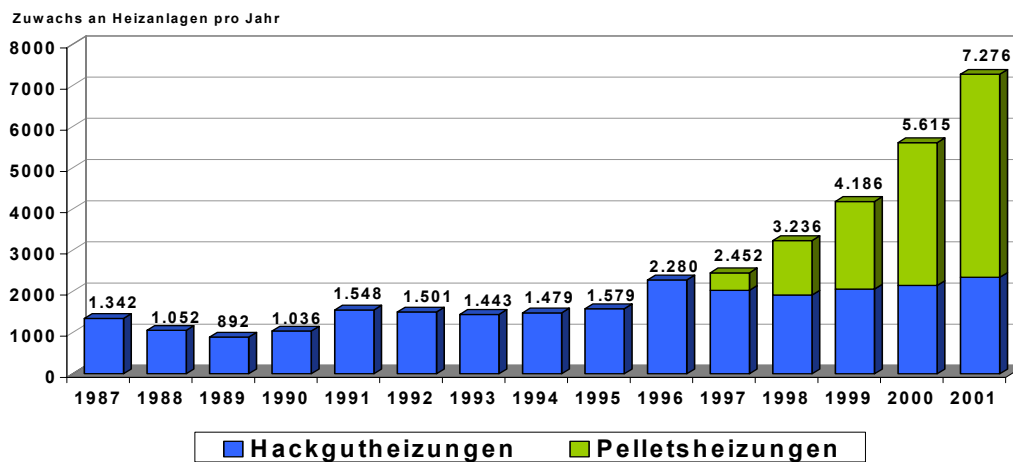
On the basis of the mathematical model, calculations to determine the necessary residence time of the particles in the combustion chamber to enable a complete charcoal burnout (for defined boundary conditions), were performed. By means of sensitivity analysis the influence of the parameters temperature, slip-velocity between the particle and the oxidising medium, partial pressure of O<sub>2</sub> in the particle surroundings and particle size was investigated. Based on these calculations, a cyclone-combustion chamber, which should enable a combustion at low emissions, a simultaneous precipitation of fly ash particles, as well as an almost complete particle burnout, was designed and built in a parallel industrial project.

At this pilot dust combustion plant test runs have been performed. Based on the results achieved and the operation data recorded, an evaluation of the combustion technology as well as of the mathematical model developed, has been performed. By comparison of the modelling results with the measurement data it turned out that the mathematical model describes the influence of the parameters investigated qualitatively correct and showed reliable results. Hence it can be stated, that the model developed proved to form a suitable basis for the design of dust combustion furnaces. Nevertheless, for a better validation additional test runs are recommended. In the near future the application of this model in combination with CFD-simulations could enable a simulation and optimisation of the furnace geometry as well as of the residence times necessary for the fuel particles in the combustion chamber, thus contributing to a considerable reduction of time consuming test runs and pilot plant adaptations.

# 1 Einleitung

In Österreich sind derzeit rund 40.200 mit Biomasse als Brennstoff beschickte Feuerungsanlagen mit einer thermischen Gesamtleistung von ca. 3.070 MW in Betrieb. Sowohl bezüglich ihrer Anzahl (rund 36.920) als auch bezüglich der installierten Leistung (rund 1.300 MW) dominieren dabei Kleinanlagen (Kesselnennleistungen bis 100 kW) [11].

Seit 1997 erfreuen sich in diesem Marktsegment Pelletsheizungen steigender Beliebtheit, was letztendlich dazu führte, dass 1999 bereits mehr als die Hälfte der neu in Betrieb genommenen Kleinfeuerungsanlagen mit Pellets als Brennstoff betrieben wurden. Im Jahr 2001 betrug der Anteil mit rund 4.930 neu installierten Pelletsheizungen bereits 67% aller neu installierten Kleinanlagen (Abbildung 1-1) [11]. Das wohl schlagkräftigste Argument für den Einsatz von Holzpellets zur Energieerzeugung in Kleinfeuerungen ist neben dem ökologischen Aspekt der CO<sub>2</sub>-Neutralität der Umstand, dass es sich bei Pellets um einen genau definierten und sehr homogenen, genormten Brennstoff handelt. Die Feuerungsanlagen können somit effizient an die maßgeblichen Eigenschaften dieses Brennstoffes wie Wassergehalt und Stückigkeit angepasst werden, und sind somit bei weitem weniger störungsanfällig als zum Beispiel mit Hackgut betriebene Anlagen. Ein weiterer Vorteil liegt im hohen Bedienungskomfort von Pelletsheizungen die den Vergleich zu modernen Ölheizungen nicht mehr zu scheuen brauchen. Auf Grund der angeführten Argumente und der ständig steigenden Heizölpreise ist es sehr wahrscheinlich, dass sich der positive Trend bei den Pelletsheizungen in den kommenden Jahren fortsetzen wird.



**Abbildung 1-1:** Entwicklung der Hackgut- und Pelletsheizungen in Österreich

Erläuterungen: Daten laut Hackschnitzelheizungserhebung der NÖ Landwirtschaftskammer 1987 – 2001 [11], Basis 36.917 Kleinanlagen seit 1987

## 2 Problemstellung und Zielsetzungen

Im Rahmen des beantragten Projektes sollten die theoretischen Grundlagen für die Entwicklung und Konzeption einer neuen Pellets-Feuerungstechnologie auf Basis einer Einblasfeuerung mit einer Zyklonbrennkammer erarbeitet werden. Der Vorteil dieser Feuerungstechnologie läge darin, dass vergleichsweise hohe feuerungstechnische Wirkungsgrade bei geringen Emissionen erzielt werden können, wodurch dieses Produkt einen weiteren technologischen Fortschritt am Pelletfeuerungssektor mit sich bringen würde. Des Weiteren handelt es sich bei dieser Feuerungstechnologie für Pellets um einen neuen technologischen Ansatz für Kleinfeuerungsanlagen, der nach erfolgreicher Entwicklung einen entsprechenden Know-How Vorsprung und Marktvorteil bedeutet. Um die Vorteile einer Einblasfeuerung mit Zyklonbrennkammer optimal nutzen zu können, sollten die Pellets unmittelbar vor Eintritt in die Brennkammer gemahlen und somit als Pelletstaub verfeuert werden (die Vermahlung der Pellets ist dabei sehr leicht möglich, da Pellets ja aus feinen Spänen bestehen). Im Rahmen eines parallel laufenden Industrieprojektes wurde in enger Zusammenarbeit mit dem beantragten Projekt diese Grundlagenforschung direkt umgesetzt und eine entsprechende Pilotfeuerungsanlage entwickelt, konzipiert, und dann entsprechend getestet und optimiert.

Die Einblasfeuerung mit Zyklonbrennkammer zählt zu einer der ältesten Feuerungstechnologien. Während der Entwicklungsphasen dieser Technologie gab es immer wieder Rückschläge die dazu führten, dass die Einblasfeuerung als „Dreckschleuder“ in Verruf geriet. In den letzten Jahren konnte durch intensive Weiterentwicklung dieser Technologie jedoch ihr Ruf wieder hergestellt werden. Mit modernen Einblasfeuerungen ist es möglich, Emissionsniveaus zu erreichen, die unter denen von Unterschub- und Rostfeuerungen liegen. Als erstes Projektziel sollten die Grundlagen, die zur Auslegung einer gut funktionierenden und emissionsarm verbrennenden Einblasfeuerung notwendig sind, recherchiert werden.

Da Pelletsstaub als Brennstoff zum Einsatz kommen soll, war die Erstellung eines Partikelabbrandmodelles für kleine Biomasse-Partikel erforderlich, um die Feuerungsgeometrie optimal auf diesen Brennstoff abstimmen zu können. Die Erarbeitung eines entsprechenden Abbrandmodells stellte den Schwerpunkt der vorliegenden Arbeit dar. Im Rahmen eines parallel laufenden Industrieprojektes wurde auf Basis der Modellierungsergebnisse, eine Pelletsstaub-Einblasfeuerung auf Basis einer Zyklonbrennkammer entwickelt, konzipiert sowie eine Pilotanlage errichtet. An dieser Pilotanlage wurden dann Messungen zur Verifizierung des Partikelabbrandmodelles sowie zur Prüfung und Beurteilung des Betriebs und der Regelung der Feuerung durchgeführt. Ziel war, das Modell so weit abzusichern und zu verbessern, dass auf seiner Basis die Weiterentwicklung und Optimierung der Zyklon-Einblasfeuerung vorangetrieben und ein Prototyp als Basis zur Markteinführung gebaut werden kann.

Das entwickelte Modell sollte für die Brennstoffe unbehandeltes Hartholz (Buche), Weichholz (Fichte) und Spanplatten geeignet sein. Das Modell sollte weiters die Verbrennungsabschnitte der Pyrolyse/Vergasung, des Hozkohlenausbrands und des Gasphasenausbrands ausreichend genau beschreiben.

Ein weiteres Ziel der Modellentwicklung war, mittels Sensitivitätsanalysen, Empfehlungen bezüglich sinnvoller Rahmenbedingungen für die Modellierungs- und Vergleichsrechnungen zu erarbeiten. Die Sensitivitätsanalysen wurden zur Prüfung des Einflusses der Parameter Temperatur, Relativgeschwindigkeit zwischen oxidierendem Medium und Partikel, O<sub>2</sub>-Partialdruck in der Partikelumgebung sowie der Partikelgröße auf die notwendige Verweilzeit

zum vollständigen Abbrand des Partikels, bzw. zum vollständigen Ausbrand der Gase durchgeführt.

Der beschriebenen Problemstellung und den gestellten Anforderungen entsprechend lassen sich die Zielsetzungen und der Ablauf der Arbeiten des beantragten Projektes wie folgt darstellen:

1. Im Rahmen einer Literaturrecherche, die am Anfang des Projektes stand, wurde der derzeitige Stand der Technik der Einblasfeuerungstechnologie erhoben. Besonderes Augenmerk wurde dabei auf Feuerungstypen gelegt, die Brennkammern mit rotierenden Strömungen, also auch Zyklonbrennkammern, einsetzen.
2. Über eine umfangreiche Literaturstudie, die unterschiedliche Partikelabbrandmodelle zum Gegenstand hatte, wurde die notwendige Wissensbasis zur Erstellung eines Abbrandmodelles für Pelletstaub geschaffen.
3. Auf diesen Ergebnissen aufbauend erfolgte am Institut für Grundlagen der Verfahrenstechnik und Anlagentechnik die Entwicklung eines Partikelabbrandmodells für Pelletstaub. Die Entwicklungsarbeiten wurden durch Versuchsläufe an einem Laborreaktor unterstützt. Das entwickelte Modell diente in weiterer Folge als Basis zur Auslegung einer Pilot-Staubfeuerungstechnologie, die im Zuge des parallel laufenden Industrieprojektes konzipiert und errichtet wurde.
4. Durch Vergleich der Modellrechnungen mit Messergebnissen von der Pilot-Staubfeuerungsanlage erfolgte eine Prüfung und Bewertung des entwickelten Partikelabbrandmodells.
5. Endziel war, ein Näherungsmodell zur Berechnung des Partikelabbrandes verfügbar zu machen, welches als Basis zur Auslegung von Biomasse-Einblasfeuerungen verwendet werden kann.

Als zukünftiges Entwicklungsziel wird die Kopplung des Partikelabbrandmodells mit CFD-Berechnungen zur optimierten Auslegung von Biomasse-Einblasfeuerungen verfolgt.



## **3 Literaturstudie über Biomasse-Einblas und Staubfeuerungen**

Das vorliegende Kapitel gibt einen Überblick über den derzeitigen Stand der Technik hinsichtlich Staubfeuerungen für feste biogene Brennstoffe, dessen Erhebung im Rahmen einer Literaturrecherche vorgenommen wurde. Ziel dabei war es, eine Grundlage für die Ableitung von Kriterien hinsichtlich der Konzeption einer Versuchsanlage zu schaffen.

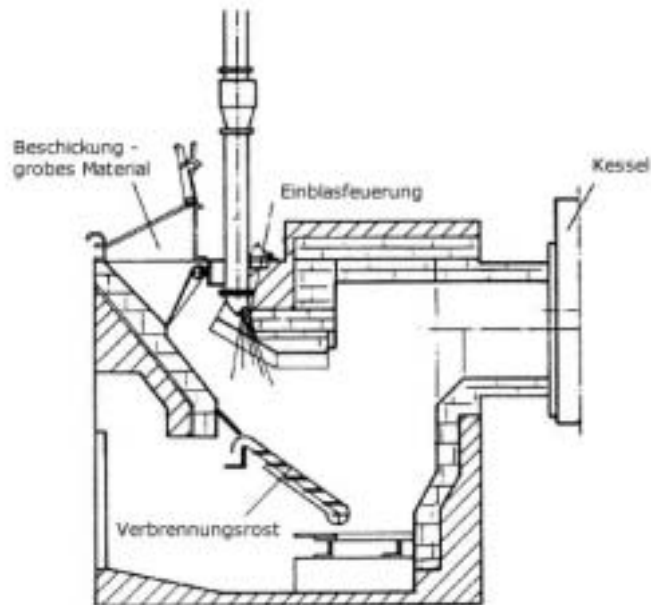
### **3.1 Einblasfeuerung**

Einblasfeuerungen wurden zur thermischen Nutzung von Produktionsresten aus der Holz- u. Möbelindustrie entwickelt und finden bis zu einer maximalen Partikelgröße von 20 mm Anwendung. Das gemeinsame Kennzeichen der verschiedenen Ausführungen ist der gemeinsame Eintrag des Brennstoffes mit einem Teil der Verbrennungsluft (Primärverbrennungsluft), welche gleichzeitig als Transportmedium dient. Die wesentlichen Vorteile dieser Feuerungstechnologie sind eine gute und schnelle Regelbarkeit sowie das Erreichen hoher Ausbrandqualitäten bei geringen Luftüberschusszahlen [3, 15, 16, 21, 24, 43].

#### **3.1.1 Ursprüngliche Form der Einblasfeuerung**

Bei der Einblasfeuerung in ihrer ursprünglichen Form, handelte es sich um konventionelle Rostfeuerungen zur Verbrennung von Stückholz, die zusätzlich mit einer in den Feuerraum einmündenden Einblasleitung ausgerüstet waren, um Reststoffe wie Holzspäne bzw. Holzstäube einer thermischen Verwertung zuzuführen. Das Material wurde mit Luft als Transportmedium in den Brennraum befördert. Dabei wurde jedoch der Einhaltung des erforderlichen Mengenverhältnisses zwischen der Luft und dem eingebrachten Brennstoff, welches ein Erfordernis zur Erzielung einer guten Verbrennung darstellt, keine Beachtung geschenkt. Zu hohe Luftüberschüsse, schlechte Durchmischung der Verbrennungsgase mit der Luft, und zu geringe Feuerraumtemperaturen verursachten hohe Schadstoffemissionen, die sich als dunkel gefärbte Rauchgaswolken am Kaminaustritt bemerkbar machten. Dieser Umstand fügte dieser Feuerungstechnologie einen schlechten Ruf zu und führte Mitte der 80er-Jahre zur vollständigen Marktverdrängung durch die Unterschubfeuerung [16, 30].

Abbildung 3-1 zeigt ein Beispiel für die ursprüngliche Form der Einblasfeuerung mit Treppenrost. Neben der Beschickung für stückiges Brennmaterial befindet sich eine Einblasleitung die das Eindüsen des Staubes bzw. der Späne in den Feuerraum ermöglicht.



**Abbildung 3-1:** Einblasfeuerung - historisches Konzept

Erläuterungen: Datenquelle [30]

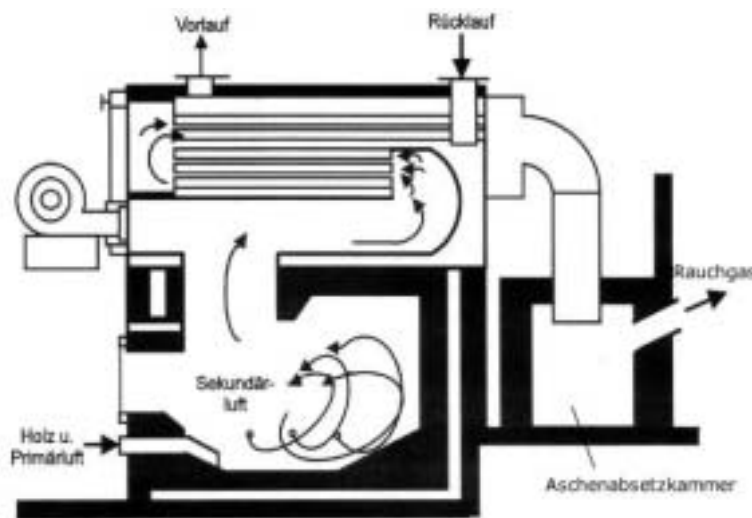
### 3.1.2 Muffeleinblasfeuerung

Durch die Weiterentwicklung der ursprünglichen Form der Einblasfeuerung, gelang es den Ruf dieser Feuerungstechnologie deutlich zu verbessern. Durch die spezielle Gestaltung des Feuerraumes als Verbrennungsmuffel in der Primärverbrennungszone, konnte eine wesentliche Verbesserung der Ausbrandqualität erreicht werden. Die Muffel hat dabei einerseits die Aufgabe, die Bahn der Brennstoffpartikel insofern zu beeinflussen, dass die erforderlichen Verweilzeiten für einen vollständigen Ausbrand erreicht werden, und andererseits ist sie durch entsprechende Materialwahl (Schamott) als Wärmespeicher ausgeführt, um die notwendigen Verbrennungstemperaturen zu ermöglichen [16, 32, 33].

Abbildung 3-2 stellt ein Beispiel für eine Muffeleinblasfeuerung älteren Typs dar. Der Brennstoff wird gemeinsam mit der Primärluft in die Brennkammer eingeblasen, wobei die feinen Teilchen sofort zünden und im Flug verbrennen. Die größeren Partikel setzen sich im hinteren Teil der Verbrennungsmuffel ab und verbrennen dort, die zurückbleibende Asche wird von der Strömung wieder aufgenommen und gelangt über den Rauchgasweg in eine Absetzkammer. Die Vorlauftemperatur des Heizkreises dient bei dieser Feuerung als Regelgröße für die Leistung, wobei innerhalb der vorgegebenen Temperaturgrenzen die Brennstoffeindüsung eingeschaltet bzw. gestoppt wird. Ein wesentlicher Nachteil bei dieser Anlage ist deren diskontinuierliche Betriebsweise. Ist die vom System angeforderte thermische Leistung gering, kommt es zu häufigen An- und Abfahrvorgängen, welche durch hohe CO-Emissionen gekennzeichnet sind [32, 33].

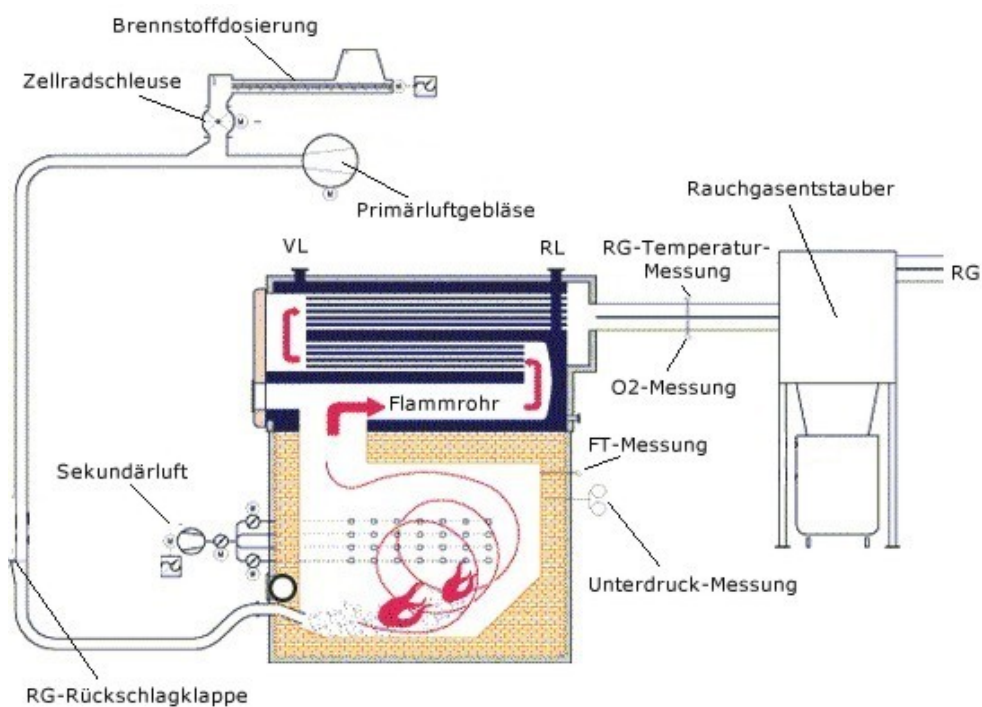
In Abbildung 3-3 ist die gleiche Anlagentechnologie, mit verbessertem Regelungskonzept dargestellt. Durch eine drehzahlregelte Dosiereinheit kann der Brennstoffmassenstrom an die benötigte thermische Leistung angepasst werden. Der Brennstoff wird mit der Primärluft in die Feuerung eingeblasen. Durch Aufnahme der Messgrößen Restsauerstoffgehalt im Rauchgas, Flammentemperatur und Unterdruck ins Regelungskonzept, kann eine deutliche

Reduktion der Emissionen erreicht werden. Der nachgeschaltete Rauchgasstauber ermöglicht eine effizientere Abscheidung der Asche im Vergleich zur Absetzkammer.



**Abbildung 3-2:** Muffeleinblasfeuerung – historisches Konzept

Erläuterungen: Datenquelle [33]



**Abbildung 3-3:** Weiterentwickelte Muffeleinblasfeuerung (Mawera)

Erläuterungen: Datenquelle [17], RG...Rauchgas, FT...Feuerraumtemperatur, VL...Vorlauf, RL...Rücklauf

In Tabelle 3-1 sind die Vor- und Nachteile der Muffeleinblasfeuerung dargestellt.

**Tabelle 3-1:** Zusammenstellung von Vor- und Nachteilen der Muffeleinblasfeuerung

<b>Muffeleinblasfeuerung</b>	
<b>Vorteile</b>	<b>Nachteile</b>
Gute Emissionswerte bei Verwendung moderner Regelungstechnik	Verschmutzung des Wärmetauschers durch hohen Aschenaustrag
Lastregelung zwischen 35-100% der Nennleistung möglich	Hohe Emissionen während der An- und Abfahrphase
Schnelle Regelbarkeit, da nur wenig Brennstoff im System	Stützbrenner für Anfahrvorgang erforderlich

### **3.1.3 Einblasfeuerung mit implizierter Zyklonströmung**

Bei dieser Feuerung ist die Primärbrennkammer so ausgeführt, dass eine rotierende Strömung erzeugt wird. Die Stäube bzw. Späne verbrennen in der Drehströmung, wobei man sich den Effekt zu nutze macht, dass größere Partikel bedingt durch die Fliehkräfte länger in der Brennkammer verweilen als die kleineren Korngrößen, welche auch viel schneller abbrennen. Zur Erzeugung der Zyklonströmung bedient man sich in der Praxis unterschiedlicher Methoden (z.B. tangenciales Einströmen der Verbrennungsluft, Verwendung eines Gliederkopfgebläses), wobei der gewünschte Strömungsverlauf in der Brennkammer in erster Linie über die Anordnung der einmündenden Düsen (Verbrennungsluft, rezirkuliertes Rauchgas) erzeugt wird. Die nähere Erklärung der Zyklonströmung geht aus den nachfolgend beschriebenen Zyklonfeuerungs-Systemen hervor.

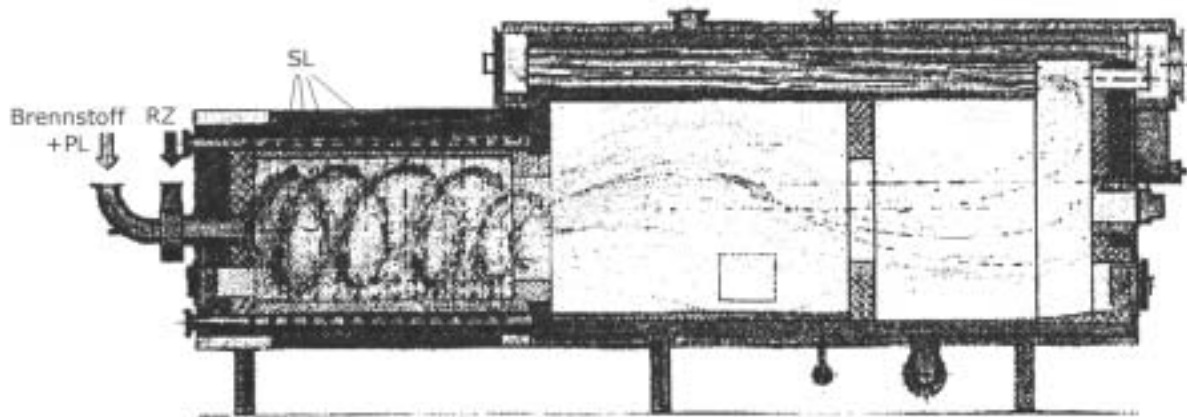
#### **3.1.3.1 Zyklonfeuerung mit tangentialer Einblasung**

Dieses System kann in Verbindung mit verschiedenen Kesselbauarten eingesetzt werden, wo es als unterstöchiometrisch betriebene Primärverbrennungszone dient (siehe Abbildung 3-4). Es eignet sich zur energetischen Nutzung von Holzresten bis zu einer maximalen Partikelgröße von 10 mm.

Die Zyklonbrennkammer besteht aus Schamott, welcher meist zur Begrenzung der Feuerraumtemperatur mit einer Wasserkühlung ausgestattet ist. Eine weitere Möglichkeit zur Begrenzung der Feuerraumtemperatur ist das Rückführen eines Rauchgasteilstromes (Rauchgas-Rezirkulation), welche bei dieser Feuerungstechnologie ebenfalls oft Anwendung findet.

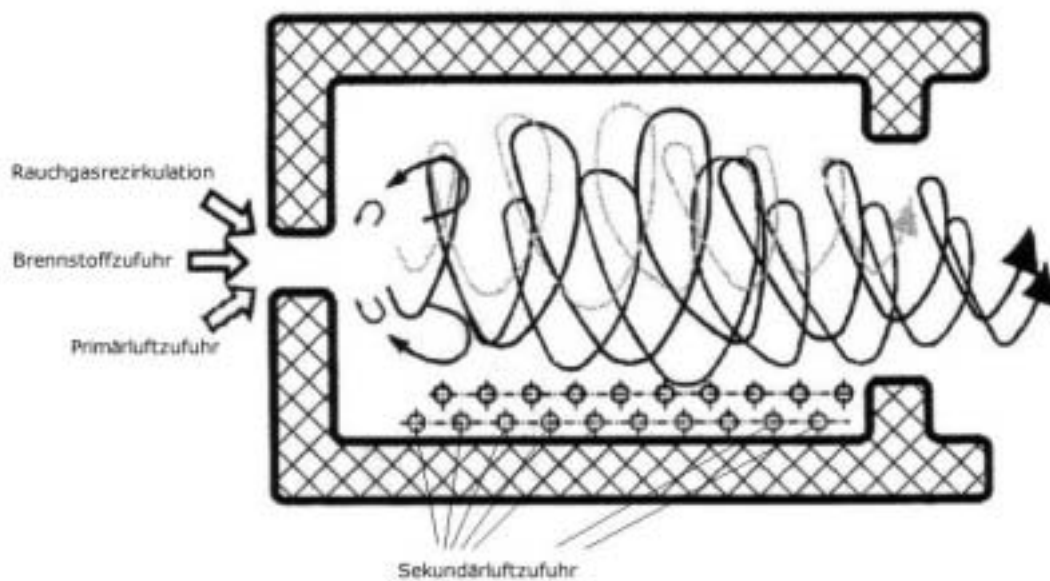
Die Späne werden gemeinsam mit der Primärverbrennungsluft durch eine tangential in den Feuerraum einmündende Düse eingeblasen, wodurch sich eine rotierende Strömung aufbaut. Die kleinen Teilchen verbrennen kurz nach dem Eintreten, größere Partikel werden infolge der Rotation an die heiße Brennkammerwand gedrückt, wo sie sehr rasch entgasen. Die Sekundärluft wird am Austritt der Zyklonbrennkammer zugegeben, welcher zur Verbesserung der Durchmischung verengt ausgeführt ist. In der Sekundärbrennkammer befindet sich üblicherweise ein Rost, auf dem unverbrannte Holzkohlepartikel nachverbrennen und Asche abgeschieden wird. Manche Anlagen sind im Bereich der Nachverbrennungszone mit einer Tertiärluftzufuhr ausgestattet [20, 22, 30].





**Abbildung 3-5:** Zykloneinblasfeuerung mit zentrischer Einblasung und Nachverbrennungszone

Erläuterungen: Datenquelle [22], PL...Primärluft, SL...Sekundärluft, RZ...Rauchgas-  
Rezirkulation



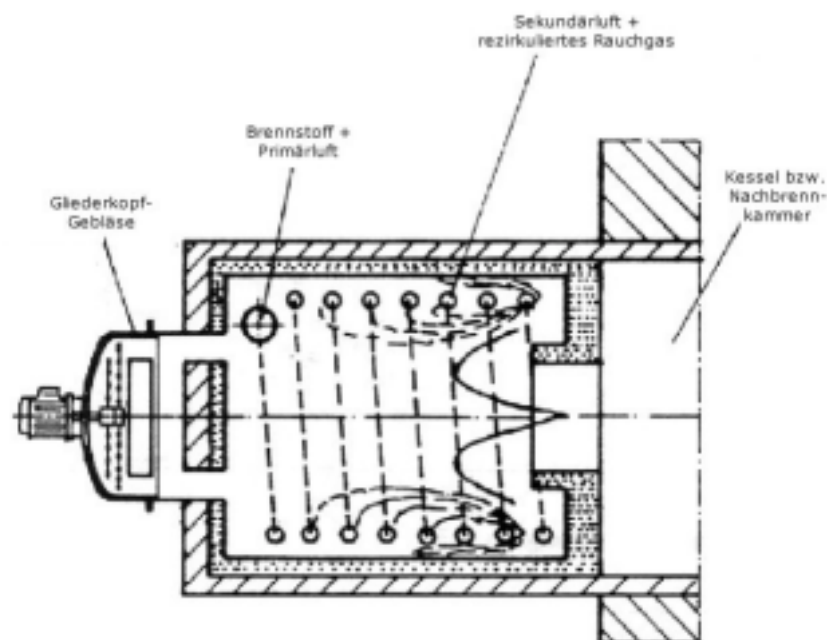
**Abbildung 3-6:** Zykloneinblasfeuerung mit zentrischer Einblasung – schematische Darstellung

Erläuterungen: Datenquelle [22]

### 3.1.3.3 Zyklon-Einblasfeuerung mit extern aufgezwungener Rotationsströmung

Bei der Zyklon-Einblasfeuerung mit extern aufgezwungener Rotationsströmung wird eine Rotationsbrennkammer in Verbindung mit einem Gliederkopfgebläse eingesetzt, welches die Ausbildung einer sehr intensiven Zyklonströmung bewirkt.

Durch die Rotation des Gliederkopfes, bestehend aus zwei Kettenkränzen, entsteht eine radiale nach außen gerichtete Drehströmung. Die rotierende Strömung setzt sich über einen mit der Brennkammer in Verbindung stehenden Ringkanal in Richtung Brennkammer fort, und erzeugt auf diese Weise die Zyklonströmung. Nach dem Eindüsen des Brennstoff-Primärluftgemisches über eine Einblasvorrichtung, wird den Teilchen die Zyklonströmung aufgezwungen. Zur Kühlung des Gliederkopfgebläses wird ein Teil der Sekundärluft durch Öffnungen im Zentrum der Antriebswelle aus der Umgebung angesaugt. Weitere Sekundärluftöffnungen befinden sich entlang der Brennkammer. Durch die Rotationsströmung entsteht im Bereich der Brennkammerachse ein Unterdruck welcher die Umkehr der Feuerwalze und eine Rückströmung der Verbrennungsgase bewirkt. Leichte Teilchen, die bereits ausgebrannt sind, werden vom diesem Sog erfasst, geraten ins Rückströmgebiet und nehmen erneut an der Rotation teil, bis sie schließlich einen Zustand des Massengleichgewichtes erreichen und sich am Brennkammerende absetzen. Noch nicht ausgebrannte, schwerere Teilchen rotieren in der äußeren Front des Brennkammerendes und verweilen dort bis ihr Gewicht mit zunehmendem Ausbrand gering genug ist, um vom Kernsog erfasst zu werden. Teilchen, die aufgrund des erreichten Massengleichgewichtes nicht mehr an der Rotation teilnehmen, sinken auf den Boden der Brennkammer in vorgesehene Entschungsöffnungen. Ein geringer Anteil an Flugasche entweicht mit dem Rauchgas [2, 13, 21, 30].



**Abbildung 3-7:** Zyklon-Einblasfeuerung mit Gliederkopfgebläse

Erläuterungen: Datenquelle [30]

In Tabelle 3-2 sind die Vor- und Nachteile von Feuerungen mit Zyklon-Brennkammer dargestellt.

**Tabelle 3-2:** Zusammenstellung der Vor- und Nachteile von Feuerungen mit Zyklon-Brennkammer

<b>Einblasfeuerung mit Zyklon-Brennkammer</b>	
<b>Vorteile</b>	<b>Nachteile</b>
Geringe CO-Emissionen durch gute Durchmischung der Verbrennungsgase	Erosion in der Brennkammer
Geringe NO <sub>x</sub> -Emissionen durch gute bzw. gleitende Luftstufung	Hohe Materialbeanspruchung in staubführenden Anlagenkomponenten
Stufenlose Modulation bis zu einer Teillast von 25% der Nennlast	Verschmutzung des Wärmetauschers durch erhöhte Flugasche-Emissionen
Hohe Verweilzeit bei kleinem Feuerraumvolumen	Gas-/ Ölbrenner für Anfahrvorgang notwendig, wenn nicht mit zweiter Feuerung kombiniert (z.B. als Nachbrennkammer konzipiert)
Geringer Luftüberschuss und damit besserer Wirkungsgrad	Ascheaustrag aus der Rotations-Brennkammer schwierig
Schnelle Regelbarkeit, da nur wenig Brennstoff im System	hohe Feuerraumtemperaturen (Wandkühlung erforderlich)
Zyklon-Brennkammer kann sowohl als Nachbrennkammer von Rostfeuerungen, als nachrüstbare Brennkammer für staubförmige Brennstoffe in bestehenden Feuerungsanlagen sowie als eigene Einblasfeuerung konzipiert werden	

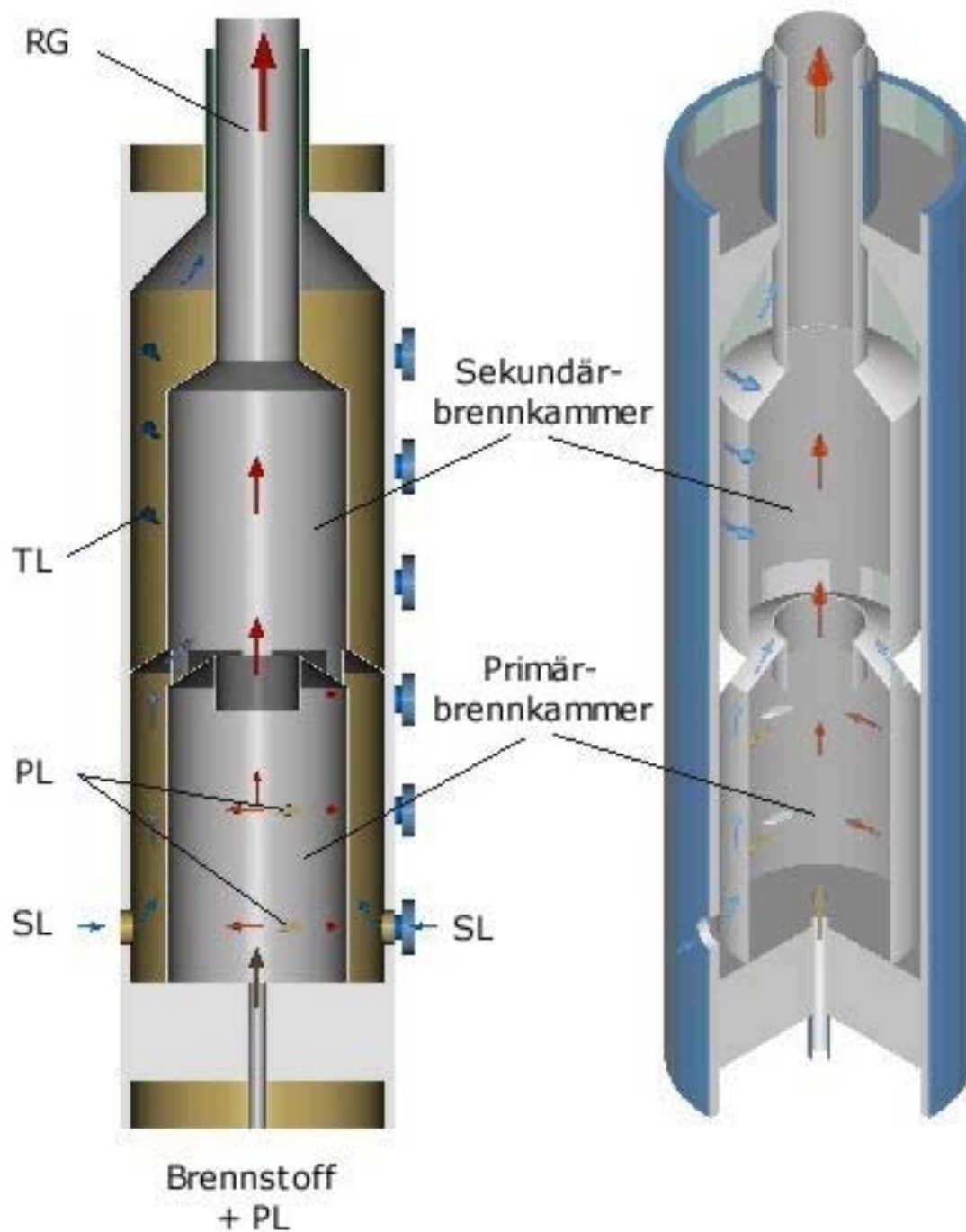
### **3.1.3.4 Zweistufige Zyklon-Brennkammer für Holzstaub**

An der Technischen Universität Wien wird seit 1991 am Institut für thermische Turbomaschinen und Energieanlagen an einem Projekt gearbeitet, dessen Entwicklungsziel eine holzstaubgefeuerte Gasturbine ist. Im Rahmen dieses Projektes wird eine zweistufige, druckbeaufschlagte Zyklon-Brennkammer für Holzstaub mit einer Korngröße von 0,3-1,2 mm, entwickelt (siehe Abbildung 3-8).

Der Brennstoff wird mit einem Teil der Primärverbrennungsluft durch eine Düse am Brennkammerboden eingeblasen. Der Hauptanteil der Primärluft wird durch tangentielle Düsen in die primäre Verbrennungszone eingeblasen, wodurch sich eine Rotationsströmung aufbaut. Das rotierende Strömungsfeld, in dem die Holzpartikel abbrennen, hat den Effekt dass größere Partikel infolge der Fliehkräfte so lange im Bereich des Brennkammermantels gehalten werden, bis deren Gewicht durch zunehmenden Ausbrand soweit abgenommen hat, dass sie von der Kernströmung im Bereich der Brennkammerachse aufgenommen werden, und durch das Tauchrohr in die Sekundärverbrennungszone gelangen. Kleinere Brennstoffpartikel hingegen werden aufgrund ihres geringeren Gewichtes früher in die Krenströmung, verbrennen aber auch viel schneller. Die Sekundärverbrennungsluft wird über den Außenmantel der Primärbrennkammer geführt, und strömt über die Öffnungen am unteren Ende der Sekundärbrennkammer ein, wo sie sich mit den durch das Tauchrohr eintretenden Verbrennungsgasen aus der Primärzone vermischt und einen Ausbrand der Gase herbeiführt. Ein weiterer Luftstrom (Tertiärluft) wird zur Vermeidung von Übertemperaturen im Sekundärbereich, entlang des Außenmantels der Brennkammer geleitet, und wird dem Rauchgasstrom nach der Feuerung beigemischt, wobei der Volumenstrom auf Erzielung einer



konstanten Turbineneintrittstemperatur geregelt wird. Die von den Rauchgasen mitgeführte Holzasche, wird bei diesem System in einem Axialstaubabscheider entfernt, welcher sich zwischen der Feuerung und der Gasturbineneinheit befindet [9, 10, 12, 31].

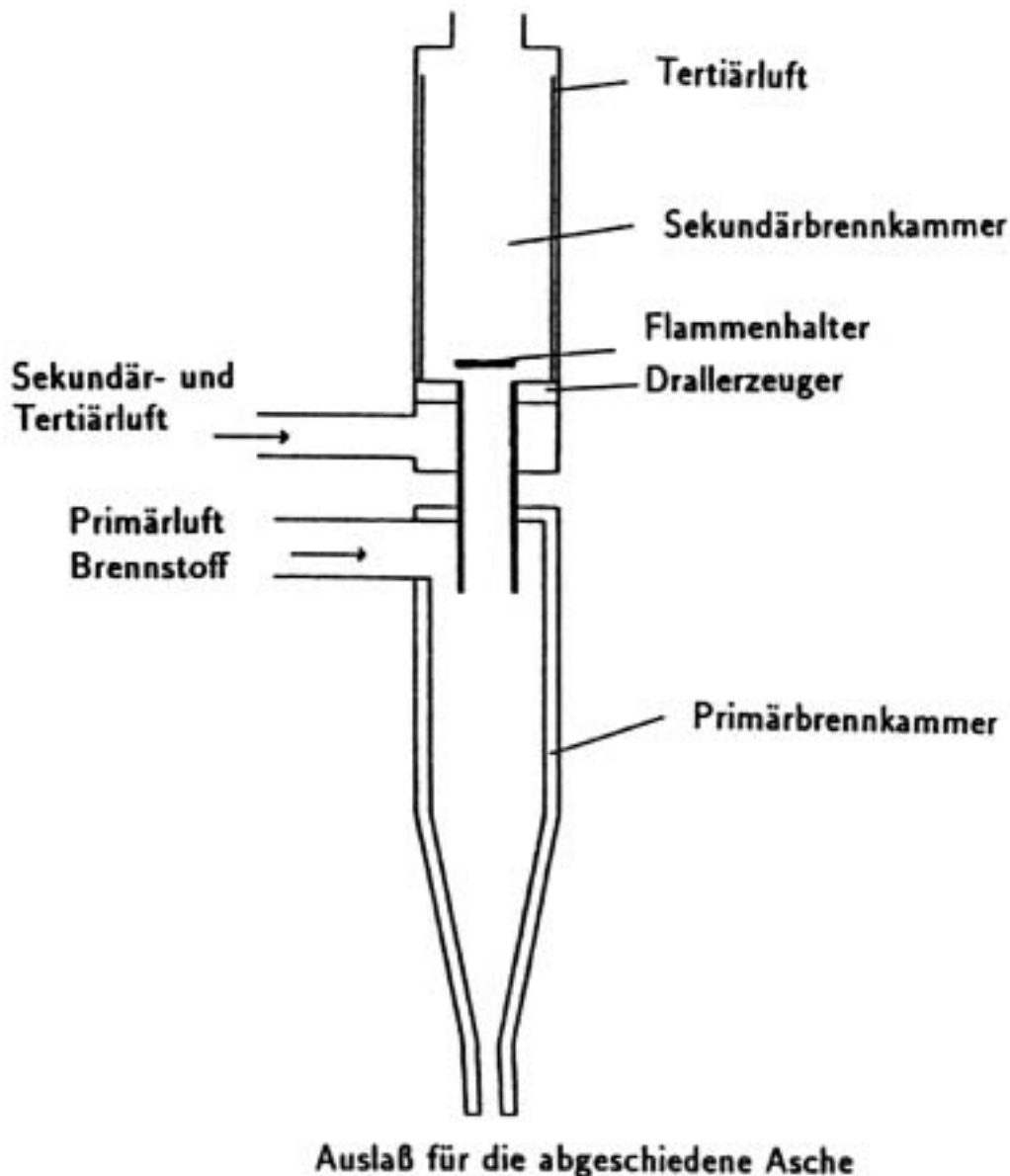


**Abbildung 3-8:** Zweistufige Zyklon-Brennkammer für Holzstaub – österreichische Entwicklung

Erläuterungen: Datenquelle [12], PL...Primärluft, SL...Sekundärluft, TL...Tertiärluft, RG...Rauchgas

In Schweden wird am Royal Institute of Technology und an der Luleå University of Technology an einem ähnlichen Projekt wie an der TU Wien gearbeitet. Auch hier ist das

Entwicklungsziel eine holzstaubgefeuerte Gasturbine (siehe Abbildung 3-9), jedoch wird bei diesem technologischen Ansatz eine echte Zyklon-Brennkammer mit typischer Zyklonströmung verwendet.



**Abbildung 3-9:** Zweistufige Zyklon-Brennkammer für Holzstaub - schwedische Entwicklung

Erläuterungen: Datenquelle [31]

Bei diesem System arbeitet die Primärbrennkammer zugleich als Zyklonentstauber. Der Brennstoff wird mit der Primärluft durch eine tangential angeordnete Düse in die unterstöchiometrisch betriebene Primärverbrennungszone eingeblasen. Die abbrennenden Partikel bewegen sich mit der Gasmasse schraubenlinienförmig entlang der Brennkammerwand zum unteren Zyklonauslass, wo die Rückstände aus der Verbrennung aus der Brennkammer abgezogen werden. Die Verbrennungsgase strömen am Boden der Brennkammer in Richtung

Zentrum, wobei eine axiale Bewegungsumkehr der Strömung stattfindet. Die von den Feststoffen weitgehend gereinigte Gasmasse strömt innerhalb eines inneren Zyklonwirbels entlang der Brennkammerachse zum oberen Zyklonaustritt und gelangt durch das Tauchrohr in die Sekundärbrennkammer. Die Sekundärluft wird über einen Drallerzeuger in den Sekundärbereich der Feuerung eingebracht, wo sie mit den primären Verbrennungsgasen innerhalb einer Drehströmung reagieren. Die Tertiärverbrennungsluft wird über die äußere Mantelfläche der Sekundärbrennkammer geführt, wo sie als Kühlluft wirkt, und am Ende der Brennkammer den Verbrennungsgasen beigemischt.

Die Untersuchungen bei diesem Projekt richten sich dabei auf die Optimierung der Wirkungsweise der Primärbrennkammer als Ascheabscheider, wobei im besonderen die Entfernung von Natrium- und Kaliumverbindungen beachtet wird, deren Gehalte im Zusammenhang mit unerwünschten Ablagerungen an den Turbinenteilen von Bedeutung sind. Derzeit werden Testläufe an einer Versuchsanlage bei einer Brennstoffwärmeleistung von 170 kW gefahren. In weiterer Folge sollen an der selben Anlage druckbeaufschlagte Versuchsläufe stattfinden, wobei durch die Anhebung des Brennkammerdruckes eine Erhöhung der Brennstoffwärmeleistung auf 490 kW geplant ist [6, 31].

**Tabelle 3-3:** Zusammenstellung der Vor- und Nachteile von Staubfeuerungen mit zweistufiger Zyklon-Brennkammer

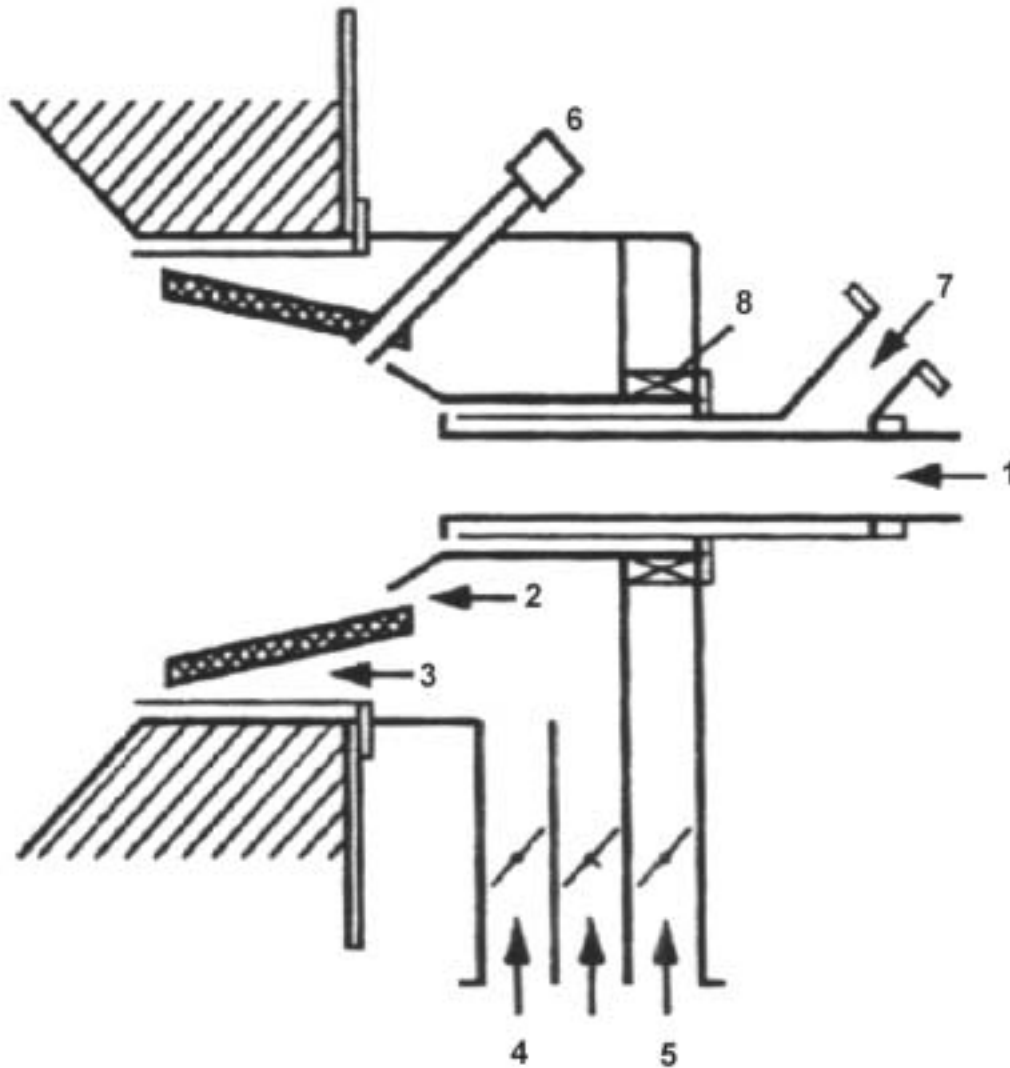
<b>Staubfeuerung mit zweistufiger Zyklon-Brennkammer</b>	
<b>Vorteile</b>	<b>Nachteile</b>
Geringe CO-Emissionen durch gute Durchmischung der Verbrennungsgase	Erosion in der Brennkammer
Geringe NO <sub>x</sub> -Emissionen durch gute Luftstufung	Hohe Materialbeanspruchung infolge hoher Feuerraumtemperaturen (Wandkühlung erforderlich)
Stufenlose Modulation bis zu einer Teillast von 25% der Nennlast	Hohe Staubbelastung im Rauchgas, falls Brennkammer nicht als Staub-Abscheider konzipiert
Eine Brennkammerstufe kann als gleichzeitig als Staubabscheider konzipiert sein (Zyklonprinzip)	Stützbrenner für Anfahrvorgang notwendig
Geringer Luftüberschuss und damit besserer Wirkungsgrad	Ascheaustrag aus der Rotations-Brennkammer schwierig
Schnelle Regelbarkeit, da nur wenig Brennstoff im System	hohe Feuerraumtemperaturen (Wandkühlung erforderlich) Brennstoff-Korngröße muss sehr klein und homogen sein, um einen vollständigen Ausbrand erreichen zu können

### 3.2 Staubfeuerungen (Staubbrenner)

Staubbrenner eignen sich zur Verbrennung von sehr feinen Brennstoffen. Die maximalen Partikelgrößen liegen zwischen 0,5-1,2 mm. Diese Entwicklung baut auf den Erkenntnissen und Erfahrungen mit Kohlenstaubbrennern und Gas- bzw. Ölbrennern auf. Staubbrenner finden ihre Anwendung insbesondere in der Holzindustrie, wo durch schnelllaufende Maschinen sehr feine Produktionsabfälle entstehen, welche auf diese Weise an Ort und Stelle verwertet werden können. Auch bei diesen Systemen sind sehr geringe Schadstoffemissionen, durch Primärmaßnahmen wie Luftstufung und Rauchgas-Rezirkulation, erreichbar.

Der prinzipielle Aufbau eines Staubbrenners ist in Abbildung 3-10 dargestellt. Der Staub wird über eine zentrale Leitung eingedüst. Die Verbrennungsluft wird über konzentrisch ange-

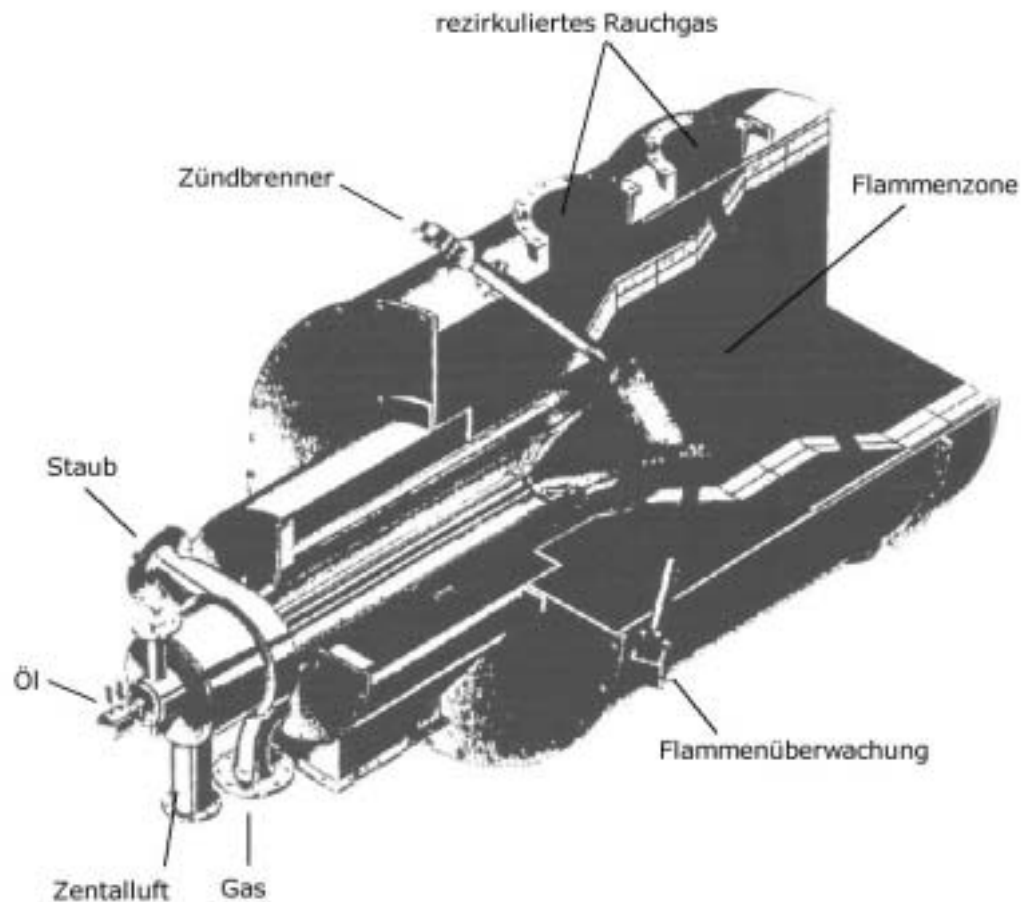
ordnete Ringdüsen beigemischt. Durch das Verdrallen der Strömung erreicht man das Aufweiten der Flamme wodurch sich kürzere Flammenlängen ergeben. Im Inneren der Drallströmung entsteht ein Unterdruck wodurch sich eine innere Rezirkulationszone ausbildet, die durch das Ansaugen heißer Rauchgase in Richtung Brennermund ein schnelleres Aufheizen und Zünden des Brennstoffes bewirkt. In der Anfahrphase wird der Brenner mit Gas bzw. Öl betrieben [3, 15, 16].



**Abbildung 3-10:** Funktionsprinzip des Staubbrenners

Erläuterungen: Datenquelle [15]; 1...Brennstoff, 2...Primärluft, 3...Sekundärluft, 4...Verbrennungsluft, 5...Drallluft, 6...Zündbrenner, 7...Gas, 8...Drallkörper

Ein Beispiel für ein derartiges Brennerkonzept ist in Abbildung 3-11 dargestellt, der Mehr- und Stoffwechselbrenner „OGSTFA“ für Öl, Gas und staubförmige Medien. Dieser Brenner kann wahlweise mit Staub, Öl und Gas oder in der Mehrstoffbetriebsweise eingesetzt werden.



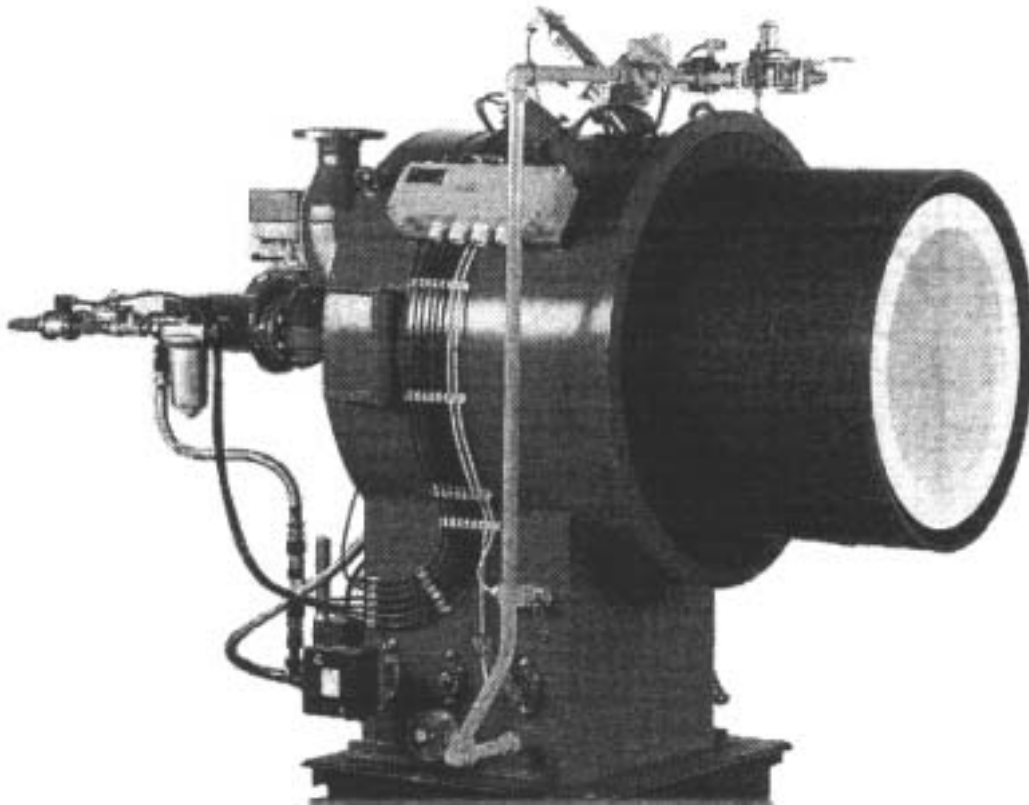
**Abbildung 3-11:** Mehr- und Stoffwechselbrenner „OGSTFA“

Erläuterungen: Datenquelle [34]

Abbildung 3-12 zeigt ein weiteres Anlagenbeispiel, in dem ein Brennerkonzept realisiert ist. Der CK-Staub-/Öl-Mehrstoffbrenner kann als reiner Staubbrenner oder als Mehrstoffbrenner in den Kombinationen Staub/Öl oder Staub/Gas betrieben werden. Eine modulierende Betriebsweise ist im gesamten Leistungsbereich möglich. Außerdem kann der Brennstoffwechsel ohne Betriebsunterbrechung durchgeführt werden.

Im Rahmen eines Förderprogramms wurden vom deutschen Umweltbundesamt Messungen an einer Kesselanlage durchgeführt. Die Anlage besteht aus zwei 14,5 MW Staubbrennern die einen Wasserrohr-Dampfkessel (80 bar, 32 t/h) befeuern. Die Messungen wurden im Mehrstoffbetrieb durchgeführt, wobei stündlich der 3.400 kg Holzstaub und 400 l Heizöl EL verfeuert wurden. Die durchschnittlichen CO-Emissionen lagen zwischen 80-105 mg/Nm<sup>3</sup>, die NO<sub>x</sub>-Emissionen zwischen 117-175 mg/Nm<sup>3</sup>. Weiters wurden Gesamt-C-Messungen vorgenommen, deren Werte bei 4,2-7,2 mg/Nm<sup>3</sup> lagen.

Diese Ergebnisse zeigen, dass mit derartigen Anlagen sehr geringe Emissionen erreichbar sind. Es muss jedoch hinsichtlich der Übertragbarkeit der Ergebnisse auf andere Anlagen berücksichtigt werden, dass die Emissionen insbesondere von der chemischen Zusammensetzung des Holzstaubes abhängen, welche je nach Herkunft sehr unterschiedlich sein kann [16, 38].



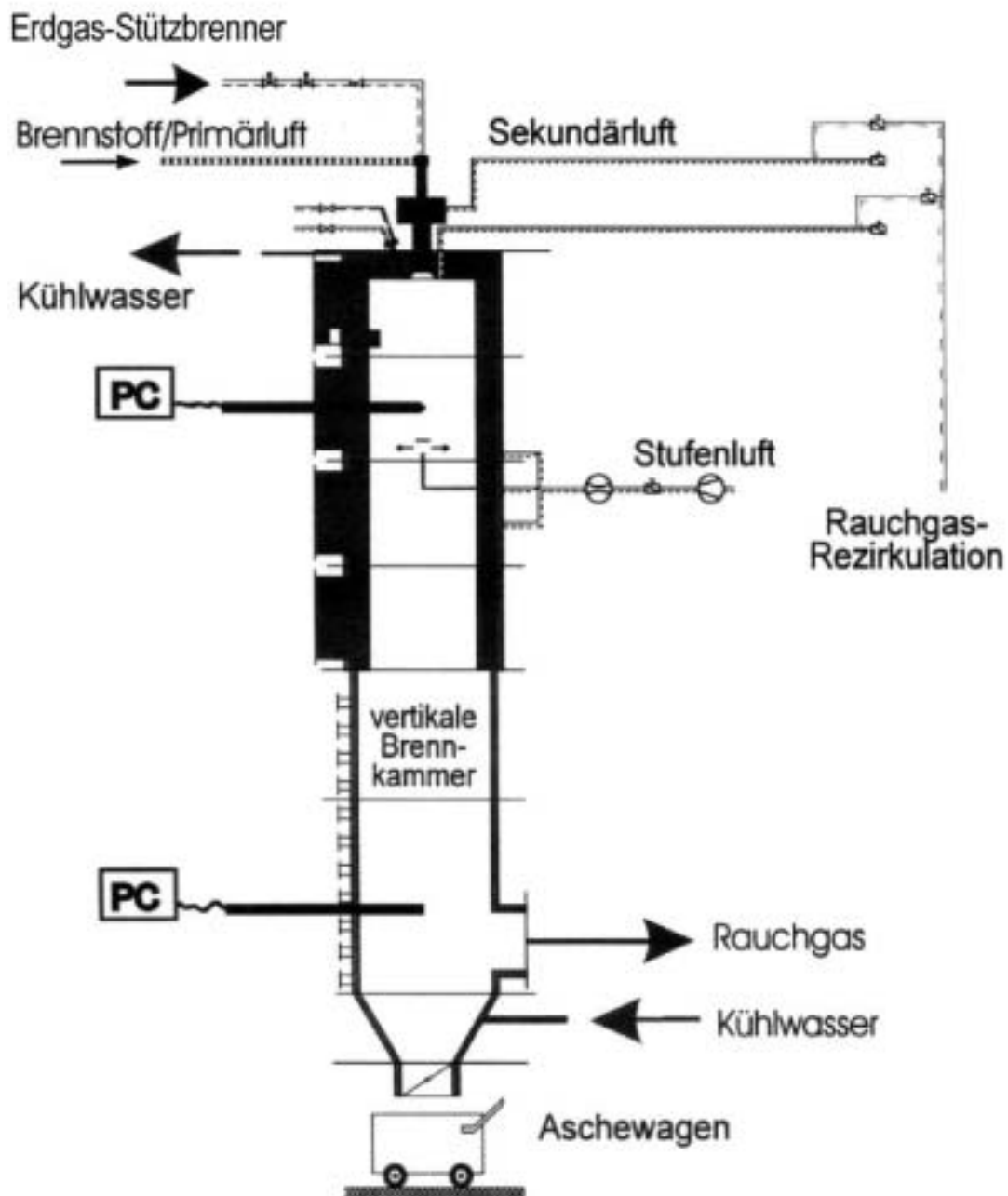
**Abbildung 3-12:** CK-Staubbrenner

Erläuterungen: Datenquelle [38]

Am Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen der Universität Stuttgart wird eine  $500 \text{ kW}_{\text{th}}$  Versuchsanlage zur Verbrennung staubförmiger Biomassen betrieben (siehe Abbildung 3-13). Die Anlage besteht aus einer vertikalen, 7,5 m langen Brennkammer und ist mit einem Deckenbrenner ausgestattet. Der obere Teil der Brennkammer ist schamottiert, der untere Brennkammer-Teil direktgekühlt. Die Rauchgaszusammensetzung kann sowohl in der Flammenzone, als auch am Ende der Brennkammer kontinuierlich gemessen werden. Der Brenner entspricht im Prinzip dem in Abbildung 3-10 dargestellten schematischen Aufbau, wobei die Drallstärke der Sekundärluft verstellbar ist, um den Einfluss dieser Größe auf die Verbrennungsqualität untersuchen zu können. Als Variante zur reinen Brennerbetriebsweise kann ein Teil der Sekundärluft als Stufenluft (Tertiärluft) durch eine zentrale Lanze, deren Abstand vom Brenner variabel gestaltet ist, eingedüst werden. Auf diese Weise kann man verschiedene Verweilzeiten in der Primärverbrennungszone einstellen. Des weiteren bietet dieser Versuchsaufbau die Möglichkeit der Untersuchung der Auswirkungen einer Rauchgas-Rezirkulation. Es können dabei Rezirkulationsraten bis zu 15% der (laut Verbrennungsrechnung) stöchiometrischen Rauchgasmenge eingestellt werden.

Es wurden Versuche mit verschiedenen Biomassen gefahren, unter anderen mit Fichtenspänen (max. Korngröße: 2,5 mm) und Schleifstaub (max. Korngröße: 1 mm). Die Gesamtluftzahl wurde dabei konstant auf  $\zeta_{\text{ges}}=1,2$  gehalten. Die CO-Emissionen lagen für den sehr feinen Schleifstaub bei  $25 \text{ mg/Nm}^3$  (tr. RG, 6%  $\text{O}_2$ ) bei nahezu 100%igen Ausbrand und für die Fichtenspäne bei  $150 \text{ mg/Nm}^3$  (tr. RG, 6%  $\text{O}_2$ ) bei einem Ausbrand von 98%. Die Verweilzeit des Rauchgases in der Primärverbrennungszone betrug ca. 2,5 Sekunden. Dies

lässt den Schluss zu, dass bei der Staubverbrennung mit kleinen Luftüberschüssen sehr gute Ausbrandwerte und Emissionswerte erzielt werden können. Weitere Versuch zeigten, dass sich durch Maßnahmen wie das Verdrallen der Flammen, der Luftstufung sowie durch Rauchgas-Rezirkulation, ein sehr hohes  $\text{NO}_x$ -Reduktionspotential, insbesondere bei Brennstoffen mit sehr hohem Stickstoffgehalt, erreichen lässt. Bei der Verbrennung von unbelastetem Holzstaub ist eine Luftstufung ausreichend, um gute Emissionswerte zu erzielen [32, 33].



**Abbildung 3-13:** Versuchsbrennkammer mit Staubbrenner – Universität Stuttgart

Erläuterungen: Datenquelle [33]

In Tabelle 3-4 sind die Vor- und Nachteile von Staubbrennern dargestellt.

**Tabelle 3-4:** Zusammenstellung der Vor- und Nachteile von Staubbrennern

<b>Staubbrenner</b>	
<b>Vorteile</b>	<b>Nachteile</b>
Geringe CO-Emissionen durch gute Durchmischung der Verbrennungsgase	Sehr feine Aufmahlung des Brennstoffes notwendig
Geringe NO <sub>x</sub> -Emissionen durch gute Luftstufung	Hohe Staubbelastung im Rauchgasstrom
Geringer Luftüberschuss und damit besserer Wirkungsgrad	Stützbrenner für Anfahrvorgang notwendig
Kompakte Bauweise	

### **3.3 Schlussfolgerungen und Empfehlungen für die Entwicklung und Konzeption einer Pellet-Staubfeuerung**

Aus den im Rahmen der Literaturrecherche gewonnenen Erkenntnissen bezüglich Feuerungstechnologien zur Verbrennung feiner bzw. staubförmiger biogener Brennstoffe, lassen sich folgende Kriterien für die Entwicklung einer Pellet-Staubfeuerung ableiten:

- €# Die Verwendung einer Rotationsbrennkammer wird empfohlen, um eine hohe Durchmischungs- und Ausbrandqualität bei geringem Luftüberschuss bzw. Brennkammervolumen zu erreichen. Damit wird ein hoher thermischer Wirkungsgrad erreichbar.
- €# Eine gute Eignung für eine gestufte Verbrennung ist erforderlich, um die NO<sub>x</sub>-Emissionen möglichst gering halten zu können.
- €# Um einen vollständigen Ausbrand von Holzpartikeln zu erreichen, kann eine Nachverbrennungszone mit einem Rost sinnvoll sein.
- €# Eine Integration der Flugascheabscheidung innerhalb der Feuerung ist notwendig, um die Kosten für etwaige nachgeschaltete Staubabscheidereinrichtungen zu vermeiden und die Staubemissionen im Rauchgas zu minimieren (Ausführung der Brennkammer als Zyklonfeuerung).
- €# Die Zyklonbrennkammer kann sowohl als Primärverbrennungszone, als auch als Nachverbrennungszone in das Gesamtkonzept der Feuerung integriert werden. Dies hängt von der gewählten Feuerraumgeometrie ab.



## 4 Entwicklung eines Abbrandmodells für kleine Holzpartikel

### 4.1 Mathematische Modellierung des Abbrands von Holzpartikeln

Aufbauend auf die Vorgänge bei der Verbrennung von Einzelpartikeln erfolgt in diesem Kapitel die Beschreibung der mathematischen Formulierung dieser Abläufe. Ziel der Berechnungen ist die Ermittlung der Abbranddauer für verschiedene Korngrößen unter Berücksichtigung jener Umgebungsbedingungen, die in Zyklonbrennkammern auftreten. Die Ergebnisse der Berechnungen sollen der Auslegung von Feuerräumen dienen, durch dessen Geometrie wesentlich beeinflusst wird, ob die notwendige Verweilzeit für einen vollständigen Ausbrand der Holzpartikel zu erreichen ist.

Ein weiteres Modell zur Berechnung der wichtigsten Reaktionsverläufe in der Gasphase soll der Dimensionierung der Nachbrennkammer dienlich sein.

Die beschriebenen mathematischen Ansätze wurden in Berechnungsmodulen für das Programm MS-Excel programmiert. Die Berechnungsergebnisse werden anhand von Diagrammen dargestellt und diskutiert. Klargestellt wird in diesem Zusammenhang, dass es sich dabei nur um Näherungsmodelle handelt, die aus der verfügbaren Fachliteratur abgeleitet wurden.

### 4.2 Reaktionsmodell

Der globale Reaktionsmechanismus wird mit den nachfolgenden Gleichungen beschrieben: Mit



wird der Reaktionsschritt der Trocknung und Pyrolyse beschrieben, bei dem das im Brennstoff gespeicherte Wasser verdampft wird und die Holzgase freigesetzt werden ( $\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$ ), wobei elementarer Kohlenstoff C als Rückstand entsteht. Die heterogene Gas-Fest-Reaktion des Kohlenstoffes mit dem Luftsauerstoff, wird durch



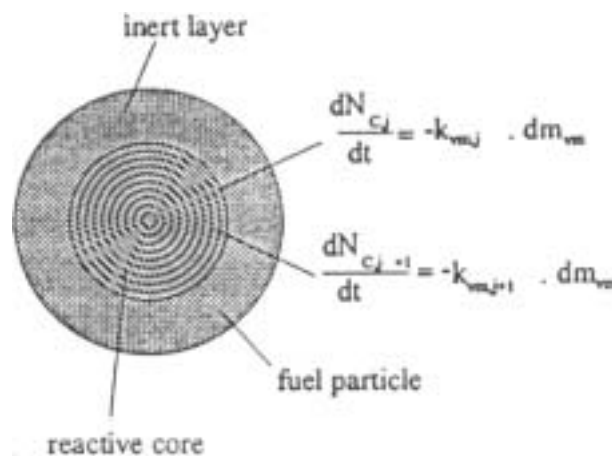
formuliert. Anhand



wird der Abbau des Kohlenmonoxids zu Kohlendioxid beschrieben, welcher nach [18] als langsamster Schritt der Gasphasenreaktionen gilt.

### 4.3 Trocknung und Pyrolyse

Die Dauer des Pyrolysevorganges wurde anhand einer Veröffentlichung von Winter et al. [39] berechnet. Zur Modellierung wurde hier ein erweitertes Asche-Kern-Modell, abgekürzt SCEM (Shrinking core extended model), eingesetzt. Es berücksichtigt das Temperaturprofil innerhalb des entgasenden Partikels indem es einzelne isotherme Kugelschalen  $dm_{vm}$  (Abbildung 4-1) betrachtet. In jeder dieser Schalen findet ein Abbau mit einer Entgasungsrate  $k_{vm,k}$  (Gleichung 4.5) statt, der mit Hilfe des Arrhenius-Ansatzes (d.h. Kontrolle durch die chemische Reaktionsgeschwindigkeit) berechnet wird. Mit der Annahme, dass die Dichte der Pyrolysegase  $\psi_{vm}$  im schrumpfenden Kern konstant ist, berechnet Gleichung 4.6 die Gesamt-massenabbaurate des entgasenden Partikels.



**Abbildung 4-1:** Entgasung des Einzelpartikels nach dem „Shrinking Core Extended Model“ (SCEM)

Erläuterungen: Datenquelle [39];  $N_{c,j}$ ...Brennstoffmasse der j-ten Kugelschale,  $k_{vm,j}$ ...chemische Reaktionsrate der j-ten Kugelschale,  $m_{vm}$ ...Masse der Pyrolysegase

$$dm_{vm} | \psi_{vm} \int_0^r r^2 \phi dr \quad \text{Gleichung 4.4}$$

Erläuterungen: Datenquellen [39, 41]  
 $m_{vm}$  Masse der Pyrolysegase [kg]  
 $\psi_{vm}$  Dichte der Pyrolysegase [kg/m<sup>3</sup>]  
 $r$  Partikelradius [m]

$$k_{vm,j} | A \exp \left( \frac{-4E}{R T_j} \right) \quad \text{Gleichung 4.5}$$

Erläuterungen: Datenquellen [39, 41]  
 $k_{vm,j}$  chemische Reaktionsrate in der j-ten Schale [s<sup>-1</sup>]  
 $A$  präexponentieller Faktor der Pyrolysereaktion [s<sup>-1</sup>]  
 $E$  Aktivierungsenergie der Pyrolysereaktion [J/mol]  
 $R$  allgemeine Gaskonstante [J/mol K]  
 $T_j$  Temperatur in der j-ten Schale [K]

$$\frac{dN}{dt} = 4A \psi_{vm} \int_0^{r_c(t)} \exp\left(-\frac{E}{RT_j}\right) r^2 dr \quad \text{Gleichung 4.6}$$

- Erläuterungen: Datenquellen [39, 41]
- N Masse des Brennstoffpartikels [kg]
  - t Zeit [s]
  - A präexponentieller Faktor der Pyrolysereaktion [ $s^{-1}$ ]
  - $\psi_{vm}$  Dichte der Pyrolysegase [ $kg/m^3$ ]
  - E Aktivierungsenergie der Pyrolysereaktion [J/mol]
  - R allgemeine Gaskonstante [J/mol K]
  - $T_j$  Temperatur in der j-ten Schale [K]
  - r Radius [m]
  - $r_c$  Radius des reagierenden Partikels zum Zeitpunkt t [m]

Es stehen reaktionskinetische Parameter für die Pyrolyse von Holz und Holzbestandteilen mehrerer Autoren zur Verfügung (Tabelle 4-1).

**Tabelle 4-1:** Reaktionskinetische Parameter für die Pyrolyse von Holz und Holzbestandteilen

Parameter	Holzart	A	E
		[ $s^{-1}$ ]	[J/mol]
Fredriksson [6]	Weichholz	6,31E+09	116400
Winter et al. [39]	Buche	2,46E+03	80200

Basierend auf diesem Modell wurde eine Gleichung für die Pyrolysedauer Gleichung 4.7 in Abhängigkeit der Verbrennungsbedingungen, basierend auf Versuchen mit verschiedenen Brennstoffen, in einer zirkulierenden Wirbelschicht (QFBC) entwickelt.

Es stehen Parameter für die Holzarten Buche, Weichholz und Spanplatten zur Verfügung. Bei diesen Versuchen wurde auch der Einfluss der Brennstofffeuchte auf die Reaktionsraten des Pyrolysevorganges untersucht. Bei Anwendung der nachstehenden Gleichung für eine Verweilzeitberechnung ist also die Verdampfung des im Brennstoff enthaltenen Wassers nicht gesondert zu berücksichtigen, es muss jedoch darauf geachtet werden, dass die verwendeten Parameter für einen Brennstoffwassergehalt von ca. 10% bestimmt wurden.

$$t_D = a m_0^b (T_b - 4 z)^c (p_{O_2} - 21)^d (V_g - 21)^e \quad \text{Gleichung 4.7}$$

- Erläuterungen: Datenquellen [39]
- $t_D$  Zeitdauer des Pyrolysevorganges [s]
  - $m_0$  Brennstoffmasse bei Anfangszustand [g]
  - $T_b$  Bett-Temperatur [ $^{\circ}C$ ]
  - $p_{O_2}$  Sauerstoffpartialdruck [kPa]
  - $V_g$  Gasgeschwindigkeit [cm/s]
  - a...e, z brennstoffspezifische Parameter [-]

Durch Einsetzen der empirisch ermittelten brennstoffspezifischen Parameter aus Tabelle 4-2 in Gleichung 4.7 werden Berechnungsformeln für die untersuchten Brennstoffe erhalten. Für Buchenspäne, Weichholzsäpäne bzw. Spanplatten ergeben sich damit folgende Gleichungen.

**Weichholz:**

$$t_D | /3,56E 2 050 \dot{m}_0^{0,333} (T_b 4 157)^{41,39} \quad \text{Gleichung 4.8}$$

**Buche:**

$$t_D | /7,59E 2 030 \dot{m}_0^{0,554} (T_b 4 340)^{40,508} (p_{O_2} 21)^{40,077} (V_g 21)^{40,287} \quad \text{Gleichung 4.9}$$

**Spanplatten:**

$$t_D | /1,93E 2 030 \dot{m}_0^{0,556} (T_b 4 336)^{40,498} (V_g 21)^{40,0434} \quad \text{Gleichung 4.10}$$

Die Masse  $m_0$  entspricht dem Gewicht eines als kugelförmig angenommenen Brennstoffpartikels (Frischsubstanz) vor dem Einblasen in die Feuerung. Da das Modell von Winter auf Basis einer Wirbelschichtfeuerung aufgestellt wurde, kommt die Betttemperatur  $T_b$  in Gleichung 4.7 zur Anwendung. Während die Brennstoffpartikel im Falle einer Wirbelschichtfeuerung im Strahlungsaustausch mit dem Bettmaterial stehen, so ist das bei einer Zyklonbrennkammer insbesondere die Mantelfläche der Brennkammer. Aus dieser Überlegung müsste also die Temperatur der Brennkammerwand, unter etwaiger Berücksichtigung unterschiedlicher Wärmeübergangskoeffizienten, an Stelle von  $T_b$  in Gleichung 4.8, Gleichung 4.9 bzw. Gleichung 4.10 verwendet werden.

Der Sauerstoffpartial  $p_{O_2}$  liegt innerhalb den Grenzen von 0 bis 21 kPa und muss unter Rücksichtnahme der Zyklonbrennkammerbedingungen abgeschätzt werden.

Für die Gasgeschwindigkeit  $V_g$  ist der Betrag der Relativgeschwindigkeit zwischen der Gasphase und der Partikel einzusetzen.

**Tabelle 4-2:** Brennstoffspezifische Parameter zur Berechnung der Pyrolysedauer

Erläuterungen: Datenquellen [39, 41]; die Parameter wurden im Rahmen von Versuchen mit kugelförmigen Brennstoffproben im Korngrößenbereich zwischen 3-20mm ermittelt

	<b>Buche</b>	<b>Weichholz</b>	<b>Spanplatte n</b>
<b>Parameter</b>	[39]	[39]	[39]
<b>a</b>	7,59E+03	3,56E+05	1,93E+03
<b>b</b>	0,554	0,333	0,556
<b>c</b>	-0,508	-1,39	-0,498
<b>d</b>	-0,077	0	0
<b>e</b>	-0,287	0	-0,0434
<b>z</b>	340	157	336

**4.4 Heterogene Verbrennung des Restkohlenstoffes**

Für die Modellierung des Kohlenstoffabbrandes verwendet Winter et al. [39] ein „Schrumpfendes-Partikel-Modell“ (shrinking particle model) oder ein „Asche-Kern-Modell“ (shrinking core model). Über den Ascheanteil im Kohlenstoffkorn kann entschieden werden, welches der beiden Modelle zu verwenden ist.

Die Entscheidung über das zu verwendende Abbrandmodell kann über folgende Berechnungsformel getroffen werden:

$$a' \geq \frac{a}{2 C_{fix}} \cdot 100 \quad \text{Gleichung 4.11}$$

Erläuterungen: Datenquellen [39]  
 a' Aschegehalt nach Trocknung und Entgasung [%]  
 a Aschegehalt im Brennstoff [-]  
 C<sub>fix</sub> Restkohlenstoff (nach Trocknung und Entgasung) [-]

Es gilt:

- ## 0 < a' < 22 % „Schrumpfendes-Partikel-Modell“
- ## 22 < a' < 28 % „Schrumpfendes-Partikel-Modell“ oder „Asche-Kern-Modell“
- ## a' > 28 % „Asche-Kern-Modell“

Für die interessierenden Holzarten (Tabelle 4-3) ist bei Anwendung von Gleichung 4.11, aufgrund des geringen Aschegehaltes, ein „Schrumpfendes-Partikel-Modell“ zu verwenden.

Dieses Modell ist durch folgende limitierende Faktoren gekennzeichnet:

- ## I: Kontrolle der chemischen Reaktion (CK)
- ## III: Kontrolle des Stofftransportes (SK)

Im Gegensatz zum „Asche-Kern-Modell“ treten hier nur zwei von drei möglichen limitierenden Faktoren auf. Regime II, bei dem die Reaktionsgeschwindigkeit durch die um das abbrennende Partikel entstehende Ascheschicht bestimmt ist, wird bei diesem Modell aufgrund des geringen Aschegehaltes im Brennstoff vernachlässigt.

Zur Berücksichtigung der Volumenänderung des Partikels vom Ausgangszustand in den entgasten Zustand wird der Schrumpffaktor S definiert:

$$r_c = S \cdot r_0 \quad \text{Gleichung 4.12}$$

Erläuterungen: S Schrumpffaktor zur Berücksichtigung der Größenänderung durch Trocknung und Entgasung [-]  
 r<sub>c</sub> Radius des Brennstoffpartikels nach der Trocknung und Entgasung [m]  
 r<sub>0</sub> Radius des Brennstoffpartikels vor der Trocknung und Entgasung [m]

Mit Gleichung 4.13 kann der Schrumpffaktor S anhand der Brennstoffdaten von Winter et al. [39] (Tabelle 4-3) berechnet werden:

$$S = \sqrt[3]{\frac{\psi_c}{\psi_0} \cdot C_{fix} \cdot 2 \cdot a} \quad \text{Gleichung 4.13#}$$

Erläuterungen: Datenquellen [39]  
 S Schrumpffaktor [-]  
 ψ<sub>c</sub> Dichte des Brennstoffpartikels nach der Trocknung und Entgasung [kg/m<sup>3</sup>]  
 ψ<sub>0</sub> Dichte des Brennstoffpartikels vor der Trocknung und Entgasung [kg/m<sup>3</sup>]  
 C<sub>fix</sub> Anteil der zurückbleibenden Holzkohle [Gew%\_FS]  
 a Aschegehalt des Brennstoffes [Gew%\_FS]

**Tabelle 4-3:** Zusammensetzung und Dichte von Buchen-, Weichholz- und Spanplattenspänen

Erläuterungen: Datenquellen [39]

<b>Proximatanalyse</b>	<b>Buche</b>	<b>Weichholz</b>	<b>Spanplatten</b>
<b>[Gew.%d.FS]</b>			
Flüchtige (F)	81,7	76,2	73,3
Restkohlenstoff (C <sub>fix</sub> )	12,4	13,9	17,8
Asche (a)	0,3	0,4	0,9
Wasser (w)	5,6	9,5	8,0
<b>Elementaranalyse</b>			
<b>[Gew.%d.FS]</b>			
C	46,82	44,97	45,27
H	4,35	4,17	4,35
N	0,10	0,16	2,63
S	<0,02	<0,02	0,05
O	38,91	40,78	42,80
<b>Dichte</b>			
<b>[kg/m<sup>3</sup>]</b>			
vor Trocknung u. Entgasung (ψ <sub>0</sub> )	670	500	730
nach Trocknung u. Entgasung (ψ <sub>c</sub> )	150	140	270

Die Änderung des Partikelradius aufgrund der Massenänderung wird mit

$$r \propto \sqrt[3]{\frac{3 m_c}{4 \phi \psi_c}}$$

**Gleichung 4.14**

berechnet.

Erläuterungen: Datenquellen [39]

- r     Radius des Kohlenstoffpartikels [m]
- m<sub>c</sub>   Kohlenstoffkornmasse (Holzkohle) [kg]
- ψ<sub>c</sub>     Dichte des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>3</sup>]

Die Masse des Brennstoffpartikels bzw. Holzkohlepartikels kann mit Gleichung 4.15 berechnet werden:

$$m_i \propto \psi_i \frac{4}{3} \phi r_i^3$$

**Gleichung 4.15**

- Erläuterungen:
- m<sub>i</sub>     Partikelmasse [kg]
  - ψ<sub>i</sub>     Partikeldichte [kg/m<sup>3</sup>]
  - r<sub>i</sub>     Partikelradius [m]

#### 4.4.1 Kontrolle durch Stoffübergang (Regime III)

Bei einer Limitierung durch den Stoffübergang kann folgender Ansatz verwendet werden:

$$\frac{dm_c}{dt} = 4 r^2 \phi h_m (C_{O_2g} - C_{O_2s}) \quad \text{Gleichung 4.16}$$

Erläuterungen: Datenquellen [39]  
 $m_c$  Kohlenstoffkornmasse (Holzkohle) [kg]  
 $t$  Zeit [s]  
 $r$  Radius des Kohlenstoffpartikels [m]  
 $h_m$  Abbaurrate des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>2</sup> s kPa]  
 $C_{O_2g}$  Sauerstoffkonzentration in der Partikelumgebung [kPa] ( $0 \times C_{O_2g} \times 21$ )  
 $C_{O_2s}$  Sauerstoffkonzentration an der Partikeloberfläche [kPa] ( $0 \times C_{O_2s} \times 21$ )

Die Abbaurrate wird mit Gleichung 4.17 berechnet:

$$h_m = \frac{M_c \text{Sh} D_g}{d_p R T_m} \quad \text{Gleichung 4.17}$$

Erläuterungen: Datenquellen [39]  
 $h_m$  Abbaurrate des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>2</sup> s kPa]  
 $M_c$  molare Masse von Kohlenstoff [g/mol]  
 Mechanismusfaktor (1 bei C+O<sub>2</sub> → CO<sub>2</sub>; 2 bei C+O<sub>2</sub> → CO)  
 $Sh$  Sherwood-Zahl [-]  
 $D_g$  Diffusionskoeffizient für Sauerstoff [m<sup>2</sup>/s]  
 $d_p$  Partikeldurchmesser [m]  
 $R$  allgemeine Gaskonstante [J/mol K]  
 $T_m$  mittlere Temperatur in der Partikelgrenzschicht [K]

$$Sh = 2 + 0,6 Sc^{0,33} Re^{0,5} \quad \text{Gleichung 4.18}$$

Erläuterungen: Datenquelle [23]  
 $Sh$  Sherwood Zahl der Einzelkugel [-]  
 $Sc$  Schmidt Zahl [-]  
 $Re$  Partikel-Reynolds Zahl [-]

$$Sc = \frac{D_g}{\tau_f} = \frac{D_g \rho_f}{\xi_f} \quad \text{Gleichung 4.19}$$

Erläuterungen: Datenquellen [41]  
 $Sc$  Schmidt-Zahl [-]  
 $D_g$  Diffusionskoeffizient für Sauerstoff [m<sup>2</sup>/s]  
 $\tau_f$  kinematische Viskosität der Verbrennungsgase [m<sup>2</sup>/s]  
 $\rho_f$  Dichte der Verbrennungsgase [kg/m<sup>3</sup>]  
 $\xi_f$  dynamische Viskosität der Verbrennungsgase [kg/m s]

Die dynamische Viskosität  $\xi_f$  wurde der thermischen Stoffwerttabelle TSW [25] entnommen. Es kann hier laut Tabelle näherungsweise der Wert für Luft ( $\xi_f = 5,0E-05$  kg/m s) verwendet werden.

$$\text{Re} \left| \frac{V_g \dot{d}_p}{\tau_f} \right| \left| \frac{V_g \dot{d}_p (\psi_f)}{\xi_f} \right| \quad \text{Gleichung 4.20}$$

- Erläuterungen: Datenquellen [41]  
 Re Partikel-Reynolds Zahl [-]  
 V<sub>g</sub> Gasgeschwindigkeit an der Partikeloberfläche [m/s]  
 d<sub>p</sub> Partikeldurchmesser [m]  
 τ<sub>f</sub> kinematisch Viskosität der Verbrennungsgase [m<sup>2</sup>/s]  
 ψ<sub>f</sub> Dichte der Verbrennungsgase [kg/m<sup>3</sup>]  
 ξ<sub>f</sub> dynamische Viskosität der Verbrennungsgase [kg/m s]

Die folgende Gleichung

$$D_g \left| D_{O_2(T_0, p_0)} \left( \frac{T_m}{T_0} \right)^{1,75} \left( \frac{p_0}{p} \right) \right| \quad \text{Gleichung 4.21}$$

- Erläuterungen: Datenquellen [31, 7]  
 D<sub>g</sub> Diffusionskoeffizient für Sauerstoff [m<sup>2</sup>/s]  
 D<sub>O<sub>2</sub>(T<sub>0</sub>, p<sub>0</sub>)</sub> Diffusionskoeffizient für Sauerstoff bei Bezugstemperatur T<sub>0</sub> und Bezugsdruck p<sub>0</sub> [m<sup>2</sup>/s]  
 T<sub>m</sub> mittlere Grenzschichttemperatur [K]  
 T<sub>0</sub> Bezugstemperatur [K]  
 p<sub>0</sub> Bezugsdruck [bar]  
 p Druck in der Brennkammer [bar]

beschreibt den Diffusionskoeffizienten für Sauerstoff in Abhängigkeit von der mittleren Grenzschichttemperatur T<sub>m</sub> und dem Druck p in der Partikelnähe, die dazugehörigen Parameter sind Tabelle 4-4 zu entnehmen.

**Tabelle 4-4:** Diffusionskoeffizient für Sauerstoff bei Bezugsdruck und –temperatur

Erläuterungen: Auf Basis der angegebenen Bezugswerte (Druck, Temperatur) kann anhand von Gleichung 4.21 der Diffusionskoeffizient in Abhängigkeit der Partikel-Grenzschichttemperatur und des Brennkammerdruckes beschrieben werden

Parameter	D <sub>O<sub>2</sub></sub> m <sup>2</sup> /s	p <sub>0</sub> bar	T <sub>0</sub> K
[7, 31]	3,49E-04	1,013	1.600

Die Dichte ψ<sub>f,0</sub> der Verbrennungsgase (Normzustand) kann anhand der Rauchgaszusammensetzung berechnet werden. Sie liegt im unterstöchiometrischen Bereich von ζ=0,5-1 zwischen 1,15 bis 1,3 kg/m<sup>3</sup> und ist in der überstöchiometrischen Zone annähernd konstant bei 1,3 kg/m<sup>3</sup> [36].

Mithilfe der idealen Gasgleichung berechnet sich die Dichte der Verbrennungsgase auf Temperaturniveau der Brennkammer mit:



$$\psi_f | \psi_{f,0} \left( \frac{273,15}{T_m + 273,15} \right) \quad \text{Gleichung 4.22}$$

Erläuterungen:  $\psi_f$  Dichte der Verbrennungsgase bei Brennkammertemperatur [kg/m<sup>3</sup>]  
 $\psi_{f,0}$  Dichte der Verbrennungsgase bei Normalbedingungen [kg/Nm<sup>3</sup>]  
 $T_m$  Temperatur der Verbrennungsgase [°C]

Für einen kleinen Zeitschritt  $\Delta t$  kann somit anhand von Gleichung 4.23 die Massenänderung  $\Delta m_c$  des Kohlenstoffpartikels berechnet werden:

$$\Delta m_c | 4 r^2 \phi h_m (C_{O_2g} - C_{O_2s}) \Delta t \quad \text{Gleichung 4.23}$$

Erläuterungen: Datenquelle [39]  
 $\Delta m_c$  Kohlenstoffkornmasse (Holzkohle) [kg]  
 $r$  Radius des Kohlenstoffpartikels [m]  
 $h_m$  Abbaurrate des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>2</sup> s kPa]  
 $C_{O_2g}$  Sauerstoffkonzentration in der Partikelumgebung [kPa] ( $0 \times C_{O_2g} \times 21$ )  
 $C_{O_2s}$  Sauerstoffkonzentration an der Partikeloberfläche [kPa] ( $0 \times C_{O_2s} \times 21$ )  
 $\Delta t$  Zeitschritt [s]

#### 4.4.2 Kontrolle durch chemische Reaktionsgeschwindigkeit (Regime I)

Bei einer Limitierung durch die chemische Reaktionsgeschwindigkeit kann folgender Ansatz verwendet werden:

$$\frac{dm_c}{dt} | 4 r^2 \phi k_{C,c} C_{O_2s}^n \quad \text{Gleichung 4.24}$$

Erläuterungen: Datenquelle [39]  
 $m_c$  Kohlenstoffkornmasse (Holzkohle) [kg]  
 $t$  Zeit [s]  
 $r$  Radius [m]  
 $k_{C,c}$  Abbaurrate des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>2</sup> s kPa<sup>n</sup>]  
 $C_{O_2s}$  Sauerstoffkonzentration an der Partikeloberfläche [kPa]  
 $n$  Reaktionsordnung [-]

Die Abbaurrate wird bei Kontrolle durch die chemische Reaktionsgeschwindigkeit mit Hilfe des Arrhenius-Ansatzes berechnet:

$$k_{C,c} | A e^{\frac{-4E}{R T_s}} \quad \text{Gleichung 4.25}$$

Erläuterungen: Datenquelle [39]  
 $k_{C,c}$  ...Abbaurrate des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>2</sup> s kPa<sup>n</sup>]  
 $A$  ... präexponentieller Faktor der Kohlenstoffreaktion [kg/m<sup>2</sup> s kPa<sup>n</sup>]  
 $E$  ...Aktivierungsenergie der Kohlenstoffreaktion [J/mol]  
 $R$  ...allgemeine Gaskonstante [J/mol K]  
 $T_s$  ...Partikeloberflächentemperatur [K]

Es stehen reaktionskinetisch Parameter für die Kohlenstoffoxidation mehrerer Autoren zur Verfügung (siehe Tabelle 4-5).

**Tabelle 4-5:** Reaktionskinetische Parameter des Kohlenstoffabbrandes

Parameter	A	E	n
	kg/m <sup>2</sup> sPa <sup>n</sup>	kJ/mol	-
Winter [39]	8,56E-03	16,6	0,5
Bhagat [31]	4,75E+00	100	1
Evans [31]	2,54E+00	74,8	1

Für einen kleinen Zeitschritt  $\Delta t$  kann somit anhand von Gleichung 4.26 die Massenänderung  $\Delta m_c$  des Kohlenstoffpartikels berechnet werden:

$$\Delta m_c = 4\pi r^2 \phi k_{c,c} C_{O_2}^n \Delta t \quad \text{Gleichung 4.26}$$

- Erläuterungen: Datenquelle [39]
- $\Delta m_c$  Kohlenstoffkornmasse (Holzkohle) [kg]
  - $r$  Radius des Kohlenstoffpartikels [m]
  - $k_{c,c}$  Abbaurrate des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>2</sup> s kPa<sup>n</sup>]
  - $C_{O_2}$  Sauerstoffkonzentration an der Partikeloberfläche [kPa] ( $0 \times C_{O_2} \times 21$ )
  - $n$  Reaktionsordnung [-]
  - $\Delta t$  Zeitschritt [s]

Die Änderung des Partikelradius aufgrund der Massenänderung wird wie im Abschnitt 4.4.1 mit Gleichung 4.14 berechnet.

#### 4.4.3 Abschätzung des vorherrschenden Regimes

Nach Raupenstrauch [23] kann mit Gleichung 4.27 eine Vorabschätzung des vorliegenden Regimes getroffen werden.

$$\omega_0^2 = \frac{\tau_{(SK)}}{\tau_{(CK)}} = \frac{\psi_c k_{c,c} r_c C_{O_2}^n}{2 D_{O_2}} \quad \text{Gleichung 4.27}$$

- Erläuterungen: Datenquelle [23]
- $\tau_{(SK)}$  Reaktionsdauer bei Kontrolle durch Stofftransport [s]
  - $\tau_{(CK)}$  Reaktionsdauer bei chemischer Kontrolle [s]
  - $\psi_c$  Dichte des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>3</sup>]
  - $k_{c,c}$  Abbaurrate des Kohlenstoffpartikels [kg/m<sup>2</sup> s kPa<sup>n</sup>]
  - $r_c$  Radius des Kohlenstoffpartikels zu Beginn des Kohlenstoffabbrandes [m]
  - $C_{O_2}$  Sauerstoffkonzentration in der Partikelgrenzschicht [kPa]
  - $n$  Reaktionsordnung [-]
  - $D_{O_2}$  Diffusionskoeffizient für Sauerstoff [m<sup>2</sup>/s]

Es gilt:

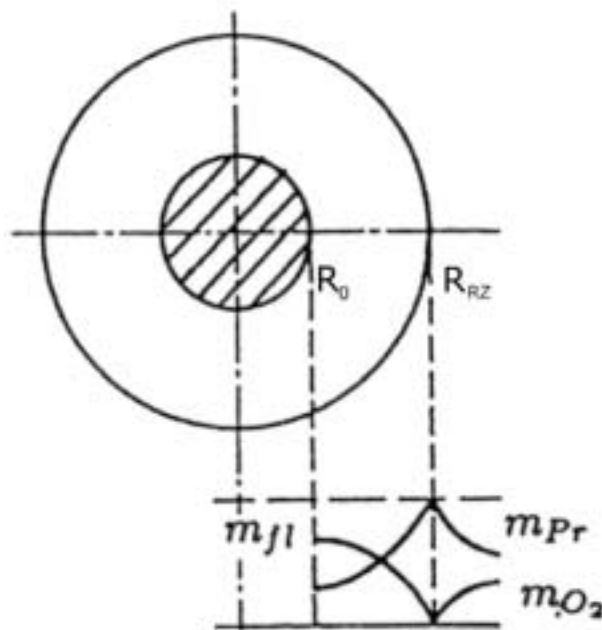
- $\omega_0^2 \gg 1$  Kontrolle durch Stoffübergang (SK)
- $\omega_0^2 \ll 1$  Kontrolle durch chemische Reaktionsgeschwindigkeit (CK)
- $\omega_0^2 = 0,5$  gemischte Kontrolle

## 4.5 Überlappung zwischen Pyrolyse und Restkohlenstoffabbrand

Aus Untersuchungen der Verbrennung von Kohle in Staubfeuerungen ist bekannt, dass sich die Pyrolyse und der heterogene Abbrand des Restkohlenstoffes, unter gewissen Voraussetzungen, zeitlich überschneiden können. Diese Zusammenhänge wurden von mehreren Autoren untersucht, und können anhand des Zweifilm-Modells erklärt und modelliert werden. Nach Saastamoinen et al. [26] können diese Modelle auch für Biomasse-Partikel verwendet werden, wenn die unterschiedlichen Brennstoffeigenschaften zwischen Kohle und Biomasse berücksichtigt werden.

Beim Zweifilm-Modell (Abbildung 4-2) geht man von der Vorstellung aus, dass die Pyrolysegase nach dem Zünden innerhalb einer dünnen, kugelförmigen Reaktionszone um das Brennstoffpartikel mit dem Radius  $R_0$  abbrennen. Der Radius  $R_{RZ}$  dieser Reaktionszone ist an der Stelle erreicht, für die die Randbedingung  $m_{fl} = m_{O_2} = 0$  erfüllt ist. Aus dieser Bedingung können drei Fälle abgeleitet werden:

- ⚡  $R_{RZ} > R_0$ : Der Sauerstoff ist im Abstand  $R_{RZ}$  verbraucht
- ⚡  $R_{RZ} = R_0$ : Der Sauerstoff ist genau an der Partikeloberfläche  $R_0$  verbraucht
- ⚡  $R_{RZ} < R_0$ : Sauerstoffüberschuss an der Partikeloberfläche  $R_0$



**Abbildung 4-2:** Zweifilm-Modell

Erläuterungen: Datenquelle [31]; Brennstoffpartikel: schraffiert,  $m_{fl}, m_{O_2}, m_{Pr}$ : Konzentration von Flüchtigen, Sauerstoff und Produkte,  $R_0$  Brennstoff-Partikelradius,  $R_{RZ}$  Radius der Reaktionszone um das Brennstoffpartikel

Damit eine Überlappung zwischen Pyrolyse und heterogenem Abbrand des Restkohlenstoffes auftreten kann, muss die Bedingung  $R_{RZ} < R_0$  erfüllt sein. In diesem Fall wird nicht der gesamte zur Verfügung stehende Sauerstoff zum Abbrand der Pyrolysegase verbraucht, wo-

durch sich an der Oberfläche des Partikels eine Restsauerstoff-Konzentration einstellt, die eine heterogene Reaktion an der Partikeloberfläche ermöglicht.

Saastamoinen et al.[27] geben eine Formel zur Berechnung des kritischen Radius  $R_c$  an. Für Partikelgrößen die diese kritische Größe  $R_c$  unterschreiten, ist eine Überlappung des Pyrolysevorganges und des Kohlenstoffabbrandes möglich. Mit der Gleichung für  $R_c$  kann also jene Korngröße ermittelt werden, die den Grenzfall zwischen sequentiellen und simultanen Reaktionsverlauf von Pyrolyse und Kohlenstoffabbrand definiert.

$$R_c = \exp\left(\frac{E_v}{R_g T_s}\right) \left[ \sqrt{\frac{3 \psi_f D_g}{A_v (\psi_0 + 4 \psi_c)}} \ln(12 f_v Y_{O_2, \infty}) \right] \quad \text{Gleichung 4.28}$$

**Erläuterungen:**

Datenquelle [27]
$R_c$ kritischer Partikelradius [m]
$E_v$ Aktivierungsenergie für die Pyrolysereaktion [J/mol]
$R_g$ allgemeine Gaskonstante [J/mol K]
$T_s$ Partikeloberflächentemperatur [K]
$\psi_f$ Gasdichte in der Partikelgrenzschicht [kg/m <sup>3</sup> ]
$D_g$ Diffusionskoeffizient für Sauerstoff [m <sup>2</sup> /s]
$A_v$ präexponentieller Faktor der Pyrolysereaktion [s <sup>-1</sup> ]
$\psi_f$ Dichte der Brennstoffirischsubstanz [kg/m <sup>3</sup> ]
$\psi_c$ Dichte des Kohlenstoffes [kg/m <sup>3</sup> ]
$f_v$ stöchiometrisches Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis [-]
$Y_{O_2, \infty}$ Sauerstoffkonzentration außerhalb der Partikelgrenzschicht [-]

Das stöchiometrische Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis  $f_v$  wird mit Gleichung 4.29 ermittelt:

$$f_v = \frac{F}{1 + \frac{14 F}{4 f}} \quad \text{Gleichung 4.29}$$

**Erläuterungen:**

Datenquelle [27]
$f_v$ stöchiometrisches Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis [-]
$F$ Anteil an flüchtigen Bestandteilen im Brennstoff (bezogen auf wasser- u. aschefreie Substanz) [-]
$f$ stöchiometrisches Brennstoff-/Sauerstoff-Verhältnis [-]

Das stöchiometrische Brennstoff-/Sauerstoff-Verhältnis  $f$  kann anhand der Brennstoffzusammensetzung (Tabelle 4-3) mit Gleichung 4.30 berechnet werden:

$$f = \frac{C \cdot 2 + H \cdot 2 + N \cdot 2 + S \cdot 2 + O}{O_2 \text{ - stöch}} \quad \text{Gleichung 4.30}$$

**Erläuterungen:**

$f$ stöchiometrische Brennstoff-/Sauerstoff-Verhältnis [-]
C,H,N,S,O Elementaranteile im Brennstoff [g/kg_FS]
$O_2 \text{ - stöch}$ stöchiometrischer Sauerstoffbedarf für eine vollständige Verbrennung [g/kg_FS]

Der stöchiometrische Luftbedarf für eine vollständige wird anhand der Brennstoffzusammensetzung Tabelle 4-3 ermittelt:

$$O_2\_stöch = \left( \frac{m_C}{M_C} \cdot 2 \frac{m_H}{M_H} + 2 \frac{m_N}{M_N} + 2 \frac{m_S}{M_S} + 4 \frac{m_O}{M_O} \right) \cdot \dot{M}_{O_2} \quad \text{Gleichung 4.31}$$

Erläuterungen:  $O_2\_stöch$  stöchiometrischer Sauerstoffbedarf [g/kg\_FS]  
 $m_i$  Massenbruch der Spezies i [g/kg\_FS]  
 $M_i$  Molmasse der Spezies i [g/mol]

**Tabelle 4-6:** Berechnungsergebnis des stöchiometrischen Brennstoff-/Sauerstoff-Verhältnis bzw. Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis für Buche, Weichholz und Spanplatten

Erläuterungen: Die Berechnung wurde anhand der Brennstoffzusammensetzung nach Tabelle 4-3 durchgeführt

	<b>F</b>	<b>f<sub>v</sub></b>
	[-]	[-]
<b>Buche</b>	0,74	0,86
<b>Weichholz</b>	0,74	0,91
<b>Spanplatten</b>	0,85	1,22

## 4.6 Homogene Verbrennung der Gasphase

Die Reaktionsrate in turbulenten Flammen ist meist mischungskontrolliert. Der reaktionskinetische Ansatz wird zur Berechnung der Reaktionsrate in kalten Zonen der Feuerung benötigt. Andererseits kann es nach [31] in Zonen mit außerordentlich intensiver turbulenter Mischung, wie sie in Zyklonbrennkammern realisierbar sind, zur kinetischen Limitierung kommen. Zur Modellbildung werden daher zwei mathematische Ansätze verwendet, um beide Limitierungen berücksichtigen zu können.

### 4.6.1 Mischungskontrolliertes Regime

Zur Modellierung der homogenen Gasphasenreaktion bei mischungskontrolliertem Regime wird sehr häufig das Eddy Dissipation Concept von Magnussen (EDC) verwendet [14, 28, 29, 35].

Ausgangsbasis des EDC ist folgende chemische Reaktionsgleichung:



Mit Gleichung 4.33 berechnet man die Mischungsraten der Edukte Brennstoff (1. Term) und Sauerstoff (2. Term) und jene der Reaktionsprodukte (3. Term), wobei für die Reaktionsrate  $R_{fuel}$ , jeweils das Minimum der drei ermittelten Reaktionsraten herangezogen wird.

$$\dot{R}_{fuel} | 4MIN \left( \left( \frac{\text{CA}_{mag}}{\text{TM}} \left( \psi \frac{\kappa}{k} m_{fuel} \right) \right), \left( \frac{\text{CA}_{mag}}{\text{TM}} \left( \psi \frac{\kappa}{k} \frac{m_{ox}}{\tau_{ox}} \right) \right), \left( \frac{\text{CA}_{mag}}{\text{TM}} B_{mag} \left( \psi \frac{\kappa}{k} \frac{m_{prod}}{(12 \tau_{ox})} \right) \right) \right)$$

### Gleichung 4.33

Erläuterungen: Datenquelle [35]

$\dot{R}_{fuel}$	Rate des Brennstoffverbrauches [kg/m <sup>3</sup> s]
$m_{fuel,ox,prod}$	Massenbruch der Rauchgasspezies [kg <sub>fuel,ox,prod</sub> /kg_RGf]
$A_{mag}, B_{mag}$	empirische Konstante [-]
$\psi$	Dichte des Rauchgases [kg/m <sup>3</sup> _RGf]
$\kappa$	turbulente kinetische Energie [m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> ]
$\tau_{ox}$	Dissipationsrate der turbulenten kinetischen Energie [m <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> ]
$\tau_{ox} \#$	massenbezogener stöchiometrischer Koeffizient für Sauerstoff [-]

## 4.6.2 Reaktionskinetisch kontrolliertes Regime

Bei der Kontrolle durch die kinetische Reaktionsgeschwindigkeit wird üblicherweise ein Arrheniusansatz verwendet:

$$k_{kin} | A \exp \left( \frac{E}{R T} \right) \quad \text{Gleichung 4.34}$$

Erläuterungen: Datenquellen [19, 31, 35]

$k_{kin}$	Geschwindigkeitskoeffizient [kg/m <sup>3</sup> s]
A	präexponentieller Faktor [kg/m <sup>3</sup> s]
E	Aktivierungsenergie [J/mol]
R	allgemeine Gaskonstante [J/mol K]
T	Temperatur [K]

Der globale Reaktionsmechanismus wird anhand des folgenden Ansatzes formuliert:

$$\dot{R}_{kin} | 4k_{kin} \left( \psi \right)^{\sum_{i=1}^N \xi_i} \left( \frac{m_i}{M_i} \right)^{\xi_i} \quad \text{Gleichung 4.35}$$

Erläuterungen: Datenquelle [31]

$\dot{R}_{fuel}$	Rate des Brennstoffverbrauches [kg/m <sup>3</sup> s]
$k_{kin}$	Geschwindigkeitskoeffizient [kg/m <sup>3</sup> s]
$\psi$	Dichte des Rauchgases [kg/m <sup>3</sup> _RGf]
$m_i$	Massenbruch der Spezies i [kg/kg_RGf]
$M_i$	Molmasse der Spezies i [kg/kmol]
$\xi_i$	Reaktionsordnung, Reaktionskoeffizient der Spezies i [kg/kg_RGf]
$i = 1 \dots N$	an der Reaktion beteiligte Spezies

## 4.6.3 Vereinfachtes Modell

Bei der thermischen Zersetzung von Holz werden zum größten Teil flüchtige Verbindungen wie Kohlenmonoxid, Kohlenwasserstoffe und elementarer Wasserstoff freigesetzt. Der Abbau des zurückbleibenden Kohlenstoffgerüsts zu Kohlendioxid erfolgt teilweise über das Zwischenprodukt Kohlenmonoxid, besonders dann, wenn in der Flammenzone Kohlenstoff anwesend ist, da sich in diesem Fall das Gleichgewicht zwischen Kohlenmonoxid und Kohlendioxid (durch die Rückreaktion von Kohlendioxid mit dem Kohlenstoff – Boudouard-

Reaktion) mit steigender Temperatur in Richtung Kohlenmonoxid verlagert. Die Oxidationsreaktionen verschiedenen Gasphasenspezies finden gleichzeitig statt, wobei die Umsetzung von Kohlenmonoxid mit Sauerstoff zu Kohlendioxid als langsamster Schritt gilt [18]. Aufgrund dieser Tatsache erscheint es logisch, die Modellierung der homogenen Reaktionen in der Gasphase bei kinetisch kontrollierten Bedingungen, anhand des CO-Abbaues vorzunehmen (Gleichung 4.36).

Für die Berechnung der kinetischen Reaktionsrate wird folgender Ansatz verwendet (die zur Verfügung stehenden Parameterdaten sind in Tabelle 4-7 zusammengefasst):

$$\dot{R}_{kin,CO} = 4A \exp\left(\frac{E}{RT}\right) m_{CO} \left(\frac{m_{H_2O}}{M_{H_2O}}\right)^{C_A} \left(\frac{m_{O_2}}{M_{O_2}}\right)^{C_B} \quad \text{Gleichung 4.36}$$

Erläuterungen: Datenquelle [7]

$\dot{R}_{kin,CO}$	Reaktionsrate für Kohlenmonoxid [kg/m <sup>3</sup> s]
A	präexponentieller Faktor [kg/m <sup>3</sup> s]
E	Aktivierungsenergie [J/mol]
R	allgemeine Gaskonstante [J/mol K]
T	Rauchgastemperatur [K]
$m_{CO,H_2O,O_2}$	Massenbruch der Rauchgasspezies [kg/kg_RGf]
$M_{H_2O,O_2}$	molare Masse von H <sub>2</sub> O bzw. O <sub>2</sub> [kg/kmol]
$\psi$	Dichte des Rauchgases [kg/m <sup>3</sup> _RGf]
$C_A, C_B$	Konstanten des Reaktionsmodells [-]

**Tabelle 4-7:** Reaktionskinetische Parameter der CO-Verbrennung

Parameter	A	E/R	C <sub>A</sub>	C <sub>B</sub>
	kg/m <sup>3</sup> s	K	-	-
Howard et al.[7]	1,30E+11	15105	1	0,5
Dryer et al.[7]	2,24E+12	20140	0,75	0,25

Die Modellierung der homogenen Reaktionen in der Gasphase bei Mischungskontrolle, wird ebenfalls anhand des CO-Abbaues vorgenommen, da diese Komponente aufgrund der Brennstoffzusammensetzung den größten Anteil der verschiedenen brennbaren Spezies einnimmt:

$$\dot{R}_{fuel,CO} = 4A_{mag} \left(\frac{\psi}{k}\right) m_{CO} \quad \text{Gleichung 4.37}$$

Erläuterungen: Datenquellen [31, 35]

$\dot{R}_{fuel,CO}$	Mischungsrate für Kohlenmonoxid [kg/m <sup>3</sup> s]
$A_{mag}$	empirische Konstante [-]
$\psi$	Dichte des Rauchgases [kg/m <sup>3</sup> _RGf]
k	turbulente kinetische Energie [m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> ]
$\kappa$	Dissipationsrate der turbulenten kinetischen Energie [m <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> ]
$m_{CO}$	Massenanteil von CO im Rauchgas [kg/kg_RGf]

Das Minimum der berechneten Reaktionsraten stellt den limitierenden Faktor dar:

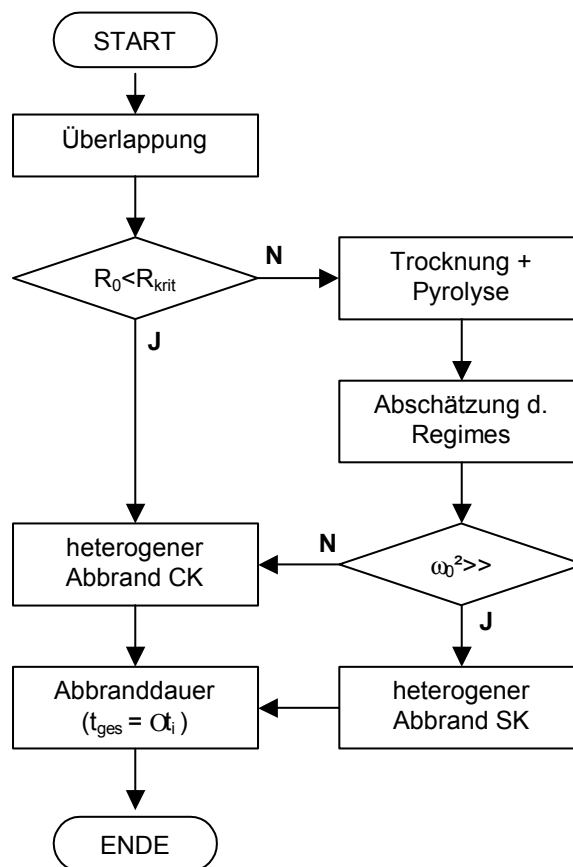
$$\dot{R}_{CO} = 4 \min \left\{ \dot{R}_{fuel,CO}, \dot{R}_{kin,CO} \right\} \quad \text{Gleichung 4.38}$$

Erläuterungen: Datenquellen [31, 35]

$\dot{R}_{fuel,CO}$  Mischungsrate für Kohlenmonoxid [kg/m<sup>3</sup> s]  
 $\dot{R}_{kin,CO}$  Reaktionsrate für Kohlenmonoxid [kg/m<sup>3</sup> s]

## 4.7 Berechnung der Partikelabbranddauer

Zur Berechnung der gesamten Abbranddauer kann für eine gewählte Partikelgröße nach dem in Abbildung 4-3 dargestellten Berechnungsschema vorgegangen werden.



**Abbildung 4-3:** Flussdiagramm zur Berechnung der Abbranddauer

- (1) Für einen gewählten Partikelradius  $R_0$  ( $0 < R_0 \leq 5$  mm) wird vorerst durch Berechnung des kritischen Radius  $R_{krit}$  Gleichung 4.28 überprüft, ob ein Überlappen der Pyrolyse und des heterogenen Abbrandes stattfindet.
- (1.a) Ist der kritische Radius  $R_{krit} < R_0$ , findet der Abbrand heterogen an der Oberfläche des sich aufheizenden Partikels statt und wird mit Gleichung 4.24 berechnet. Der Unterschied zum sequentiellen Verlauf von Pyrolyse und Kohlenstoffverbrennung wird dabei durch eine Verminderung der Aktivierungsenergie für die Kohlenstoffreaktion



( $E_C/3$ ) berücksichtigt. Es wird also dabei angenommen, dass die Entgasung und der Kohlenstoffabbrand gleichzeitig stattfinden.

- (1.b) Ist der kritische Radius  $R_{krit} \times R_0$  folgt die Berechnung von Trocknung u. Pyrolyse mit Gleichung 4.7.
- (2) Danach wird die Limitierung für die heterogene Reaktion des Restkohlenstoffes mit Gleichung 4.27 abgeschätzt.
- (2.a) Bei chemischer Kontrolle ( $\omega_0^2 \ll$ ) wird der heterogene Abbrand des Kohlenstoffs mit Gleichung 4.24 berechnet.
- (2.b) Bei Kontrolle durch den Stoffübergang ( $\omega_0^2 \gg$ ) erfolgt die Berechnung mit Gleichung 4.16.
- (2.c) Beim Vorliegen eines gemischt kontrollierten Regimes ( $\omega_0^2 = 0,5$ ), müssen beide Limitierungen (2.a + 2.b) berechnet werden, und als Rechenergebnis wird das Größere der beiden Rechenergebnisse herangezogen.

Die gesamte Abbranddauer eines Brennstoffpartikels entspricht der Summe der Reaktionsdauer der Einzelschritte. Die Berechnung der Gasphasenreaktionsdauer erfolgt unabhängig vom Partikelabbrand mit den formulierten mathematischen Ansätzen.

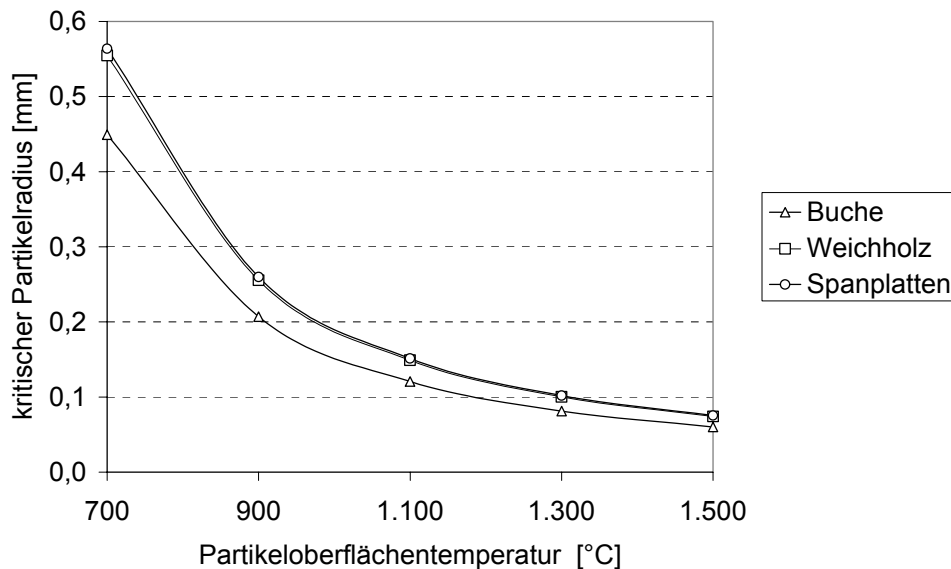
## 4.8 Darstellung und Diskussion der Berechnungsergebnisse

Im vorliegenden Kapitel werden die Berechnungsergebnisse dargestellt und diskutiert. Bei der Durchführung der Berechnungen wurden die Sensitivitäten der wichtigsten Parameter untersucht, um die relative Bedeutung der einzelnen Faktoren zu ermitteln. Die Berechnungen wurden für Buchenspäne und Weichholzspäne (Tabelle 4-3) mit einer Korngröße von 1,5 mm und 5 mm durchgeführt. Bei der Diskussion der Rechenergebnisse wird auf die getroffenen Annahmen bezüglich Verbrennungsbedingungen eingegangen und die betragsmäßige Wahl der Parameter begründet.

### 4.8.1 Überlappung zwischen Pyrolyse und Restkohlenstoffabbrand

Durch Variation der Parameter in Gleichung 4.28, die eine Berechnung des kritischen Radius ermöglicht, kann im Rahmen einer Sensitivitätsanalyse gezeigt werden, dass für die Verbrennungsbedingungen in einer Zyklonbrennkammer ab einem Partikelradius von 0,55 mm mit Sicherheit der Reaktionspfad ohne eine Überlappung von Pyrolyse, bzw. Vergasung und Holzkohlenabbrand [27] relevant ist. Es wurden dabei die Sensitivitäten hinsichtlich Temperaturänderung (Abbildung 4-4), Sauerstoffpartialdruck (Abbildung 4-5) und stöchiometrischem Flüchtig-/Sauerstoff-Verhältnis (Abbildung 4-6) berücksichtigt.

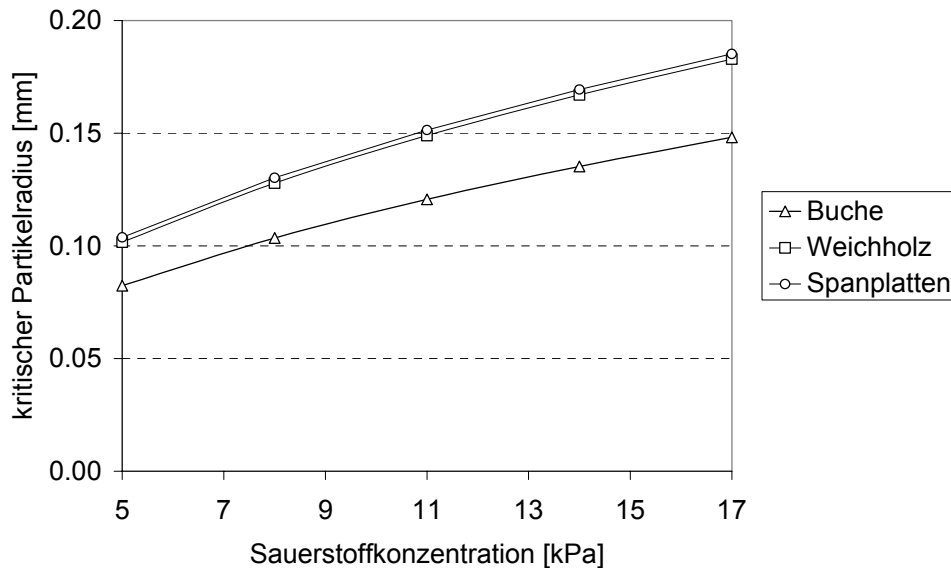
Abbildung 4-4 zeigt den Einfluss der Partikel-Temperatur auf die Überlappung zwischen der Pyrolyse und dem Restkohlenstoffabbrand:



**Abbildung 4-4:** Kritischer Radius  $R_c$  in Abhängigkeit der Partikeltemperatur

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung:  $O_2$ -Gehalt  $p_{O_2}=11$  kPa, stöchiometrisches Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis nach Tabelle 4-6

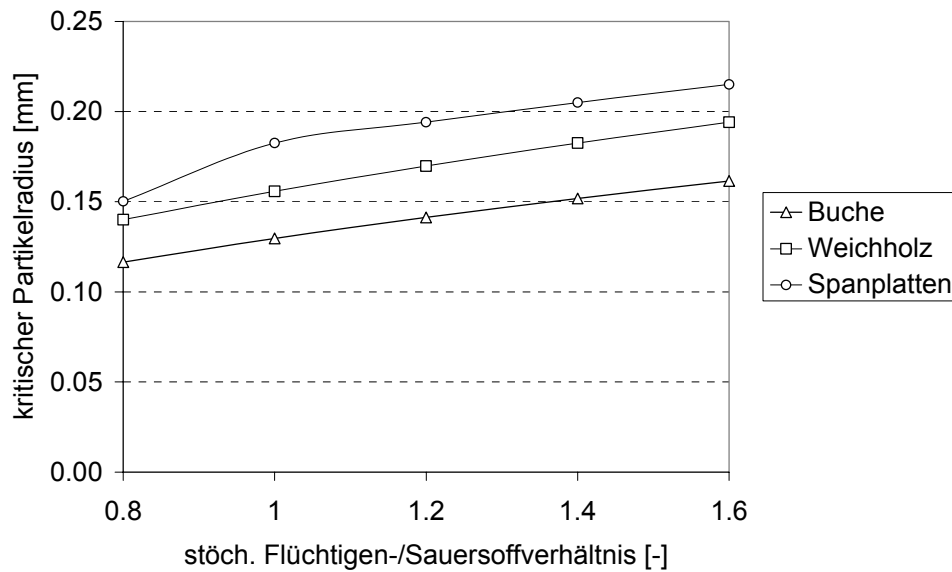
Abbildung 4-5 zeigt den Einfluss des Sauerstoffpartialdruckes auf die Überlappung zwischen der Pyrolyse und dem Restkohlenstoffabbrand:



**Abbildung 4-5:** Kritischer Radius  $R_c$  in Abhängigkeit vom Sauerstoffpartialdruck

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_b=1.100$  °C, stöchiometrisches Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis nach Tabelle 4-6

Abbildung 4-6 zeigt den Einfluss des stöchiometrischen Flüchtigen-/Sauerstoff-Verhältnis auf die Überlappung zwischen der Pyrolyse und dem Restkohlenstoffabbrand.



**Abbildung 4-6:** Kritischer Radius  $R_c$  in Abhängigkeit vom stöchiometrischem Flüchtig-/Sauerstoff-Verhältnis

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_b=1.100$  °C,  $O_2$ -Gehalt  $p_{O_2}=11$  kPa

Es fällt auf, dass eine zwischen Überlappung zwischen Pyrolyse und heterogenem Abbrand bei Temperaturen über 900 °C für kleine Partikeln auftritt (siehe Abbildung 4-4). Für die Berechnungen des Abbrandes der interessierenden Korngrößen (1,5 mm und 5 mm), hat das Auftreten einer Überlappung somit keine Bedeutung.

#### 4.8.2 Trocknung und Pyrolyse

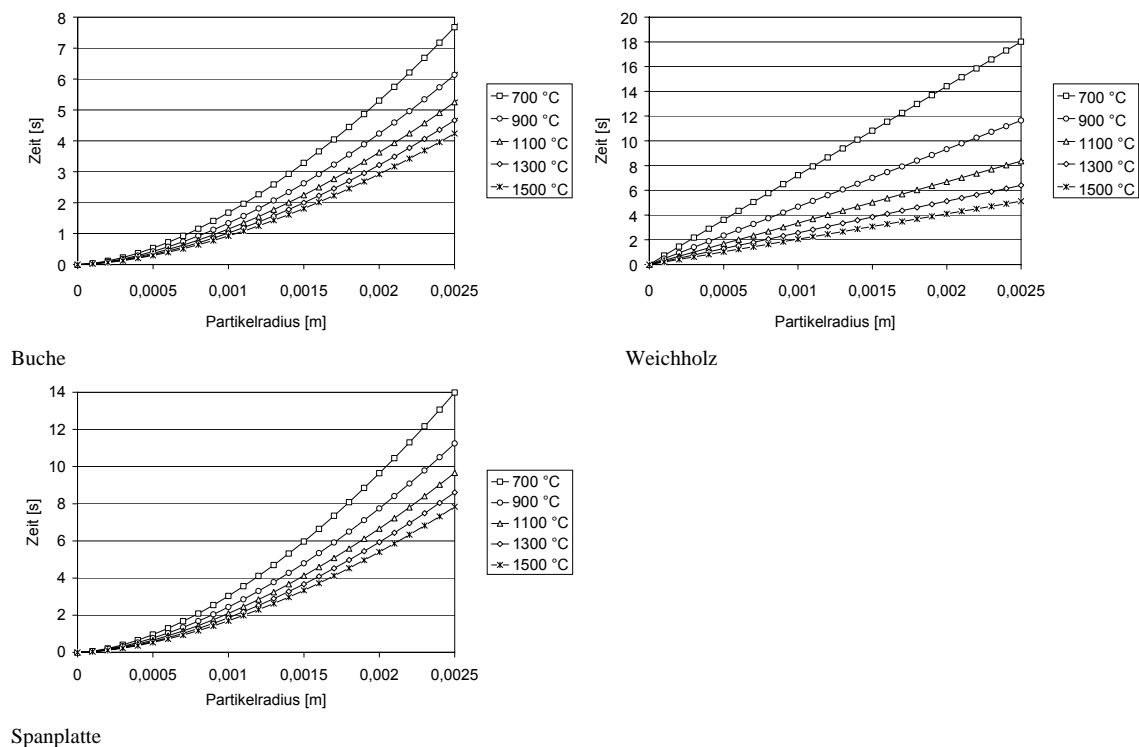
Die von Winter [39] ermittelte Berechnungsformel für die Dauer des Pyrolysevorganges, basiert auf den Verbrennungsbedingungen in einer zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung. Für die Beschreibung der Temperaturabhängigkeit wurde die Temperatur des Wirbelbettes  $T_b$  verwendet. Um die Gültigkeit der Gleichungen 4.8 und 4.9 für die auszulegende Zyklonbrennkammer zu gewährleisten, muss eine entsprechende Wahl der Temperaturgrenzen getroffen werden.

Im Falle der Wirbelschichtfeuerung wird der Brennstoff direkt in das Bettmaterial eingeblasen, wodurch die benötigte Energie für die Entgasung im wesentlichen durch den Strahlungsaustausch der Brennstoffkörner mit dem heißen Bettmaterial geliefert wird. Im Vergleich dazu bewegen sich die Brennstoffkörner bei der Zyklonfeuerung, aufgrund der Fliehkräfte, im Bereich der heißen Brennkammerwand welche den Hauptanteil der für die Pyrolyse benötigten Wärmeenergie überträgt. Aus dieser Überlegung kann angenommen werden, dass die Temperatur der Brennkammerwand bei der Zyklonfeuerung jener des Brennstoffbettes bei der Wirbelschichtfeuerung entspricht. Für die Berechnung der Pyrolysedauer nach dem Modell von Winter, erfolgt daher eine Abschätzung des möglichen Temperaturbereiches für die Brennkammerwand, der in weiterer Folge anstelle der Betttemperaturen für Berechnungszwecke verwendet wird.

Die Abschätzung der Temperaturen im Bereich der Brennkammerwand basiert auf folgenden Überlegungen. Die sehr kleinen Brennstoffpartikel verbrennen heterogen an der Partikeloberfläche. Für diese Brennstofffraktion liegen die Temperaturen in der Grenzschicht um das abbrennende Partikel, im Bereich den berechneten adiabaten Temperaturen, da die Pyrolysegase und der Restkohlenstoff gleichzeitig umgesetzt werden. Bei größeren Brennstoffpartikeln findet der Abbrand sequentiell statt. Dabei verbrennen die Pyrolysegase, entsprechend der Modellannahme, innerhalb einer Reaktionszone um das Brennstoffkorn, ohne dass ein gleichzeitiger Abbau des zurückbleibenden Kohlenstoffgerüsts stattfindet. Dies wirkt sich mit einer Verminderung der Reaktionstemperatur aus. Durch die Bewegung der Brennstofffront, kommt es innerhalb der Feuerung zu einer örtlichen Trennung in eine Zone in der verstärkt die Pyrolysereaktion abläuft (Einlaufbereich) und einer weiteren Zone in der die heterogene Kohlenstoffreaktion stattfindet. Die im Bereich der Entgasungszone auftretenden Verbrennungstemperaturen liegen aus diesen Gründen unterhalb der berechneten adiabaten Verbrennungstemperaturen.

Ein weiterer Einfluss auf die Temperatur der Brennkammerwand ist durch die verwendete Brennkammerauskleidung gegeben. In Abhängigkeit des verwendeten Materials und der Qualität der Isolierung kommt es zu einer Wärmeabgabe über die Brennkammerwand, was eine weitere Absenkung der Temperaturniveaus im Feuerraum mit sich zieht.

Nachfolgend sind die Berechnungsergebnisse für die Abschätzung der Pyrolysedauer im Korngrößenbereich von  $>0$  bis 5 mm dargestellt, welche mit Gleichung 4.8 für Weichholzspäne und Gleichung 4.9 für Buchenspäne und einer Brennstoffzusammensetzung nach Tabelle 4-3 berechnet wurden. Dabei wurden die unterschiedlichen Auswirkungen der einzelnen Parameter berücksichtigt.



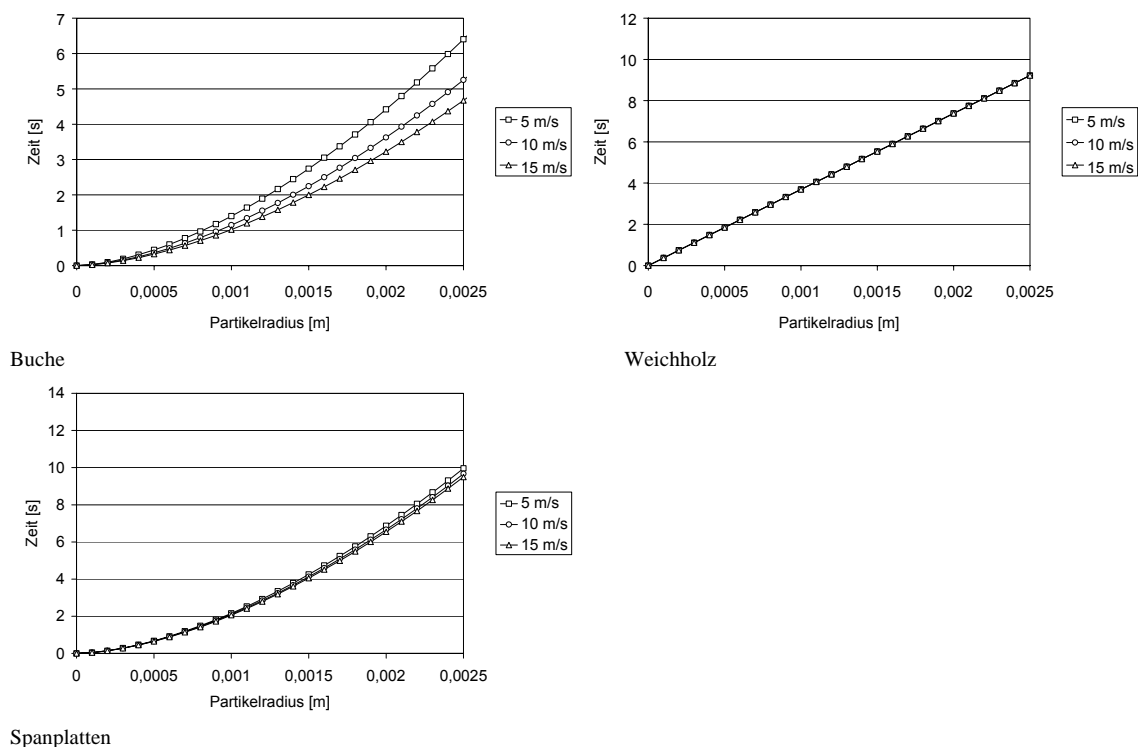
**Abbildung 4-7:** Dauer der Pyrolyse in Abhängigkeit der Temperatur

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Relativgeschwindigkeit  $V_g=10$  m/s, Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa

Die erreichbaren Feuerraumtemperaturen für Luftüberschusszahlen von 0,5-0,7 sind nach oben durch die adiabaten Verbrennungstemperaturen begrenzt, welche für den gewählten Brennstoff im Bereich von 1.300 °C bis 1.600 °C liegen. In der Realität sind jedoch, in Abhängigkeit von der Feuerraumisolierung, Temperaturunterschiede von 100 °C bis 500 °C gegenüber der adiabaten Verbrennungstemperatur realistisch. Die Pyrolysedauer wird daher für eine Wandtemperatur ( $T_b$ ) von 700 °C bis 1.500 °C berechnet (Abbildung 4-7).

Des weiteren wurde der Einfluss der Gasgeschwindigkeit an der Partikeloberfläche auf die Pyrolysedauer im Bereich von 5 bis 15 m/s ausgewertet (Abbildung 4-8). Unter der Gasgeschwindigkeit ist die Relativgeschwindigkeit zwischen dem Partikel und den Verbrennungsgasen zu verstehen. Es besteht hier ein starker Einfluss auf die Reaktionsdauer, da die Geschwindigkeit den konvektiven Wärmeübergang beeinflusst.

Die Relativgeschwindigkeit ist nach oben mit der äußeren Umfangsgeschwindigkeit im Zyklon begrenzt, da man davon ausgehen kann, dass der Partikelstrom langsamer als das Gas umläuft. Für die Verweilzeitberechnung ist insbesondere der gröbere Brennstoffanteil von Interesse da dieser aufgrund der längeren Reaktionszeiten das notwendige Brennkammer-volumen, um einen vollständigen Ausbrand zu erreichen, vorgibt.

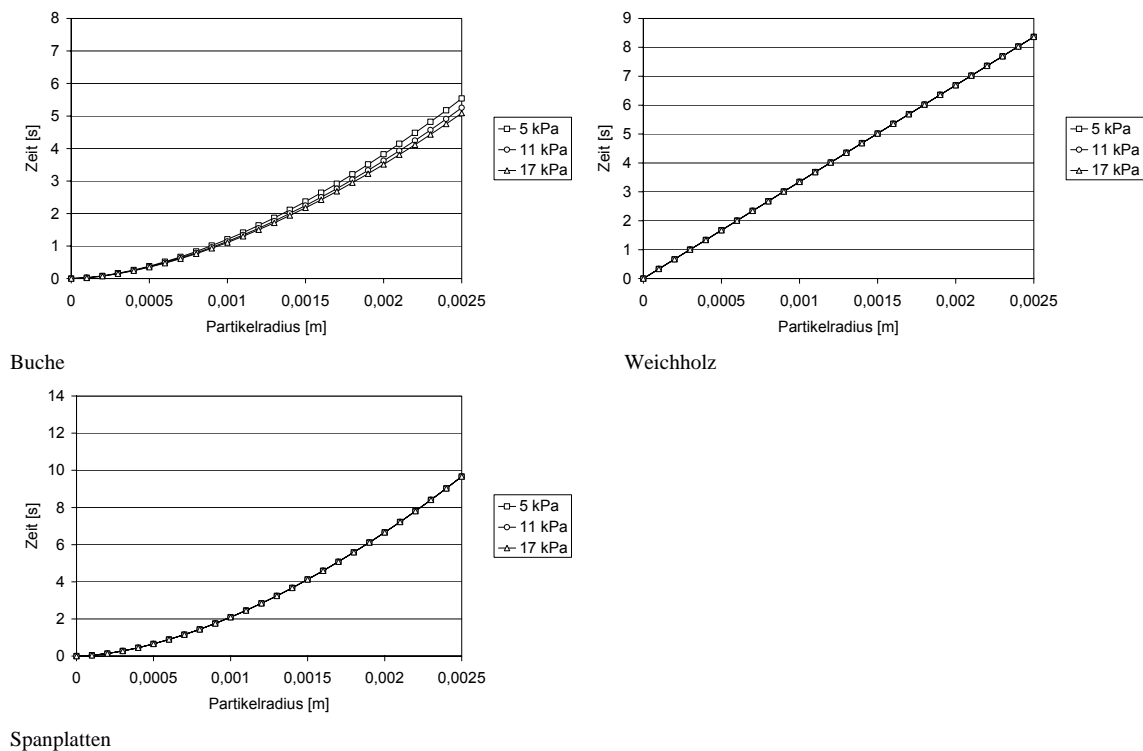


**Abbildung 4-8:** Dauer der Pyrolyse in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_b=1.100$  °C, Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa

Schließlich wurde der Einfluss des Sauerstoffpartialdruckes auf die Reaktionsdauer ermittelt (Abbildung 4-9). Es zeigt sich eine geringe Auswirkung, womit bestätigt wird, dass der Pyrolysevorgang insbesondere durch den Wärmeübergang zum Partikel bestimmt wird und nur wenig vom Stoffübergang, da für diese Reaktion selbst kein Sauerstoff benötigt wird. Dieser Einfluss kann insofern erklärt werden, dass die aus den Brennstoffpartikeln aus-

strömenden Pyrolysegase durch das höhere Angebot an Sauerstoff schneller abbrennen, und dadurch den Wärmefluss zum Partikel steigern. Der größere Wärmefluss bewirkt ein schnelleres Aufheizen der Partikeln wodurch sich die Reaktionsdauer der Entgasung verkürzt.



**Abbildung 4-9:** Dauer der Pyrolyse in Abhängigkeit vom Sauerstoffpartialdruck

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_b=1.100\text{ }^\circ\text{C}$ , Relativgeschwindigkeit  $V_g=10\text{ m/s}$

### 4.8.3 Heterogene Verbrennung des Restkohlenstoffes

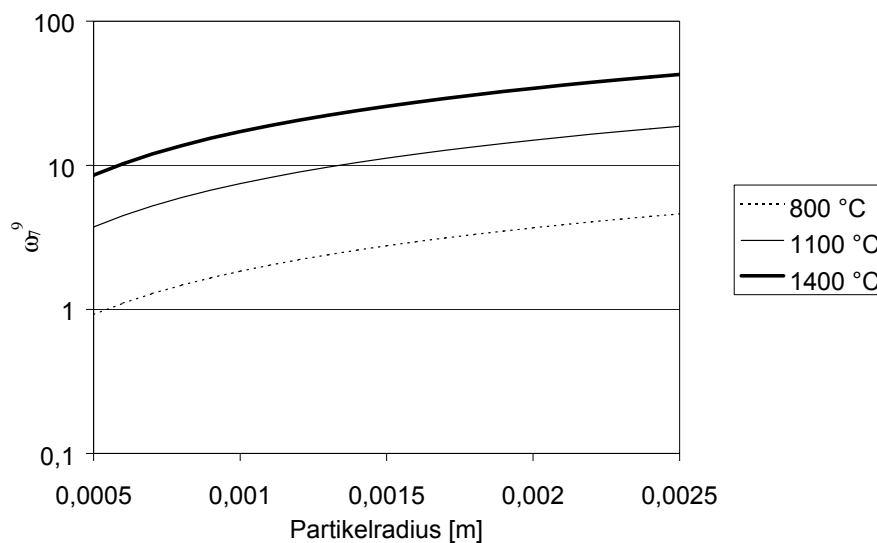
Die Berechnungen wurden anhand des Modells von Winter et al. [39] durchgeführt. Dabei wurde zuerst eine Vorabschätzung des vorliegenden Regimes nach Kapitel 4.4.3 getroffen, und in weiterer Folge die Abbranddauer für Diffusionskontrolle (Kapitel 4.4.1) und für kinetische Kontrolle (Kapitel 4.4.2) berechnet.

Die Berechnung des Kohlenstoffabbrandes wurde mit der von Winter et al. angegebenen Brennstoffzusammensetzung (Tabelle 4-3) durchgeführt. Auf Basis dieser Daten wurde die Größenänderung des Brennstoffpartikels nach der Entgasung über die Berechnung des Schrumpffaktors  $S$  (Gleichung 4.12) ermittelt. In weiterer Folge erfolgte die Berechnung des heterogenen Abbrandes des Restkohlenstoffes, wobei eine Korrektur der Partikeldichte vorgenommen wurde, die im Zusammenhang mit der höheren Entgasungsrate aufgrund einer unterschiedlichen Partikelgröße stand. Die Dichte von Holzkohle beträgt nach Grønli [8] für große Stücke (100 mm) zwischen  $110\text{ kg/m}^3$  und  $150\text{ kg/m}^3$ , dies entspricht den angegebenen Werten von Winter et al. [39] entspricht, und für kleine Brennstoffpartikel (1 mm) Bereich um  $90\text{ kg/m}^3$ .

### 4.8.3.1 Abschätzung des vorherrschenden Regimes

Die Vorabschätzung des vorliegenden Regimes für die Verbrennung der Holzkohle wird unter Anwendung von Gleichung 4.27 getroffen. Dabei kann mit der Berechnung des Wertes  $\omega_0^2$  die zu erwartende Limitierung (Kontrolle durch den Stoffübergang oder Kontrolle durch die chemische Reaktionsgeschwindigkeit) für Kohlenstoff abgeschätzt werden.

Die Berechnung des vorliegenden Regimes nach Raupenstrauch [23] (Abbildung 4-10 und Abbildung 4-11) ergibt bei Holzkohle eine Kontrolle durch den Stoffübergang ( $\omega_0^2 \gg 1$ ). Dieses Ergebnis bestätigt die Aussage von Baxter et al. [1], wonach Biomassekohlen unter stark diffusionskontrollierten Bedingungen abbrennen. Dies konnte auch durch die Testläufe am Laborreaktor des Instituts für Grundlagen der Verfahrenstechnik und Anlagentechnik bei Versuchen zum Abbrandverhalten von biogenen Brennstoffen bestätigt werden. Weiters wurde bestätigt, dass der limitierende Faktor für den Feststoffausbrand die Phase des Holzkohlenabbrands ist. Während der Phase des Holzkohlenabbrands wurden mittels Heißgas in-situ FT-IR Absorptionsspektroskopie Messungen der Gasphasenkonzentrationen direkt oberhalb des Brennstoffbetts durchgeführt. Dabei zeigte sich, dass während des Holzkohlenabbrands bei biogenen Brennstoffen hauptsächlich  $\text{CO}_2$  und  $\text{CO}$  emittiert wird,  $\text{CH}_4$  konnte nur in vernachlässigbarer Größenordnung festgestellt werden (Kapitel 5.2, Abbildung 5-4).



**Abbildung 4-10:** Abschätzung des vorherrschenden Regimes bei verschiedenen Temperaturen

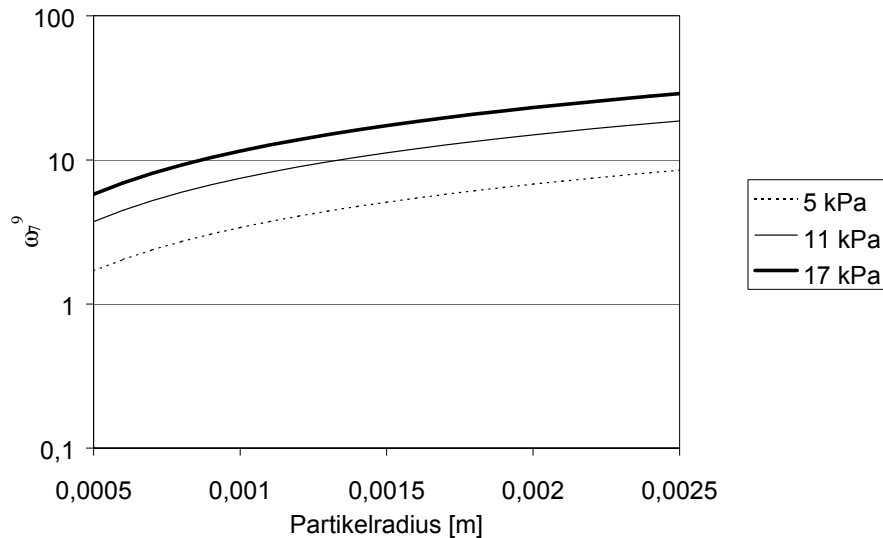
Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung:

$\psi_c$  (Dichte des Kohlenstoffpartikels)...100 kg/m<sup>3</sup>,

$C_{\text{O}_2}$  (Sauerstoffkonzentration in der Partikelgrenzschicht)...11 kPa,

$n$  (Reaktionsordnung)...1 [-],

reaktionskinetische Parameter nach Evans (Tabelle 4-5)



**Abbildung 4-11:** Abschätzung des vorherrschenden Regimes bei verschiedenen O<sub>2</sub>-Gehalten

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung:

Temperatur  $T_b=1.100\text{ °C}$ ,

$\psi_c$  (Dichte des Kohlenstoffpartikels)...100 kg/m<sup>3</sup>,

$n$  (Reaktionsordnung)...1 [-],

reaktionskinetische Parameter nach Evans (Tabelle 4-5)

#### 4.8.3.2 Kontrolle durch Stoffübergang

Für die Berechnung der Abbrandzeit bei Kontrolle durch Stoffübergang wurden die Sensitivitäten hinsichtlich Temperatur, Sauerstoffpartialdruck und der Relativgeschwindigkeit zwischen dem Gas und dem Partikel berechnet.

Da sich aufgrund der Flugbewegung der Brennstoffpartikel örtliche Konzentrationsunterschiede zwischen entgasenden Partikeln und den daraus entstehenden Restkohlenstoffpartikeln ausbilden, ist mit unterschiedlichen Temperaturniveaus in diesen Bereichen zu rechnen. Aufgrund des hohen Energieinhaltes der Kohlenstoffkörner, sind die Temperaturen in jenem Bereich in dem verstärkt der Holzkohlenabbrand stattfindet, entsprechend höher anzusetzen.

Die mittlere Temperatur in der Grenzschicht um das Partikel, wurde im Rahmen der Modellrechnungen zwischen 800 °C-1.400 °C variiert.

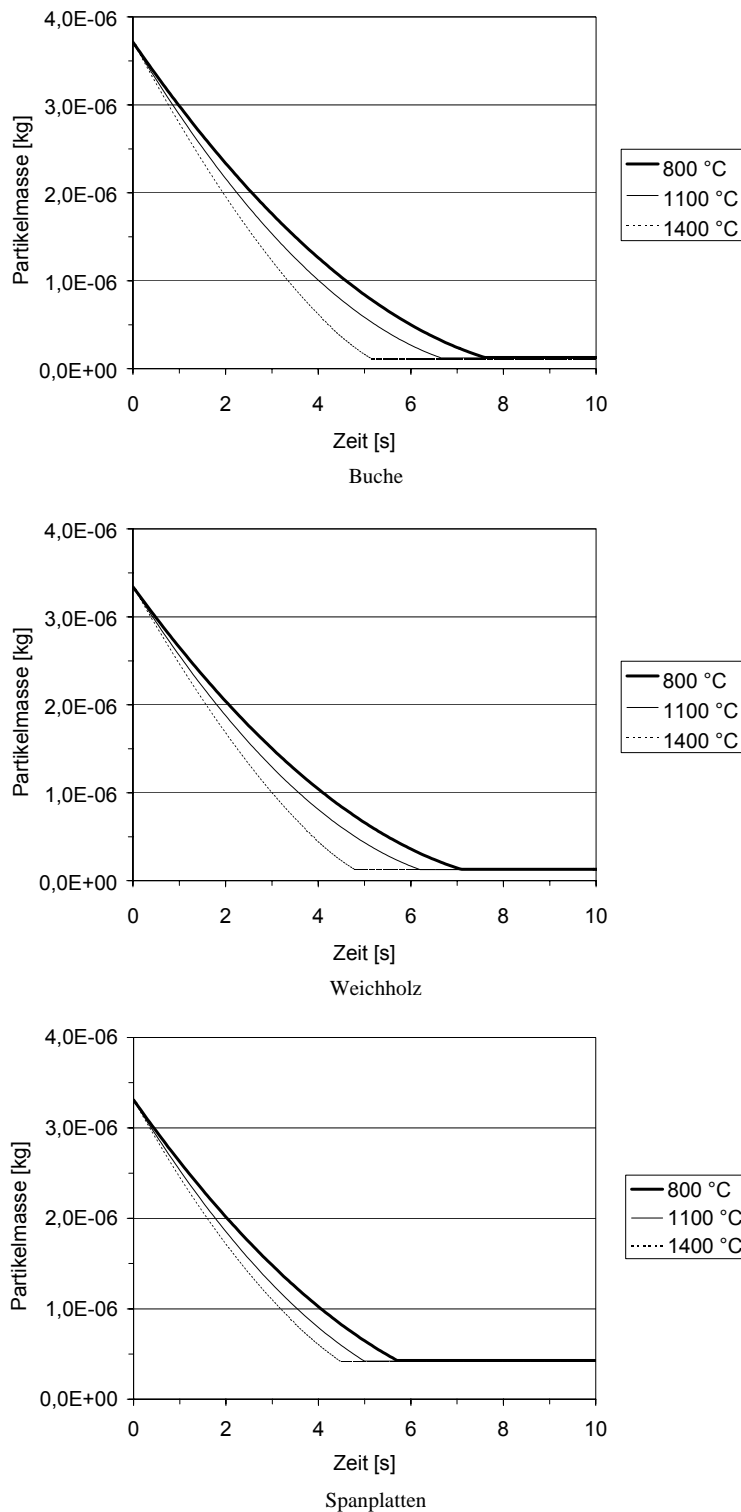
Die Werte für die Sauerstoffkonzentration in der Partikelumgebung (Bulkphase) liegen zwischen den Grenzwerten von 0 kPa und 21 kPa und wurden für die Modellrechnungen im Bereich zwischen 5 kPa und 17 kPa angenommen.

Die obere Grenze für die Partikelgeschwindigkeit entspricht der Eintrittsgeschwindigkeit in die Brennkammer und sollte im Bereich von 10 m/s bis 20 m/s liegen. Aufgrund von Reibungseinflüssen ist davon auszugehen, dass sich der Partikelstrom entsprechend langsamer als die Gasmasse bewegt. In diesem Zusammenhang wurde eine Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Gasphase von 5 m/s bis 15 m/s angenommen.



Nachfolgend werden die Ergebnisse der Modellrechnungen für die Stoffübergangskontrolle als Diagramme dargestellt. Die Berechnungen wurden jeweils für eine Korngröße von 5 mm und 1,5 mm durchgeführt.

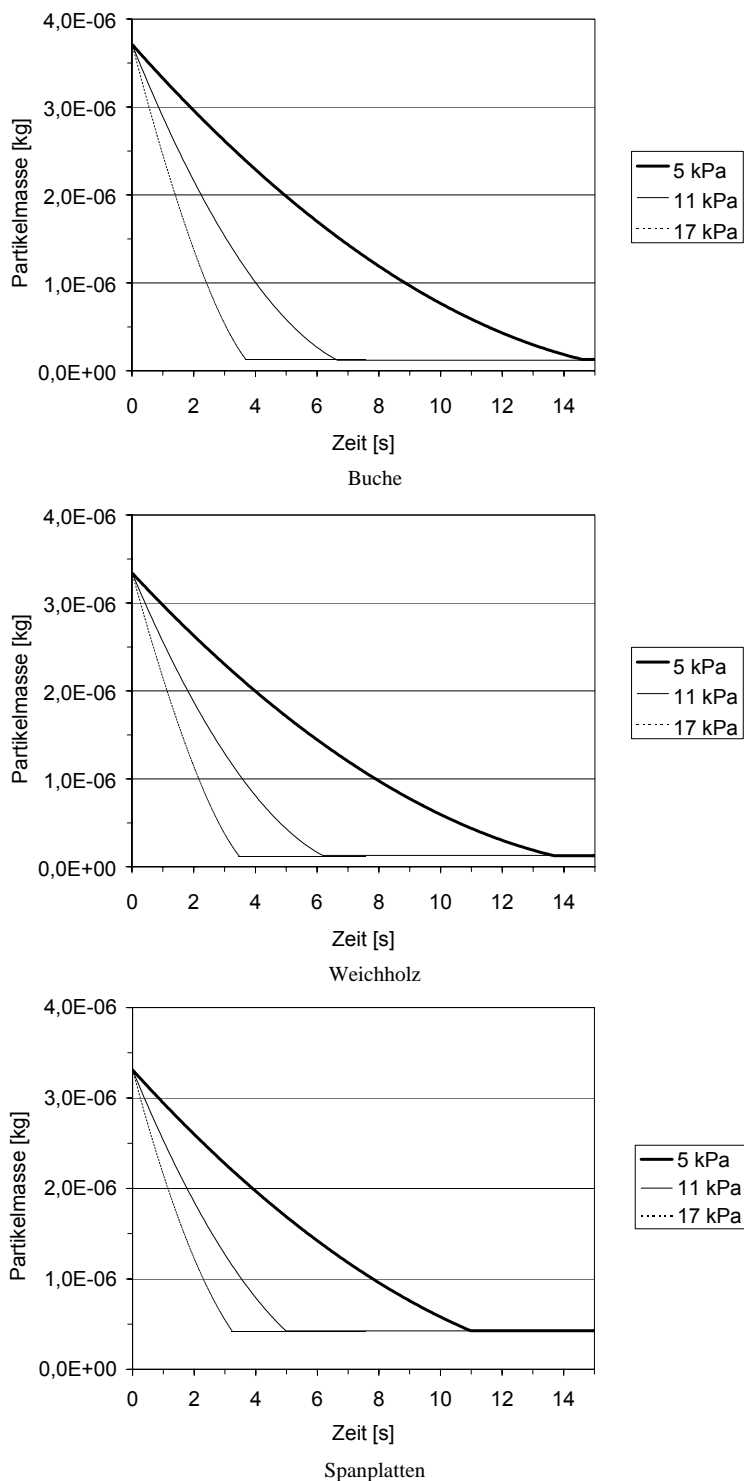
Abbildung 4-12 zeigt den Ablauf des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Temperatur für eine Brennstoff-Korngröße 5 mm:



**Abbildung 4-12:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa, Relativgeschwindigkeit  $V_g=10$  m/s

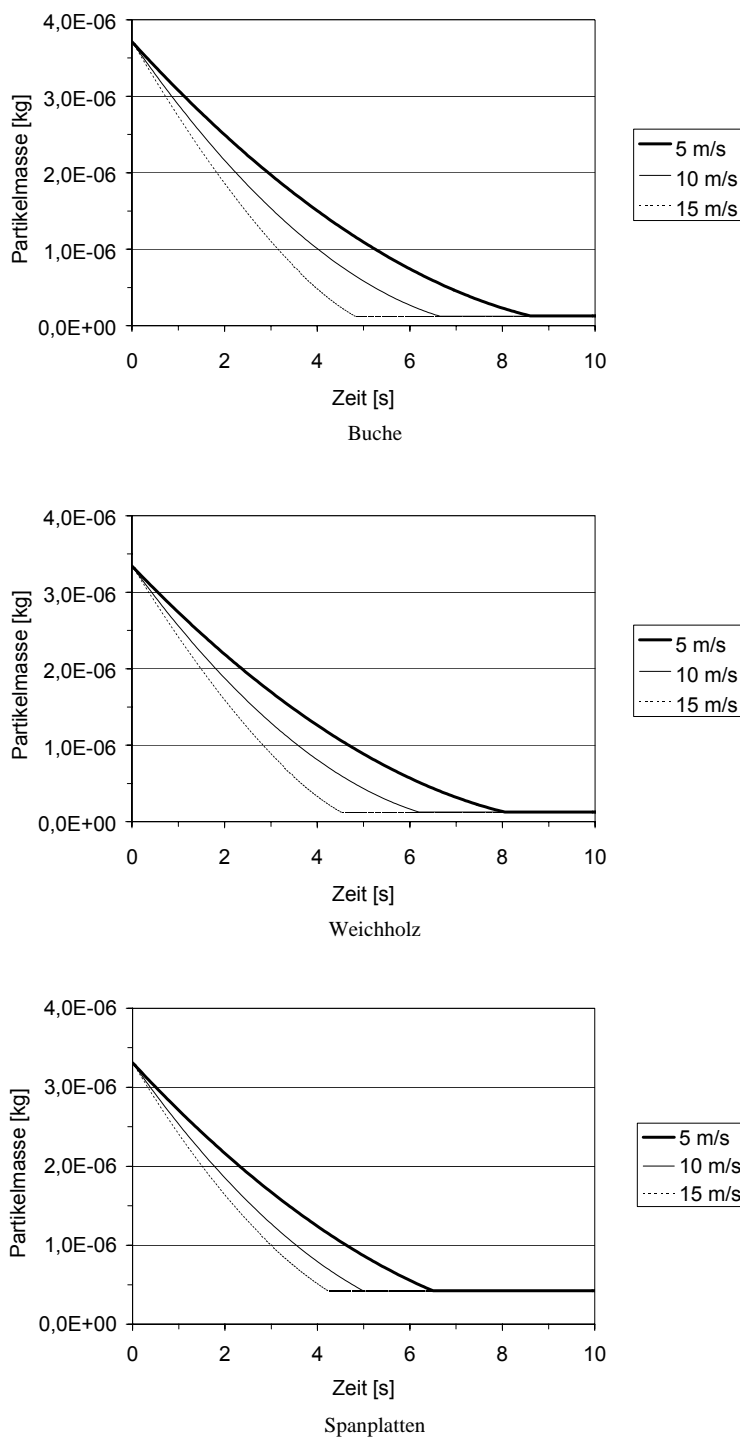
Abbildung 4-13 zeigt den Ablauf des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit des Sauerstoff-Gehaltes für eine Brennstoff-Korngröße 5 mm.



**Abbildung 4-13:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit des O<sub>2</sub>-Gehaltes – Brennstoff-Korngröße 5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_m=1.100\text{ }^\circ\text{C}$ ,  
 Relativgeschwindigkeit  $V_g=10\text{ m/s}$

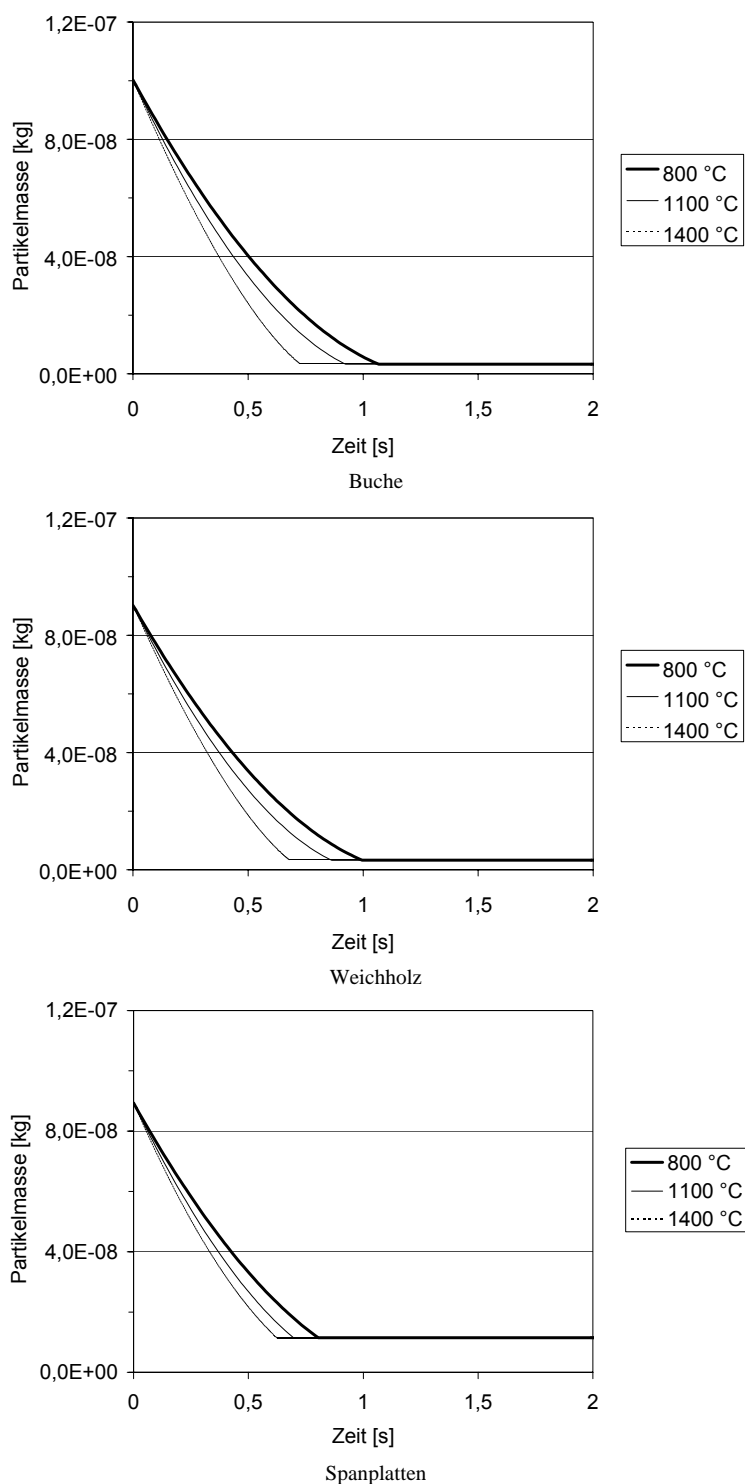
Abbildung 4-14 zeigt den Ablauf des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase für eine Brennstoff-Korngröße 5 mm.



**Abbildung 4-14:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase – Brennstoff-Korngröße 5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_m=1.100\text{ }^\circ\text{C}$ , Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11\text{ kPa}$

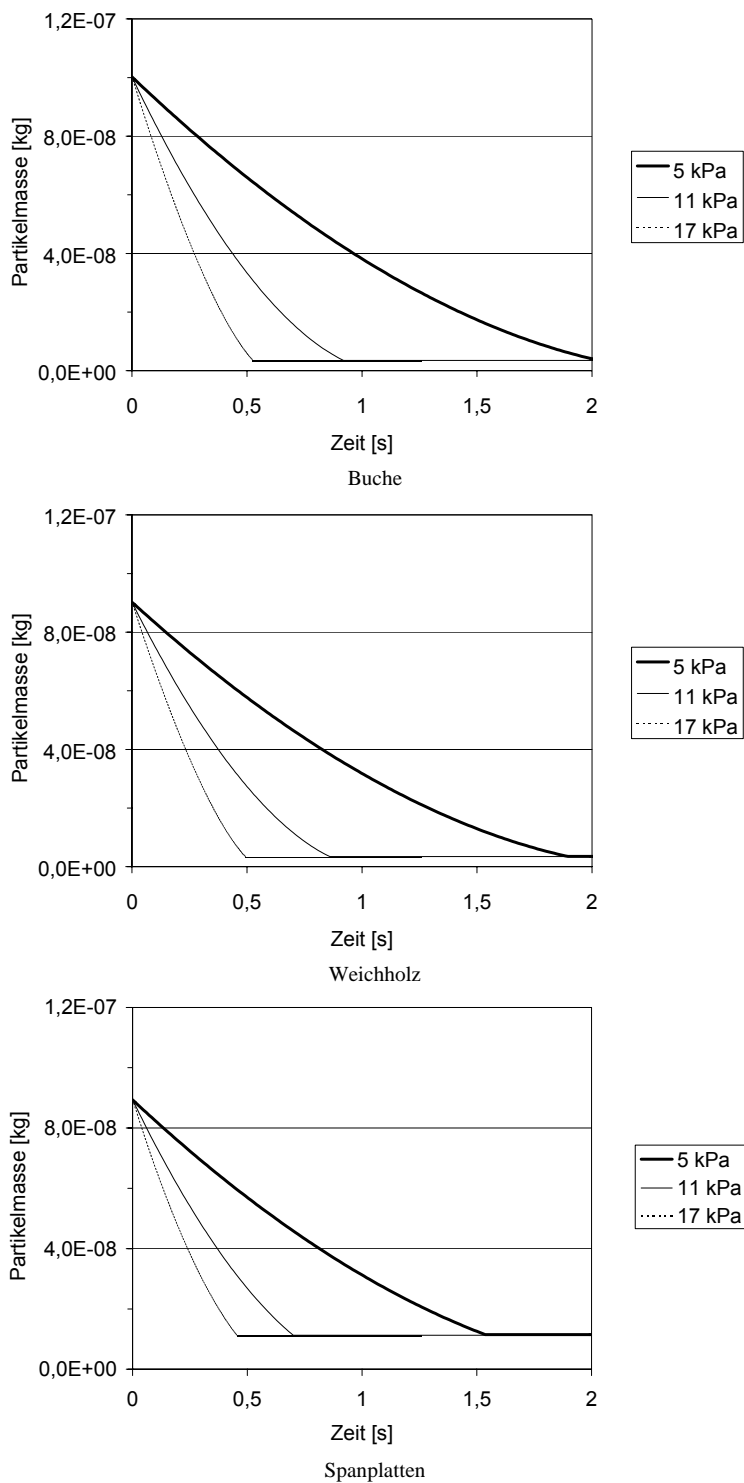
Abbildung 4-15 zeigt den Ablauf des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Temperatur für eine Brennstoff-Korngröße 1,5 mm.



**Abbildung 4-15:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa, Relativgeschwindigkeit  $V_g=10$  m/s

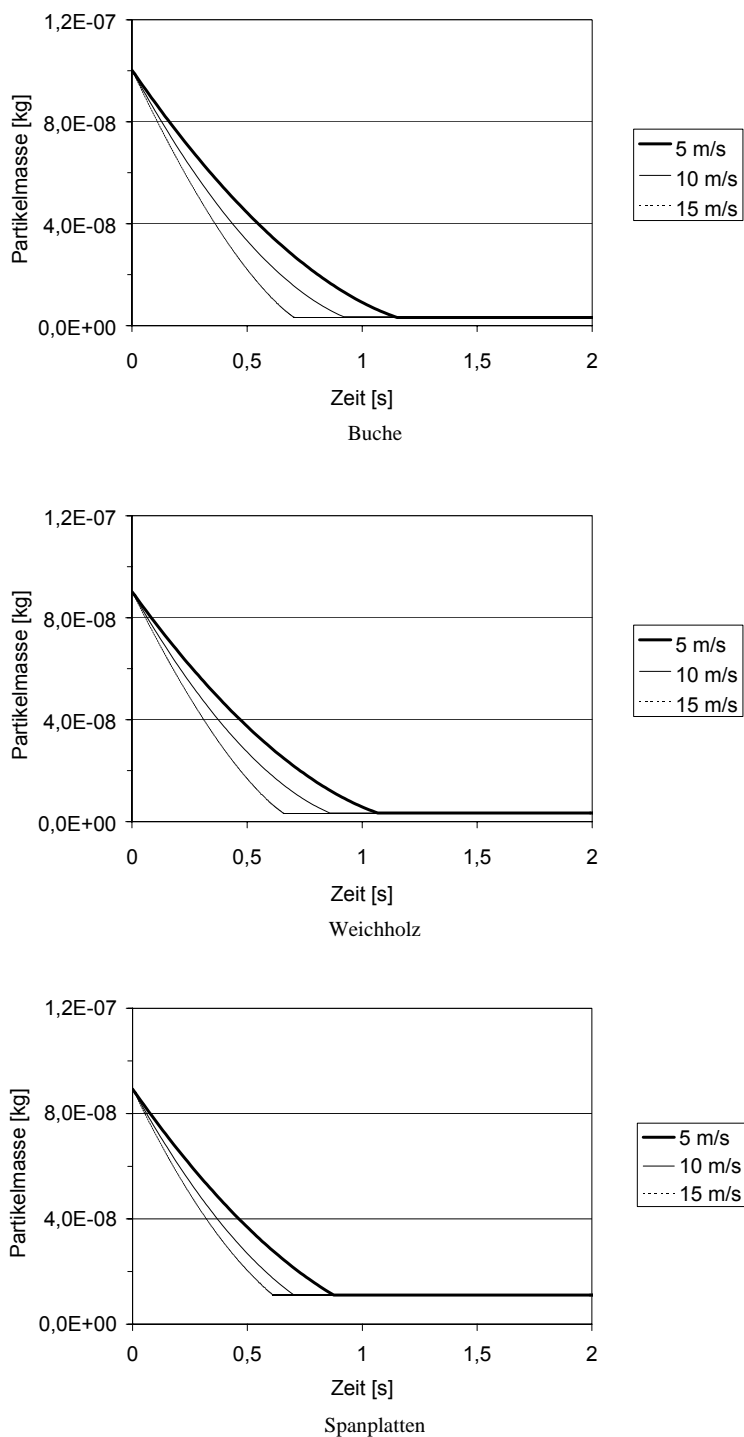
Abbildung 4-16 zeigt den Ablauf des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit des Sauerstoff-Gehaltes für eine Brennstoff-Korngröße 1,5 mm.



**Abbildung 4-16:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit des O<sub>2</sub>-Gehaltes – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_m=1.100\text{ }^\circ\text{C}$ , Relativgeschwindigkeit  $V_g=10\text{ m/s}$

Abbildung 4-17 zeigt den Ablauf des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase für eine Brennstoff-Korngröße 1,5 mm.



**Abbildung 4-17:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei diffusionskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit zwischen der Partikeloberfläche und der Rauchgase – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_m=1.100$  °C, Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa

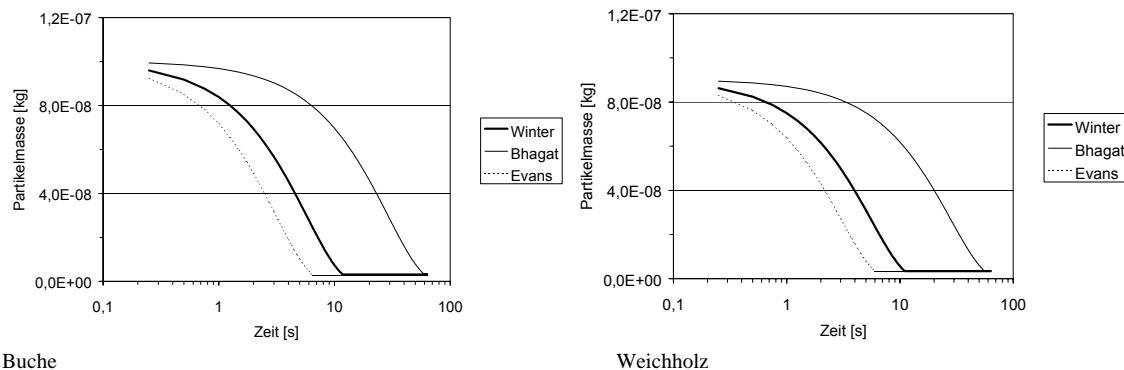
Der Einfluss der Temperatur in einem Bereich von 800 °C bis 1.400 °C hat im Gegensatz zum Sauerstoffpartialdruck einen relativ geringem Einfluss auf die Abbranddauer. Dabei wurde ein Sauerstoffpartialdruck in der Partikelumgebung ( $C_{O_2g}$ ) zwischen 5 kPa und 17 kPa angenommen. Dieser Parameter zeigt die größte Auswirkung auf den zeitlichen Ablauf der Reaktionen. Der Sauerstoffpartialdruck an der Partikeloberfläche ( $C_{O_2s}$ ) wurde auf Null gesetzt, das entspricht der Annahme des vollständigen Verbrauches des Sauerstoffes in der Grenzschicht um das abbrennende Partikel. Die Variation der Gasgeschwindigkeit an der Partikeloberfläche zwischen 5 m/s und 15 m/s zeigt zwar einen größeren Einfluss auf die Reaktionsdauer als die Temperaturänderung, verglichen mit der Auswirkung einer Änderung des Sauerstoffüberschusses ist sie aber eher von untergeordneter Bedeutung.

#### **4.8.3.3 Kontrolle durch chemische Reaktionsgeschwindigkeit**

Im Falle der Limitierung durch die chemische Reaktionsgeschwindigkeit wird die Reaktionsdauer durch das Temperaturniveau und den Sauerstoffpartialdruck bestimmt. Es wurden für diesen Fall ebenfalls die Sensitivitäten hinsichtlich beider Parameter untersucht und in Diagrammen dargestellt. Aufgrund der Abschätzung des vorliegenden Regimes (Abbildung 4-10 und Abbildung 4-11) wurde zwar gezeigt, dass die Limitierung durch die Reaktionskinetik ausgeschlossen werden kann, zur Absicherung der Ergebnisse wurde jedoch auch diese Limitierung berechnet.

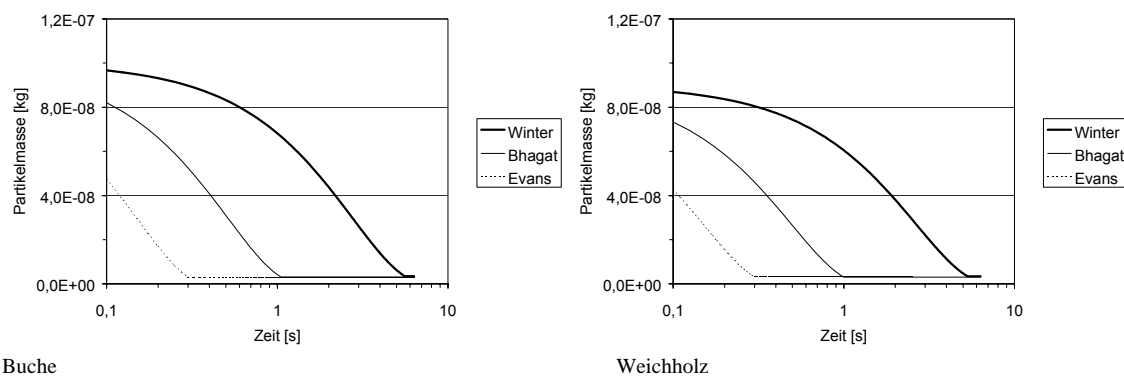
Es standen reaktionskinetische Parameter mehrerer Autoren zur Verfügung (Tabelle 4-5). Der Vergleich dieser Parameter wurde im Rahmen der Modellrechnungen für die Brennstoffe Buche und Weichholz (Fichte) durchgeführt. Aufgrund der Ähnlichkeit der Berechnungsergebnisse von Spanplatten und Weichholz, wie in den vorangegangenen Kapiteln 4.8.1 und 4.8.2 wurde auf eigene Berechnungen für Spanplatten verzichtet. Der Vergleich zeigte, dass die Werte von Winter et al. [39] und Bhagat bei einer Variation der Parameter Temperatur (800 °C bis 1.400 °C) und Sauerstoff-Partialdruck (5-17 kPa) im gesamten Bereich zu größeren Reaktionszeiten führen, als im Falle eines stoffübergangskontrollierten Regimes. Im Gegensatz dazu ergeben sich mit den Werten von Evans, mit Ausnahme von niedrigen Temperaturen (800 °C), kürzere Zeiten als für eine Stoffübergangskontrolle. Dies erscheint durchaus realistisch, da bei niedrigen Temperaturen der Einfluss der Reaktionskinetik als limitierender Faktor an Bedeutung gewinnt (siehe auch Abschnitt 4.8.3.1). Für die Modellrechnungen wurden schließlich die Parameter von Evans herangezogen, da diese Werte im gesamten Temperaturbereich realistische Ergebnisse liefern (siehe Abbildung 4-18 bis Abbildung 4-21, Parameter Tabelle 4-5,). Die Ergebnisse der Berechnungen nach Evans zeigten dabei eine tendenzielle Übereinstimmung mit den Messergebnissen von der Pilotanlage (siehe Kapitel 5).





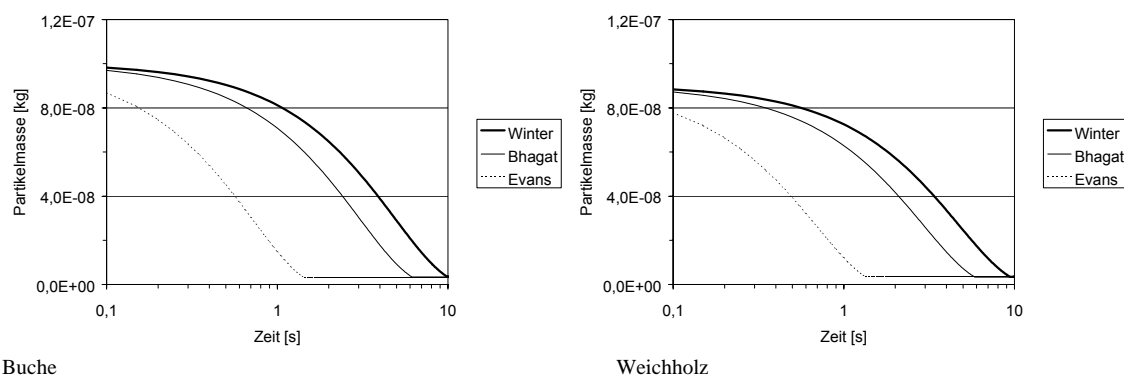
**Abbildung 4-18:** Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur (bei 800 °C)

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa



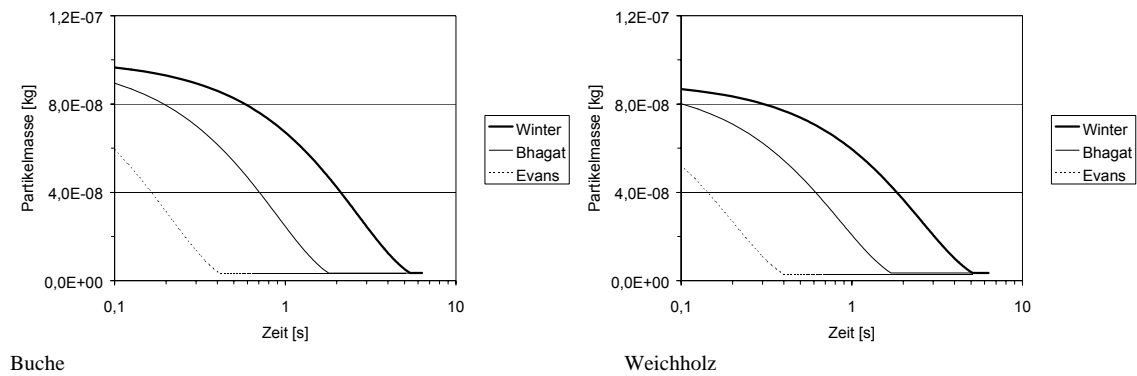
**Abbildung 4-19:** Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur (bei 1.400 °C)

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa



**Abbildung 4-20:** Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom O<sub>2</sub>-Gehalt (bei 5 kPa)

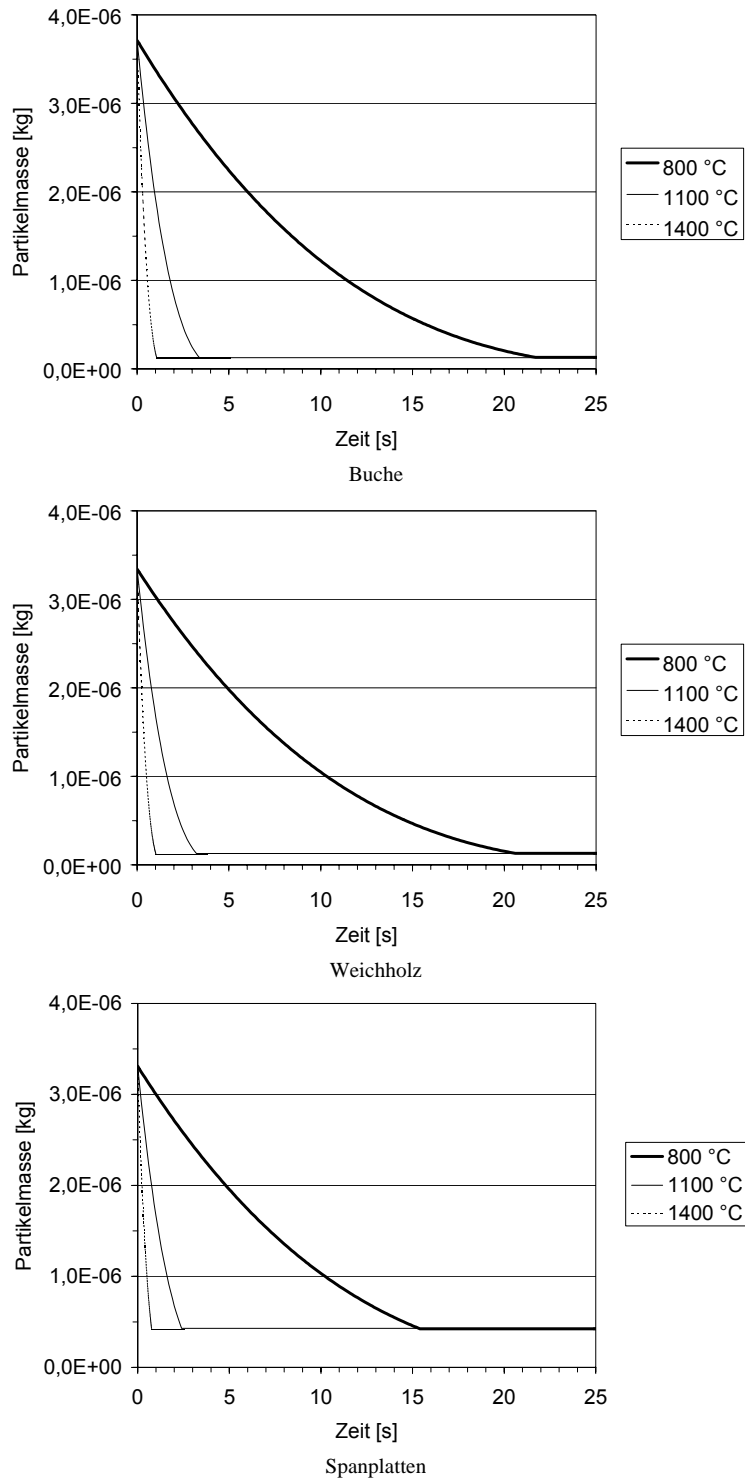
Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_s=1.100$  °C



**Abbildung 4-21:** Vergleich der Parameter zur Berechnung des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom O<sub>2</sub>-Gehalt (bei 17 kPa)

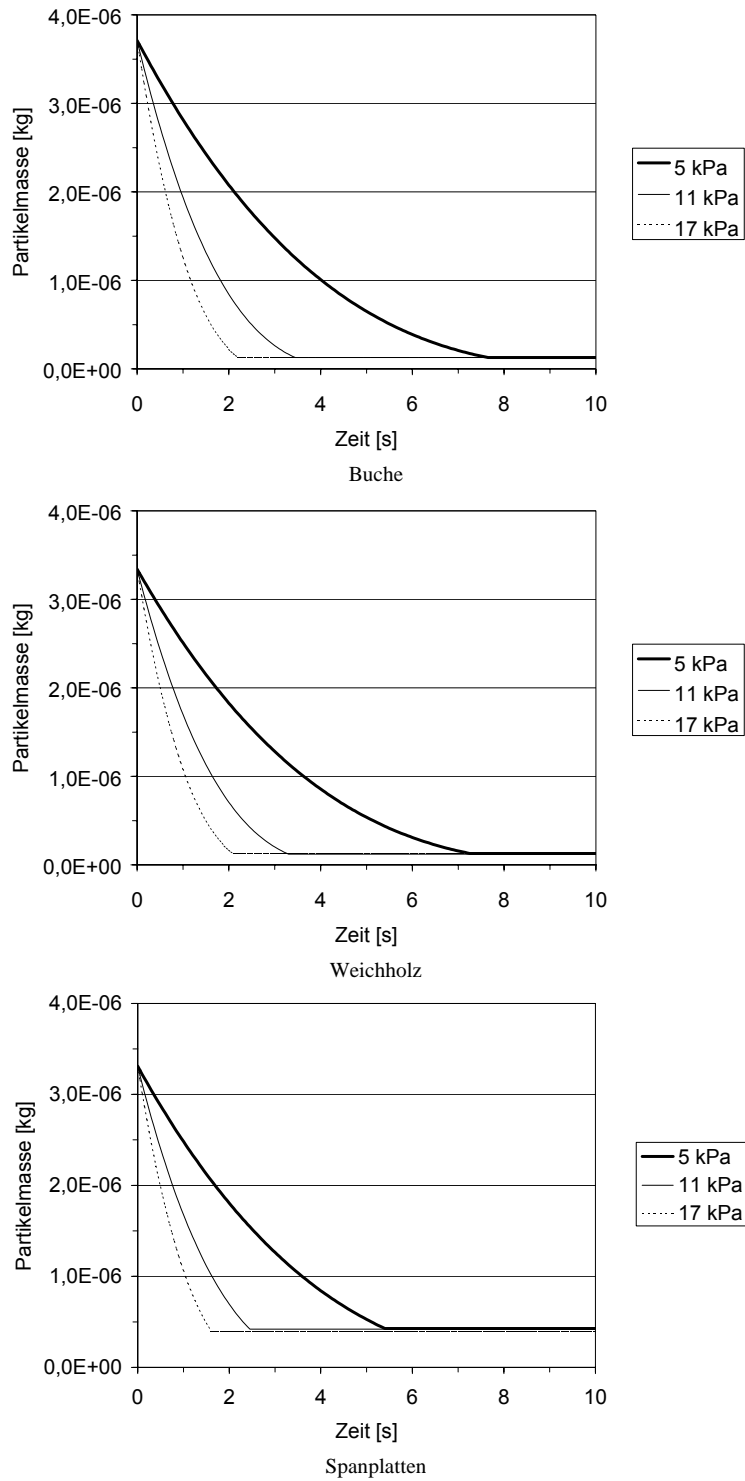
Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur T<sub>s</sub>=1.100 °C

Nachfolgend werden die Berechnungsergebnisse für Buchen-, Weichholzspäne und Spanplatten für Brennstoff- Korngrößen von 5 mm und 1,5 mm dargestellt. Die Brennstoffzusammensetzungen sind in Tabelle 4-3 angegeben. Die Berechnung des Holzkohlenabbrandes für das kinetisch kontrollierte Regime zeigt, dass der Einfluss des Sauerstoffpartialdruckes in einem Bereich zwischen 5 kPa und 17 kPa im Gegensatz zur Temperatur einen weitaus geringeren Einfluss auf die Abbranddauer hat. Für die Untersuchungen wurde die Temperatur in der Partikelumgebung zwischen 800 °C und 1.400 °C variiert (Abbildung 4-22 bis Abbildung 4-27).



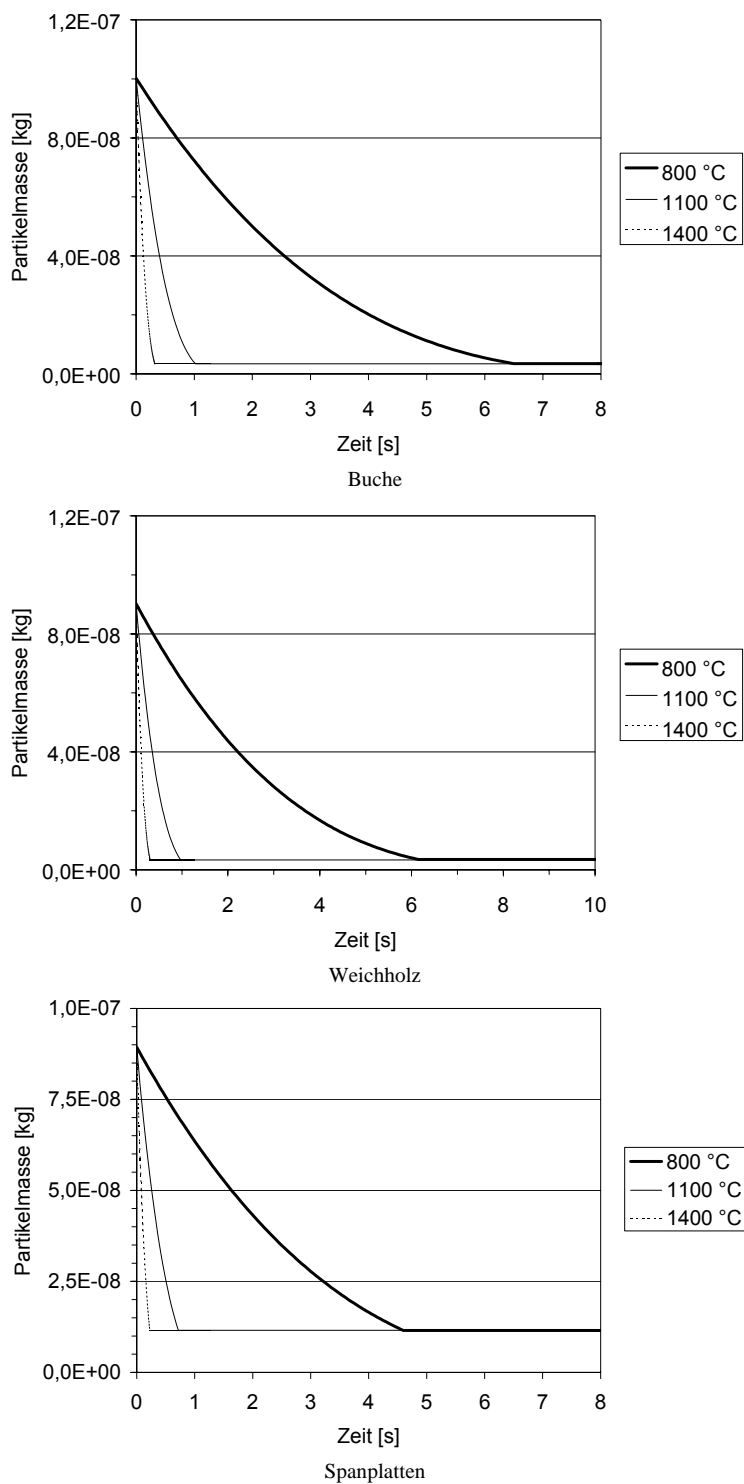
**Abbildung 4-22:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa, Parameter nach Evans (Tabelle 4-5)



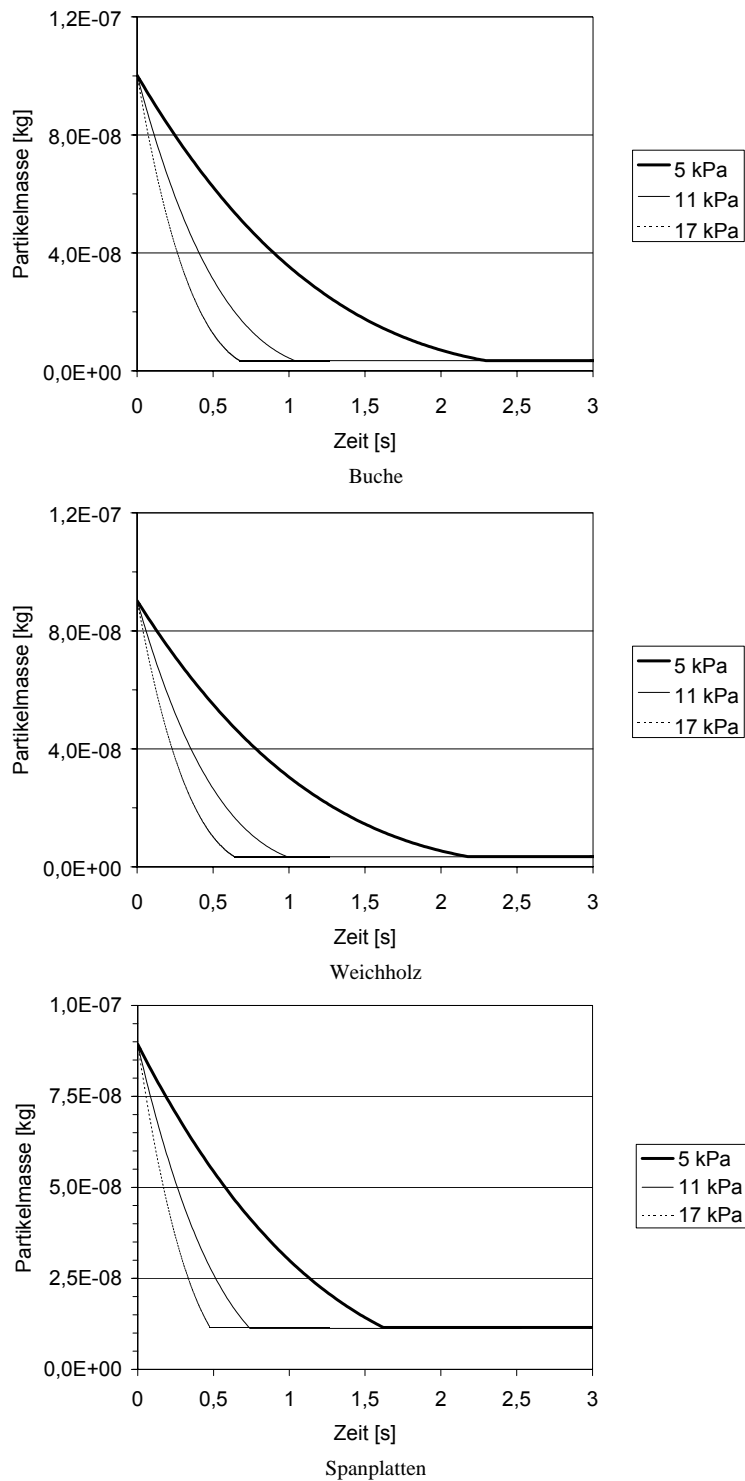
**Abbildung 4-23:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom  $O_2$ -Gehalt – Brennstoff-Korngröße 5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_s=1.100\text{ }^\circ\text{C}$ , Parameter nach Evans (Tabelle 4-5)



**Abbildung 4-24:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Temperatur – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}=11$  kPa, Parameter nach Evans (Tabelle 4-5)



**Abbildung 4-25:** Dauer des Holzkohlenabbrandes bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit vom O<sub>2</sub>-Gehalt – Brennstoff-Korngröße 1,5 mm

Erläuterungen: Randbedingungen der Berechnung: Temperatur  $T_s=1.100\text{ }^\circ\text{C}$ , Parameter nach Evans (Tabelle 4-5)

#### 4.8.4 Homogene Verbrennung der Gasphase

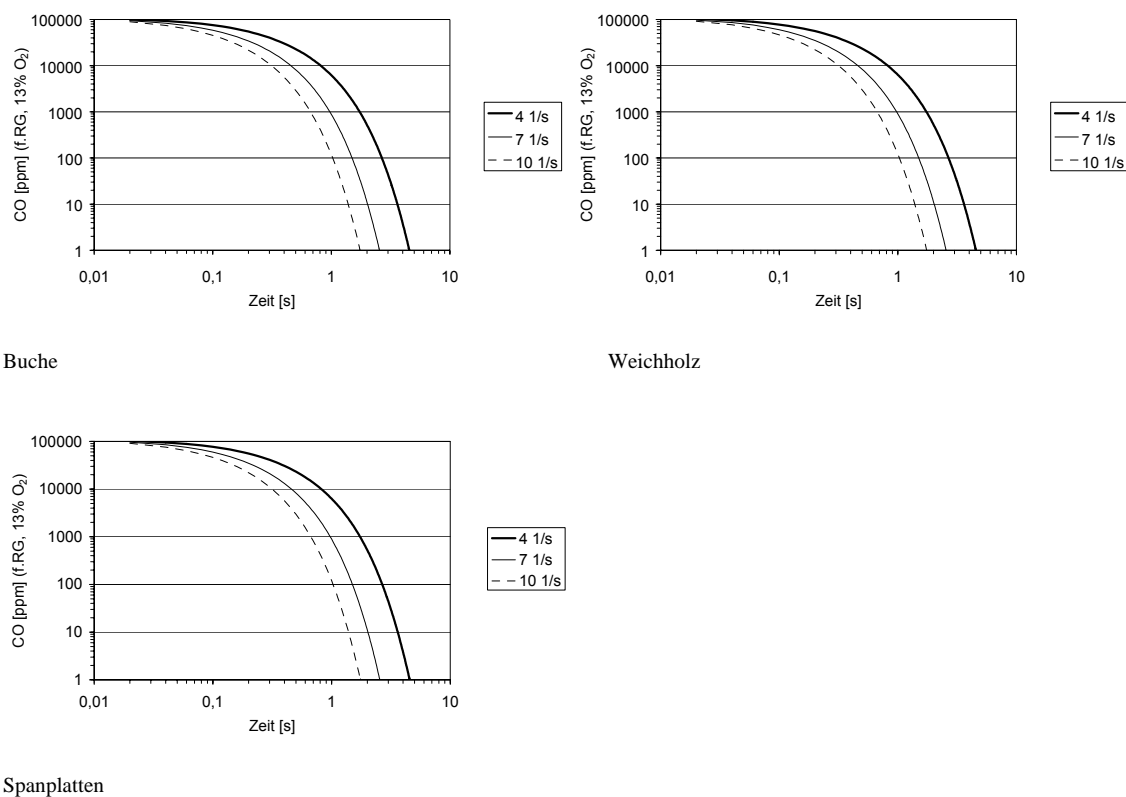
Zur Berechnung des CO-Abbaues wurde die CO-Konzentration im Rauchgas über das entwickelte Stoffbilanzierungsprogramm mit einer Brennstoffzusammensetzung entsprechend

Tabelle 4-3 und der Annahme der Gesamtluftzahl  $\zeta_{ges}=1,3$  ermittelt. Dabei wurde angenommen, dass der Wasserstoff zu Beginn der CO-Verbrennung schon vollständig zu  $H_2O$  abgebaut wurde. Aus der Rauchgaszusammensetzung der vollständig verbrannten Rauchgase (Stoffbilanz) wurde die maximal mögliche CO-Konzentration berechnet. Über den Parameter  $CO/CO_{2,max}$  kann berücksichtigt werden, dass ein Teil des Kohlenmonoxids schon zu Kohlendioxid reagiert ist. Diese Annahme kann auch durch Abbranduntersuchungen am Laborreaktor des Instituts für Grundlagen der Verfahrenstechnik und Anlagentechnik bestätigt werden. Es zeigte sich dass die mittels Heißgas in-situ FT-IR Absorptionsspektroskopie direkt oberhalb des Brennstoffbettes gemessenen  $CH_4$ -Konzentrationen während der Vergasungsphase im Vergleich zu denen von CO um den Faktor 10 geringer waren [38] (Kapitel 5.2, Abbildung 5-4).

#### 4.8.4.1 Mischungskontrolliertes Regime

Die Reaktionsrate des CO-Abbaues wurde dabei mit Gleichung 4.37 berechnet. Der Modell-Parameter  $A_{mag}$  wurde mit 0,6 angenommen, da der originale Wert von Magnussen [14] ( $A_{mag}=4$ ) zu hohe Reaktionsraten berechnet. Die Wirbelzerfallsrate kann mit  $\kappa/k=7$  angenommen werden [29] und wurde im Rahmen der Modellrechnungen im Bereich zwischen 4-10 variiert. Die mittlere Temperatur wurde mit  $850\text{ }^\circ\text{C}$  angenommen.

In Abbildung 4-26 ist das Berechnungsergebnis der CO-Verbrennung bei Mischungskontrollierten Bedingungen dargestellt.

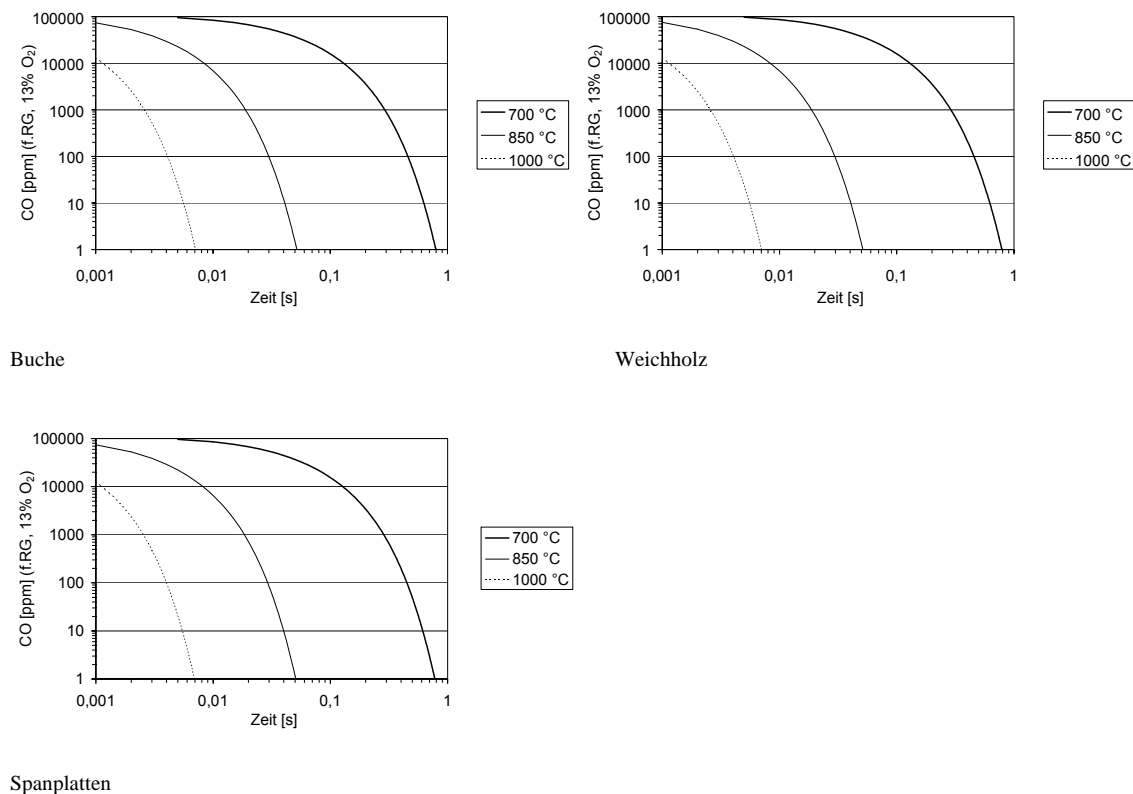


**Abbildung 4-26:** Dauer des CO-Abbaues im Rauchgas bei Mischungskontrolliertem Regime in Abhängigkeit der Mischungsrate

#### 4.8.4.2 Reaktionskinetisch kontrolliertes Regime

Die Reaktionsrate des CO-Abbaues wurde dabei mit Gleichung 4.36 berechnet. Dabei wurden die reaktionskinetischen Parameter von Dryer et al. (Tabelle 4-7) verwendet. Die Temperatur wurde im Bereich zwischen 700-1.000 °C variiert.

In Abbildung 4-27 ist das Berechnungsergebnis der CO-Verbrennung bei kinetisch kontrollierten Bedingungen dargestellt.



**Abbildung 4-27:** Dauer des CO -Abbaues im Rauchgas bei kinetischer Kontrolle in Abhängigkeit der Rauchgastemperaturen

Der Vergleich der Ergebnisse für der CO-Verbrennung für kinetische Kontrolle (Abbildung 4-27) mit den Ergebnissen für das Mischungskontrollierten Regimes zeigt, dass die Reaktionskinetik schon bei relativ niedrigen Temperaturen (700-800 °C) nicht mehr den limitierenden Faktor darstellt. Hiermit wird die Aussage bestätigt, wonach die Reaktionsrate in turbulenten Flammen meist Mischungskontrolliert ist.

Das Luftverhältnis wurde zur Berechnung der Rauchgaszusammensetzung mit  $\zeta | 83$  angenommen. Da die Temperatur nicht über den Zusammenhang mit dem Luftverhältnis formuliert wurde, sondern durch die Annahme eines Temperaturbereiches (700-1.000 °C) berücksichtigt wurde, ist der Einfluss einer Variation des Luftverhältnisses sehr gering.

#### 4.8.5 Zusammenfassung der Berechnungsergebnisse

Die Berechnung des Partikelabbrandes wurde für die Brennstoffe Buche, Weichholz und Spanplatten für eine Korngröße von 5 mm bzw. 1,5 mm durchgeführt. Das entspricht dem



jeweils maximalen Partikeldurchmesser von zwei verschiedenen Probenklassen, welche im Rahmen der vorgesehenen Testläufe herangezogen werden sollten. Die Ergebnisse der Abbrandberechnung sind in Tabelle 4-8 zusammengefasst.

**Tabelle 4-8:** Zusammenfassung der Modellrechnungsergebnisse für Buche, Weichholz und Spanplatten - Brennstoff-Partikeldurchmesser von 1,5 mm und 5 mm

Erläuterungen:  $t_D$ ...Dauer der Entgasung,  $t_C$ ...Dauer des Holzkohlenabbrandes,  $t_h$ ...Dauer der homogenen Gasphasenverbrennung, SK...Stoffübergangskontrolle, CK...chemische Kontrolle, MK...Mischungskontrolle; Bereiche der Variationsparameter: Temperatur 800 °C bis 1.400 °C,  $O_2$  Partialdruck 5 kPa bis 17 kPa, Relativgeschwindigkeit zwischen Partikeloberfläche und Rauchgasen 5 m/s bis 15 m/s

	Buche		Weichholz		Spanplatten	
	1,5 mm	5 mm	1,5 mm	5 mm	1,5 mm	5 mm
	T [s]	t [s]	t [s]	t [s]	t [s]	t [s]
<b>Partikelabbrand</b>						
$t_D$	0,6-1,0	4,2-7,7	1,5-5,4	5,1-18,0	1,4-5,3	7,8-14
$t_C$ (SK)	0,5-2,1	3,8-14,7	0,5-1,9	3,6-13,6	0,5-1,5	3,0-11
$t_C$ (CK)	0,4-6,5	1,3-21,6	0,4-6,2	1,3-20,7	0,4-4,5	1,8-15,5
$t_{ges}$	1,1-7,5	8,0-29,3	2,0-11,6	8,7-38,7	2,4-11,3	12,6-39,5
<b>Gasphasenabbrand</b>						
$t_h$ (MK)	1,7-4,5		1,7-4,5		1,7-4,5	
$t_h$ (CK)	<0,1-0,8		<0,1-0,8		<0,1-0,8	

Für eine Korngröße von 5 mm liegt die benötigte Verweildauer der Partikel in der Brennkammer mit 8,0 bis 29,3 s für Buchenspäne, 8,7 bis 38,7 s für Weichholzspäne und 12,6 bis 39,5 s für Spanplatten sehr hoch und würde somit ein sehr großes Feuerraumvolumen erfordern. Es muss daher damit gerechnet werden, dass mit einer Partikelgröße von 5 mm kein vollständiger Ausbrand bei realistischem Brennkammervolumen erreicht werden kann, bzw. ein entsprechender Nachverbrennungsrost für die Holzpartikel erforderlich ist.

Das Berechnungsergebnis für die 1,5 mm Partikeln liegt mit 1,1-7,5 s für Buchenspäne, 2,0 bis 11,6 s für Weichholzspäne und 2,4 bis 11,3 s für Spanplatten in einem Bereich, der realisierbar erscheint, wenn die Verbrennungsbedingungen so eingestellt werden, dass die kleineren Reaktionszeiten zutreffen. Das heißt, dass generell Temperaturen im Bereich von 1.100 °C, hohe Relativgeschwindigkeiten (10 m/s bis 15 m/s) und hohe  $O_2$ -Partialdrücke (17 kPa) anzustreben sind. Die hohen Temperaturen sind aufgrund der Limitierung bei der Pyrolyse im gesamten Feuerraum (Primär- und Sekundärverbrennungszone) anzustreben. Hohe  $O_2$ -Partialdrücke sind vor allem im Bereich des Holzkohlenabbrands (Zyklonbrennkammer, eventueller Nachverbrennungsrost) erforderlich.

Die benötigte Verweilzeit des Rauchgases beträgt in Abhängigkeit der Durchmischungsqualität zwischen 1,7-4,5 s, wobei aufgrund der Strömungsbedingungen in der Zyklonbrennkammer eher mit kleineren Werten (1,7-2,5 s) zu rechnen ist. Da für den Gasphasenabbrand das gesamte Feuerraumvolumen zur Verfügung steht, sollten die benötigten Verweilzeiten realisierbar sein.

## **5 Prüfung der Berechnungsmodelle mittels Messergebnissen aus einer Pilot-Einblasfeuerungsanlage**

Mithilfe der durch das entwickelte Partikelverbrennungsmodell aufgestellten Kriterien hinsichtlich der Konzeption einer Labor-Versuchsanlage und den Grundlagen der Zyklonströmung wurde in einem parallel laufenden Industrieprojekt ein Konzept für eine Pilot-Einblasfeuerungsanlage ausgearbeitet und umgesetzt. Die detaillierte Auslegung der Feuerung ist vertraulich und wird daher in diesem Bericht nicht erläutert. In diesem Bericht wird nur auf den Vergleich der Modellrechnungen mit den realen Ergebnissen an der Laborfeuerung eingegangen.

### **5.1 Vergleich der Ergebnisse der Modellrechnungen mit Realdaten aus einer Pilot-Labor-Feuerungsanlage**

#### **5.1.1 Rahmenbedingungen der Versuchsläufe**

Bei der Realisierung einer Pellet-Staubfeuerung, kommt der vorzusehenden Mahleinheit und der dadurch erreichbaren Partikelgröße, große Bedeutung zu. Dabei muss angestrebt werden, den erforderlichen Energieeinsatz zur Aufmahlung der Holzpellets, möglichst gering zu halten. Das bedeutet, dass die zulässigen Korngrößen möglichst hoch liegen sollten. In diesem Zusammenhang wurde eine Untersuchung der maximal auftretenden Korngrößen im Ausgangsmaterial der Holzpellets durchgeführt, wobei die Pellets dafür in einer Getreidebrechmühle zerkleinert wurden. Anhand der erhaltenen Korngrößen-Verteilung (Tabelle 5-3) war es möglich verschiedene Proben-Qualitäten hinsichtlich deren maximaler Korngröße und deren Korngrößenverteilung zu definieren. Anhand der unterschiedlichen Brennstoffqualitäten sollte im Rahmen der geplanten Testläufe der Einfluss der maximalen Korngröße auf den Ausbrand untersucht werden.

Im Abschnitt 4.1 wurde ein Berechnungsmodell zur Ermittlung der Abbranddauer eines Brennstoff-Einzelpartikels vorgestellt. Es wurden Modellrechnungen für die Brennstoffe Hartholz (Buche) und Weichholz (Fichte), mit einer Korngröße von 5 mm bzw. 1,5 mm durchgeführt. Nach diesen Berechnungen benötigen Partikel mit einem Durchmesser von 5 mm, eine Verweilzeit von 8,0-38,7 s in der Feuerung um vollständig auszubrennen. Für eine Korngröße von 1,5 mm wurde eine Abbranddauer von ca. 1,1-11,6 s berechnet. Die erreichbaren Partikelverweilzeiten in Abhängigkeit der Verbrennungsbedingungen wurden aufgrund der geometrischen Daten der Feuerung abgeschätzt. Demnach ist im Bereich um  $\zeta=1$  in der konzipierten Zyklonbrennkammer eine Partikelverweilzeit von 0,6-1,5 s erreichbar.

Aus dem Vergleich zwischen dem Berechnungsergebnis der Partikelabbrandberechnung und den berechneten Partikelverweilzeiten kann damit gerechnet werden, dass Brennstoffpartikel mit einem Durchmesser von 5 mm mit Sicherheit nicht ausgebrannt werden können. Weiters kann gefolgert werden, dass für die Partikeln der Korngröße 1,5 mm, bei optimaler Abstimmung der Verbrennungsbedingungen ( $O_2$ -Konzentration, Temperatur, Relativ-Geschwindigkeit), ein Ausbrand erreicht werden könnte.

Um diese Zusammenhänge im Rahmen der Testläufe untersuchen zu können, wurden zwei verschiedene Brennstoffqualitäten definiert (Tabelle 5-3). Die im Rahmen der Testläufe verwendeten Brennstoffproben, wurden aus Fichtenholz-Pellets erzeugt, für den Vergleich mit Berechnungen wurden die Brennstoffdaten entsprechend Tabelle 5-2 verwendet.

**Brennstoffqualität BQ\_1** ergibt sich durch das Zerkleinern der Holzpellets auf den Zustand vor der Verpressung, und entspricht dem Ergebnis der durchgeführten Korngrößenanalyse. **Brennstoffqualität BQ\_2** ergibt sich durch Abtrennung der Fraktion >1,6 mm von Brennstoffqualität BQ\_1 mit einem Sieb.

Die Bilanzierung der Stoff- bzw. Energieflüsse wurde anhand der gemittelten Messwerte (Rest-O<sub>2</sub>, Verbrennungslufttemperatur, Rauchgastemperatur, CO-Konzentration im Rauchgas) über die Dauer der jeweiligen Testläufe durchgeführt. Die Volumenströme der Verbrennungsluft und des Rauchgases wurden mit Hilfe eines Stoff-Bilanzierungsprogramms aus der Brennstoffzusammensetzung für Fichte (Tabelle 5-2) und dem gemessenen Luftüberschuss (Tabelle 5-5 bzw. Tabelle 5-6) des entsprechenden Versuchslaufes berechnet.

Der Brennstoffmassenstrom wurde mit Gleichung 5.1 ermittelt.

$$m_{BR} = \frac{m_{BR}}{t_{TL}} \cdot \beta,6 \quad \text{Gleichung 5.1}$$

Erläuterungen:  $m_{BR}$  Brennstoffmassenstrom [kg\_FS/h]  
 $m_{BR}$  während des Testlaufes verbrauchte Brennstoffmenge [g]  
 $t_{TL}$  Dauer des Testlaufes [s]

Die Berechnung der Brennstoffwärmeleistung erfolgte mit Gleichung 5.2 aus dem Brennstoffmassenstrom und dem Heizwert des Brennstoffes.

$$Q_B = m_{BR} \cdot H_u \quad \text{Gleichung 5.2}$$

Erläuterungen: Datenquelle [5]  
 $Q_B$  Brennstoffwärmeleistung [kW]  
 $m_{BR}$  Brennstoffmassenstrom [kg\_FS/h]  
 $H_u$  Heizwert des Brennstoffes [kWh/kg\_FS]

Mit Gleichung 5.3 wurde der Verlust durch Unverbranntes im Brennstoffrückstand berücksichtigt.

$$Q_R = m_R \cdot H_{u,R} \quad \text{Gleichung 5.3}$$

Erläuterungen:  $Q_R$  Verlust durch Unverbranntes im Brennstoffrückstand [kW]  
 $m_R$  Massenstrom des Brennstoffrückstandes [kg/h]  
 $H_{u,R}$  Heizwert des Brennstoffrückstandes [kWh/kg]

Der Heizwert der Verbrennungsrückstände aus den Testläufen die mit Brennstoffqualität BQ\_1 (Tabelle 5-3) durchgeführt wurden, wurde als Gemisch aus Holz und Holzkohle (Tabelle 5-2) zu jeweils gleichen Massenanteilen berechnet. Für die Verbrennungsrückstände aus den Testläufen mit Brennstoffqualität BQ\_2 wurde der Heizwert von Holzkohle (Tabelle 5-2) zur Bilanzierung verwendet.

Die Verluste durch Unverbranntes im Abgas können mit Gleichung 5.4 ermittelt werden.

$$Q_U = V_A \left( \frac{273,15}{273,15 + t_A} \right) \left( \frac{CO}{100} \right) \frac{H_{u,CO}}{3.600} \quad \text{Gleichung 5.4}$$

Erläuterungen: Datenquelle [5]

$Q_U$  Verlust durch Unverbranntes im Abgas [kW]

$V_A$  Abgasvolumenstrom [Bm<sup>3</sup>/h]

$t_A$  Abgastemperatur [°C]

CO Kohlenmonoxid-Konzentration Abgas [Vol%\_tr.RG]

$H_{u,CO}$  Heizwert von Kohlenmonoxid [kJ/Nm<sup>3</sup>]

Der Verlust durch Wärmeinhalt im Rauchgas ( $q_A$ ) wurde mit Gleichung 5.5 nach BImSchV für einen Brennstoffwassergehalt von 10% berechnet (Tabelle 5-1).

$$Q_A = (t_A - t_L) \left( \frac{A_2}{(21 - O_2)} - B \right) \left( Q_B - Q_R \right) \quad \text{Gleichung 5.5}$$

Erläuterungen: Datenquelle [16]

$Q_A$  Verlust durch Wärmeinhalt im Abgas [kW]

$t_A$  Abgastemperatur [°C]

$t_L$  Verbrennungs-Lufttemperatur [°C]

$O_2$  Restsauerstoffgehalt [Vol%\_tr.RG]

$A_2, B$  brennstoffspezifische Konstanten [-]

$Q_B$  Brennstoffwärmeleistung [kW]

$Q_R$  Verlust durch Unverbranntes im Brennstoffrückstand [kW]

**Tabelle 5-1:** Konstanten zur Berechnung des Abgasverlustes nach BImSchV

Erläuterungen: Datenquelle [16], Tabelle enthält brennstoffspezifische Konstanten für die Verbrennung von Biomasse

Wassergehalt [%]	A2 [-]	B [-]
0	0,6572	0,0093
10	0,6682	0,0107
20	0,6824	0,0125
30	0,7017	0,0149
40	0,7290	0,0183
50	0,7709	0,0235

Die Kesselleistung wurde aus der Brennstoffwärmeleistung unter der Berücksichtigung sämtlicher Verluste mit Gleichung 6.6 berechnet. Für den Energieverlust der Feuerung durch Strahlung, Konvektion und Leitung ( $Q_S$ ) wird angenommen, dass dieser, aufgrund der Isolierung vernachlässigbar ist. Ein genauer Wert müsste experimentell ermittelt werden.

$$P_K = Q_B - Q_R - Q_U - Q_S - Q_A \quad \text{Gleichung 5.6}$$

- Erläuterungen:
- $P_K$  Kesselleistung [kW]
  - $Q_B$  Brennstoffwärmeleistung [kW]
  - $Q_R$  Verlust durch Unverbranntes im Brennstoffrückstand [kW]
  - $Q_U$  Verlust durch Unverbranntes im Abgas [kW]
  - $Q_S$  Verlust durch Strahlung, Konvektion und Leitung [kW]
  - $Q_A$  Verlust durch Wärmeinhalt im Abgas [kW]

Die Nachbilanzierung der einzelnen Testläufe ist für Brennstoffqualität BQ\_1 in Tabelle 5-5 und BQ\_2 in Tabelle 5-6 zusammengefasst.

**Tabelle 5-2:** Brennstoffdaten für Fichte und Holzkohle für den Vergleich Modellberechnungen – Messungen an der Pilot-Feuerung

Erläuterungen: Datenquellen [4, 40, 42]

<b>Elementare Bestandteile:</b>	<b>Fichte</b>	<b>Holzkohle</b>
[Gew.%d.TS]		
C	49,04	83,57
H	5,97	3,10
N	0,22	0,21
S	0,01	0,02
O	44,17	11,4
Asche	0,59	1,70
Heizwert	[kJ/kg]	[kJ/kg]
	16.550	31.200
<b>Partikeldichte:</b>	[kg/m <sup>3</sup> ]	[kg/m <sup>3</sup> ]
	500	100

**Tabelle 5-3:** Korngrößenverteilung der für Testläufe verwendeten Brennstoff-Proben-Qualität BQ\_1 und BQ\_2

Erläuterungen: BQ\_1 Brennstoffqualität 1 (0-5 mm), BQ\_2 Brennstoffqualität 2 (0-1,6 mm)

<b>Korngröße</b> [mm]	<b>BQ_1</b> [Gew.%d.TS]	<b>BQ_2</b> [Gew.%d.TS]
>3,15	10,4	-
1,6-3,15	21,7	-
1-1,6	25,8	38,0
0,375-1	28,7	42,3
0,25-0,375	10,6	15,6
<0,25	2,8	4,1
Summe	100	100
D_mittel	1,53	0,86
D_max.	<5	<1,6

Es standen Messdaten aus neun Testläufen zur Verfügung, wobei die Dauer der Versuche zwischen 15-45 Minuten lag. Die Testläufe wurden für verschiedene Lastsituationen (Teillast, Mittellast, Nennlast) und für verschiedene Brennstoffqualitäten (BQ\_1 und BQ\_2 - Tabelle 5-3) durchgeführt. Dabei wurden die Temperaturen im Feuerraum, die Abgastemperatur und die Verbrennungslufttemperatur kontinuierlich gemessen und aufgezeichnet. Weiters wurde die Rauchgaszusammensetzung permanent erfasst. Anhand der zeitlich verbrauchten Brennstoffmenge konnte der Brennstoffmassenstrom und die Brennstoffwärmeleistung bestimmt werden. Die Verbrennungsrückstände (Asche bzw. Holzkohle) wurden kontinuierlich aus der Brennkammer ausgetragen und für Analysezwecke gesammelt.

### 5.1.2 Vergleich der Modellrechnungen mit den experimentellen Ergebnissen an der Pilotanlage

Die Modellrechnung für ein 5 mm-Partikel ergab eine Reaktionsdauer zwischen 8,0-29,3 s für Buchenspäne und 8,7-38,7 s für Weichholzspäne (Tabelle 4-8). Die erreichbare Partikel-Verweilzeit im Feuerraum der Pilot-Einblasfeuerung bei gleichen Verbrennungsbedingungen, wurde mit 0,6 bis 1,7 s berechnet (Tabelle 4-8). Daraus kann geschlossen werden, dass für diese Korngröße mit Sicherheit kein vollständiger Ausbrand erzielt werden kann. Die mit den entsprechenden Brennstoffproben (BQ\_1) durchgeführten Testläufe bestätigen diese Voraussage. Der Massenanteil der Verbrennungsrückstände lag dabei zwischen 14,8 und 26,6 %, bezogen auf die eingebrachte Brennstoffmenge (TS). Der gröbere Anteil der abgeschiedenen Rückstände weist nur eine leichte Dunkelfärbung gegenüber dem Anfangszustand auf, die feineren Partikeln wurden dem Anschein nach zu Holzkohle entgast, ein geringer Anteil lag als vollständig ausgebrannte Asche vor.

Die berechnete Reaktionsdauer für 1,5 mm-Partikel liegt zwischen 1,1 und 7,5 s für Buchenspäne und 2,0 und 11,6 s für Buchenspäne (Tabelle 4-8). Demgegenüber steht eine real errechnete Partikel-Verweilzeit im Feuerraum von 0,6 bis 1,7 s. Diesem Ergebnis nach könnte es zum vollständigen Ausbrand kommen, wenn die unteren Werte der berechneten Reaktionsdauer und eine entsprechend lange Verweilzeit erreicht werden können. Die entsprechenden Testläufe wurden anhand der Brennstoffqualität BQ\_2 durchgeführt, wobei der Massenanteil

der gesammelten Verbrennungsrückstände zwischen 4,2 und 6,8 % bezogen auf die zugeführte Brennstoffmenge (TS) lag. Die gesammelten Rückstände dieser Versuche zeigten eine Schwarzfärbung (Holzkohle), sowie eine geringe Menge an sichtbaren, hellen Ascheteilchen. Die Berechnungen zum Abbrand der Partikel wurden anhand der Messdaten an der Versuchsanlage (Temperatur, Sauerstoffgehalt), sowie der, anhand nachbilanzierter experimenteller Daten berechneten, inneren und äußeren Umfangsgeschwindigkeiten im Zyklon als Vergleichsparameter für die Relativgeschwindigkeit Partikel - Medium, sowie den Tauchrohrgeschwindigkeiten nachvollzogen und mit der berechneten Verweilzeiten verglichen. Die Ergebnisse sind in Abbildung 5-1 bis Abbildung 5-3 dargestellt.

Abbildung 5-1 zeigt das Ergebnis der Partikelabbrandberechnung für den untersuchten Brennstoff Fichte (Zusammensetzung siehe Tabelle 5-2). Die Berechnung erfolgte anhand der nachbilanzierten experimentellen Daten, wobei die berechnete äußere Umfangsgeschwindigkeit (Tabelle 5-4) des jeweiligen Testlaufes als obere Grenzgeschwindigkeit (maximal mögliche Relativgeschwindigkeit zwischen dem Rauchgas- und Partikelstrom), und eine Relativgeschwindigkeit von 0 m/s als untere Grenzgeschwindigkeit verwendet wurde (Partikel bewegen sich schlupffrei mit gleicher Geschwindigkeit wie die Gasmasse).

**Tabelle 5-4:** Berechnung der Holzstaubabscheideeffizienz der Zyklonfeuerung für die einzelnen Testläufe

Erläuterungen: die Nachrechnung erfolgte anhand der Messdaten und Bilanzdaten (Tabelle 5-5 bis Tabelle 5-7) für den im Rahmen der Testläufe verwendeten Brennstoff Fichte (Tabelle 5-2); die Berechnung der Geschwindigkeiten erfolgte auf Basis der Auslegungsdaten aus dem parallel laufenden Industrieprojekt.

<b>Testlauf:</b>		<b>TL1</b>	<b>TL2</b>	<b>TL3</b>	<b>TL4</b>	<b>TL5</b>	<b>TL6</b>	<b>TL7</b>	<b>TL7</b>	<b>TL9</b>
<b>Geschwindigkeiten:</b>										
Tauchrohrgeschwindigkeit v <sub>i</sub>	[m/s]	4,5	4,9	2,1	5,6	2,2	3,3	5,9	6,5	4,1
innere Umfangsgeschwindigkeit u <sub>i</sub>	[m/s]	4,2	4,7	2,1	5,3	2,1	3,2	5,7	6,2	4,1
äußere Umfangsgeschwindigkeit u <sub>a</sub>	[m/s]	18,2	19,8	9,7	22,7	10,2	13,2	22,9	24,4	18,2

**Tabelle 5-5:** Stoff- und Energiebilanzen der Testläufe TL1 bis TL5

Erläuterungen: Die Testläufe TL1 bis TL5 wurden mit Brennstoffqualität BQ\_1 (Tabelle 5-3) durchgeführt, n.g....nicht gemessen, FS...Frischsubstanz, TS...Trockensubstanz, f...feucht, tr...trocken, RG Rauchgas, die Berechnungen erfolgten gemäß Gleichungen 5-1 bis 5-6.

<b>Testlauf:</b>		<b>TL1</b>	<b>TL2</b>	<b>TL3</b>	<b>TL4</b>	<b>TL5</b>
<b>Brennstoffwärmeleistung:</b>		16,2	16,9	8,7	19,0	8,8
Luftüberschuss	-	1,4	1,2	1,3	1,2	1,5
Verbrennungslufttemperatur	°C	17	15	15	15	13
Verbrennungsluftmenge	m³/h	13,7	14,1	6,9	16,2	7,2
Brennstoffmenge	g_FS	2.539	2.000	319	1.000	1.000
Zeit	s	2.598	1.960	610	870	1.885
Brennstoffmassenstrom	kg_FS/h	3,52	3,67	1,88	4,14	1,91
Heizwert H <sub>u</sub>	kWh/kg_FS	4,6	4,6	4,6	4,6	4,6
<b>Brennstoffwärmeleistung Q<sub>B</sub></b>	<b>kW</b>	<b>16,2</b>	<b>16,9</b>	<b>8,7</b>	<b>19,0</b>	<b>8,8</b>
Verbrennungsrückstand	g	565	309	60	133	239
Verbrennungsrückstand	Gew.%d.FS	22,3%	15,5%	18,8%	13,3%	23,9%
Verbrennungsrückstand	Gew.%d.TS	24,7%	17,2%	20,9%	14,8%	26,6%
Zeit	S	2.598	1.960	610	870	1.885
Massenstrom	kg/h	0,78	0,57	0,35	0,55	0,46
Energieinhalt	kWh/kg	6,6	6,6	6,5	6,6	6,6
<b>Verlust durch Unverbranntes im Brennstoffrückstand Q<sub>R</sub></b>	<b>KW</b>	<b>5,2</b>	<b>3,7</b>	<b>2,3</b>	<b>3,6</b>	<b>3,0</b>
Rauchgasmenge nach Kessel	m³/h <sub>f</sub>	26,2	27,7	11,3	31,8	10,5
Rauchgasmenge nach Kessel	m³/h <sub>tr</sub>	22,1	23,0	9,4	26,5	8,8
Rauchgastemperatur	°C	203	205	123	206	82
<b>Rauchgaszusammensetzung nach Kessel in Vol%<sub>tr</sub>.RG:</b>						
H <sub>2</sub> O	%	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	%	15,1	16,6	16,1	17,0	13,8
CO	%	0,0169	0,0226	0,0186	0,0304	0,0689
SO <sub>2</sub>	%	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
NO <sub>x</sub> als NO <sub>2</sub>	%	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
N <sub>2</sub>	%	79,4	79,4	79,4	79,4	79,3
O <sub>2</sub>	%	5,5	4,0	4,5	3,6	6,8
Cl <sub>2</sub>	%	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
<b>Verlust durch Unverbranntes im Rauchgas Q<sub>U</sub></b>	<b>KW</b>	<b>&lt;0,01</b>	<b>&lt;0,02</b>	<b>&lt;0,02</b>	<b>&lt;0,02</b>	<b>&lt;0,03</b>
<b>Verlust durch Strahlung, Konvektion, Leitung Q<sub>S</sub></b>	<b>kW</b>	<b>n.g.</b>	<b>n.g.</b>	<b>n.g.</b>	<b>n.g.</b>	<b>n.g.</b>
<b>Verlust durch Wärmeinhalt im Rauchgas Q<sub>A</sub></b>	<b>KW</b>	<b>1,1</b>	<b>1,2</b>	<b>0,4</b>	<b>1,4</b>	<b>0,2</b>
<b>Kesselleistung berechnet P<sub>K</sub></b>	<b>kW</b>	<b>9,9</b>	<b>11,9</b>	<b>6,0</b>	<b>13,9</b>	<b>5,5</b>
<b>Kesselleistung gemessen P<sub>K</sub></b>	<b>kW</b>	<b>10,2</b>	<b>10,3</b>	<b>4,8</b>	<b>13,1</b>	<b>2,4</b>



**Tabelle 5-6:** Stoff- und Energiebilanzen der Testläufe TL6 bis TL9

Erläuterungen: Die Testläufe TL6 bis TL9 wurden mit Brennstoffqualität BQ\_2 (Tabelle 5-3) durchgeführt, n.g....nicht gemessen, FS...Frischsubstanz, TS...Trockensubstanz, f...feucht, tr...trocken, RG Rauchgas, die Berechnungen erfolgten gemäß Gleichungen 5-1 bis 5-6.

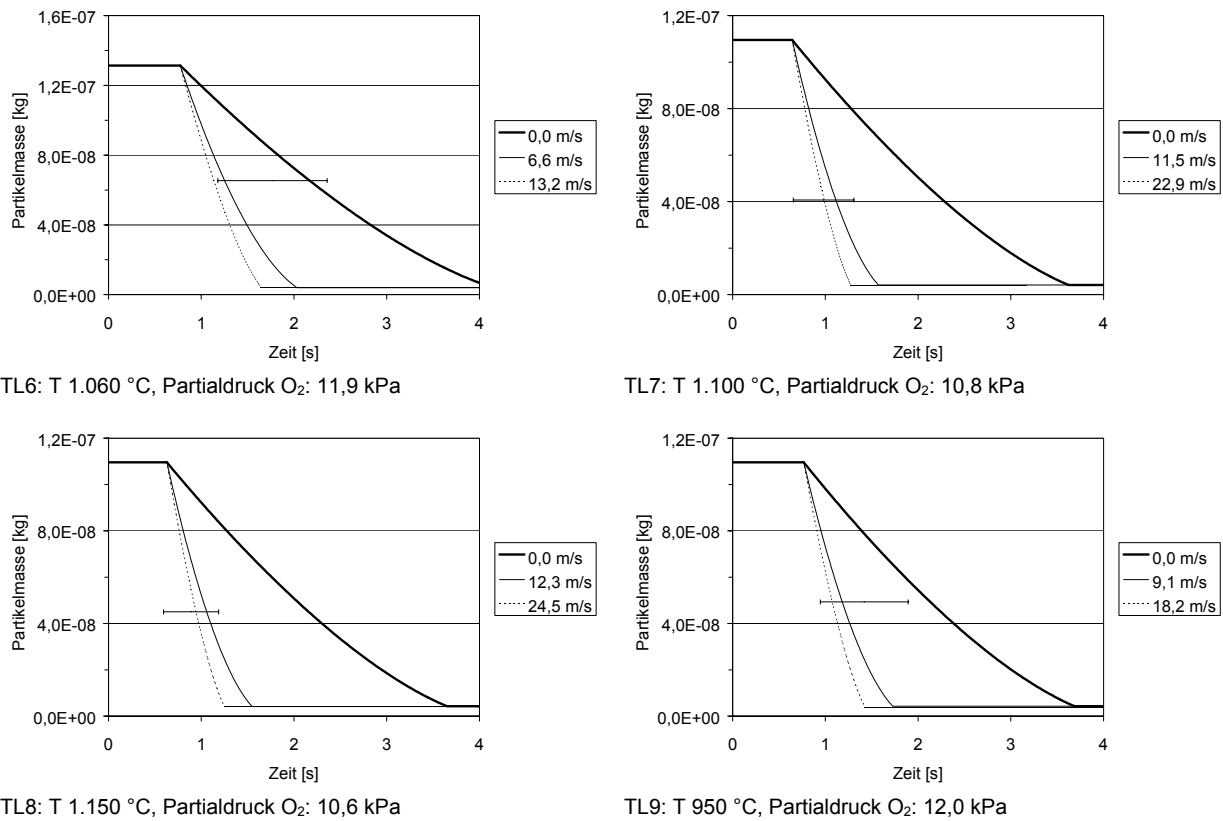
<b>Testlauf:</b>		<b>TL6</b>	<b>TL7</b>	<b>TL8</b>	<b>TL9</b>
<b>Brennstoffwärmeleistung:</b>		8,2	15,5	17,3	10,8
Luftüberschuss	-	1,5	1,3	1,2	1,5
Verbrennungslufttemperatur	°C	15	16	16	16
Verbrennungsluftmenge	m³/h	10,0	17,3	18,5	13,7
Brennstoffmenge	g_FS	1.000	1.000	1.000	1.000
Zeit	s	2.020	1.065	960	1.540
Brennstoffmassenstrom	kg_FS/h	1,78	3,38	3,75	2,34
Heizwert H <sub>u</sub>	kWh/kg_FS	4,6	4,6	4,6	4,6
<b>Brennstoffwärmeleistung Q<sub>B</sub></b>	<b>kW</b>	<b>8,2</b>	<b>15,5</b>	<b>17,3</b>	<b>10,8</b>
Verbrennungsrückstand	g	61	38	42	46
Verbrennungsrückstand	Gew.%d.FS	6,1%	3,8%	4,2%	4,6%
Verbrennungsrückstand	Gew.%d.TS	6,8%	4,2%	4,7%	5,1%
Zeit	s	2.020	1.065	960	1.540
Massenstrom	kg/h	0,11	0,13	0,16	0,11
Energieinhalt	kWh/kg	8,6	8,6	8,6	8,6
<b>Verlust durch Unverbranntes im Brennstoffrückstand Q<sub>R</sub></b>	<b>kW</b>	<b>0,9</b>	<b>1,1</b>	<b>1,4</b>	<b>0,9</b>
Rauchgasmenge nach Kessel	m³/h_f	16,2	33,6	36,4	24,2
Rauchgasmenge nach Kessel	m³/h_tr	14,0	28,8	31,1	21,1
Rauchgastemperatur	°C	136	217	221	178
<b>Rauchgaszusammensetzung nach Kessel in Vol%_tr.RG:</b>					
H <sub>2</sub> O	%	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	%	13,8	16,1	16,6	13,8
CO	%	0,0140	0,0355	0,1775	0,0076
SO <sub>2</sub>	%	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
NO <sub>x</sub> als NO <sub>2</sub>	%	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
N <sub>2</sub>	%	79,3	79,3	79,2	79,3
O <sub>2</sub>	%	6,9	4,5	4,1	6,9
Cl <sub>2</sub>	%	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
<b>Verlust durch Unverbranntes im Rauchgas Q<sub>U</sub></b>	<b>kW</b>	<b>&lt;0,01</b>	<b>&lt;0,03</b>	<b>&lt;0,2</b>	<b>0,01</b>
<b>Verlust durch Strahlung, Konvektion, Leitung Q<sub>S</sub></b>	<b>kW</b>	<b>n.g.</b>	<b>n.g.</b>	<b>n.g.</b>	<b>n.g.</b>
<b>Verlust durch Wärmeinhalt im Rauchgas Q<sub>A</sub></b>	<b>kW</b>	<b>0,5</b>	<b>1,5</b>	<b>1,6</b>	<b>0,9</b>
<b>Kesselleistung berechnet P<sub>K</sub></b>	<b>kW</b>	<b>6,7</b>	<b>12,9</b>	<b>14,2</b>	<b>8,9</b>
<b>Kesselleistung gemessen P<sub>K</sub></b>	<b>kW</b>	<b>5,7</b>	<b>9,3</b>	<b>n.g.</b>	<b>6,8</b>

In Kapitel 4 wurde ein Berechnungsmodell zur Berechnung der Partikel- bzw. Gasverweilzeit verwendet. Dabei wurden zur Berechnung Annahmen hinsichtlich der Feuerraumtemperaturen (800-1.200 °C) und der Relativgeschwindigkeit zwischen den Rauchgasen und dem Partikelstrom (Schlupf  $S=1-2$ ) getroffen. Im vorliegenden Abschnitt wurden die Berechnungen anhand der Messergebnisse (Temperaturen) aus den Testläufen für den verwendeten Brennstoff Fichte (Tabelle 5-2) nachgerechnet. Da für die aufgetretenen Relativgeschwindigkeiten zwischen den Rauchgasen und dem Partikelstrom keine Messungen durchgeführt wurden, wurde der Parameter Schlupffaktor  $S$  (Schlupf: das Verhältnis der Partikelverweilzeit zur Gasverweilzeit) als Variationsgröße definiert. In Tabelle 5-7 sind die Ergebnisse der Berechnungen der Partikel- bzw. Gasverweilzeiten zusammengefasst.

**Tabelle 5-7:** Berechnung der Partikel- bzw. Gasverweilzeiten

Erläuterungen: die Verweilzeiten der Testläufe wurden anhand der gemessenen Temperaturen (Einlauf, Hauptströmung, Tauchrohr) mit Hilfe des Verweilzeitmodells und einer Brennstoffzusammensetzung nach Tabelle 5-2 nachgerechnet, die Berechnung erfolgte auf Basis der gegebenen Geometrie und der Auslegung der Pilot-Zyklonfeuerung welche aus dem industriellen Projekt übernommen wurde;  $S$ ...Schlupffaktor das Verhältnis der Partikelverweilzeit zur Gasverweilzeit).

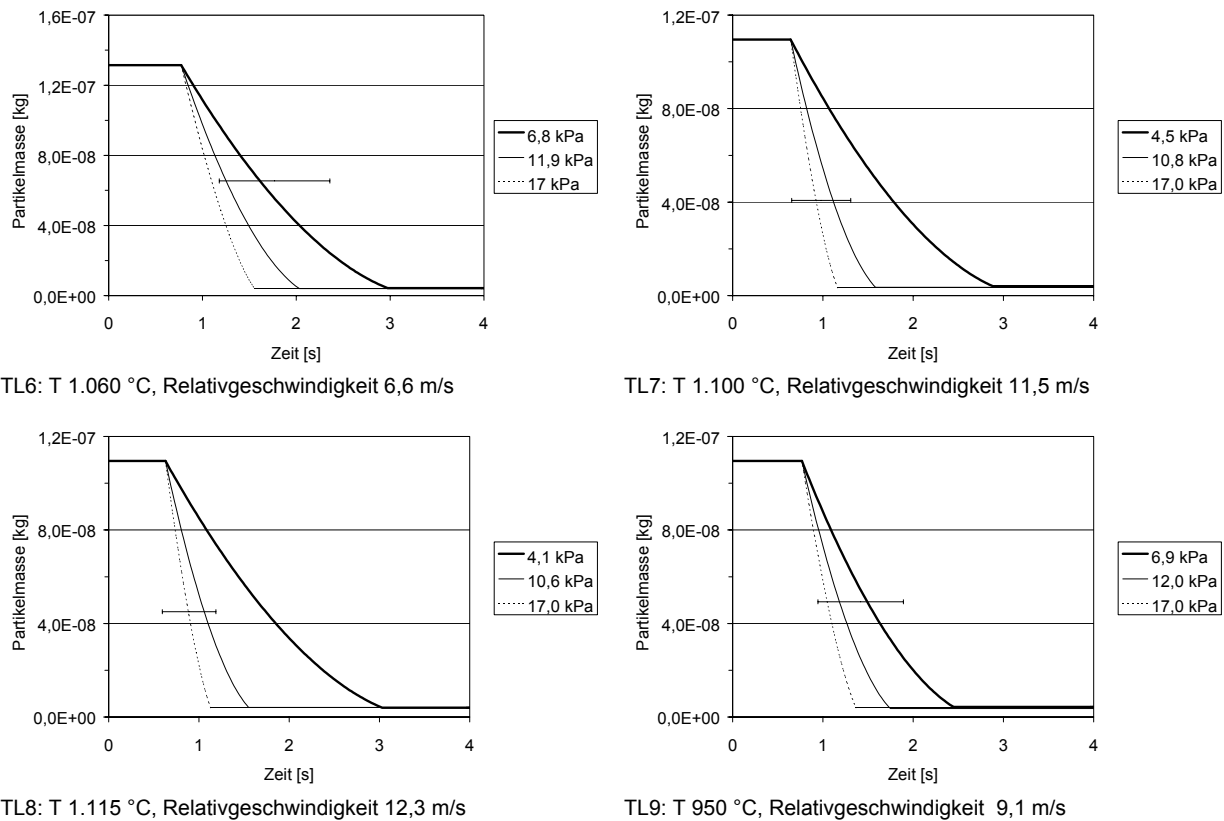
<b>Testlauf:</b>		<b>TL1</b>	<b>TL2</b>	<b>TL3</b>	<b>TL4</b>	<b>TL5</b>	<b>TL6</b>	<b>TL7</b>	<b>TL8</b>	<b>TL9</b>
Brennstoffmassenstrom $m_{BR}$	[kg/h]	3,52	3,67	1,88	4,14	1,91	1,78	3,38	3,75	2,34
Lambda $\zeta$	[-]	1,36	1,24	1,27	1,21	1,48	1,48	1,28	1,24	1,49
$T_{Einlauf}$	[°C]	17	15	15	15	13	15	16	16	16
$T_{m\_Hauptströmung}$	[°C]	1.040	1.060	905	1.030	870	1.065	1.110	1.145	950
$T_{Tauchrohr}$	[°C]	1.200	1.190	1.010	1.170	1.010	1.230	1.270	1.310	1.110
<b>Verweilzeiten:</b>										
Gasverweilzeit gesamt (Zyklon und Nachverbrennungszone)	[s]	1,5	1,4	3,1	1,2	3,1	2,1	1,2	1,1	1,7
Gasverweilzeit Zyklon	[s]	0,9	0,7	1,7	0,7	1,7	1,1	0,7	0,6	0,9
Partikelverweilzeit Zyklon (bei $S=1,0$ )	[s]	0,9	0,7	1,7	0,7	1,7	1,1	0,7	0,6	0,9
Partikelverweilzeit Zyklon (bei $S=1,5$ )	[s]	1,3	1,1	2,6	1,0	2,6	1,7	1,0	0,9	1,4
Partikelverweilzeit Zyklon (bei $S=2,0$ )	[s]	1,7	1,5	3,4	1,3	3,4	2,2	1,3	1,2	1,8



**Abbildung 5-1:** Vergleich der Modellrechnungsergebnisse der Partikelabbrandberechnung in Abhängigkeit der Relativgeschwindigkeit an der Partikeloberfläche mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage – Kontrolle durch Stoffübergang

Erläuterungen: die Zeitverzögerung bis zum Beginn des Massenabbaues entspricht der Dauer für die Trocknung und Pyrolyse und wurde mit Gleichung 4.9 berechnet; die Ergebnisse für die berechneten Verweilzeiten in der Pilot-Feuerung für einen angenommenen Schlupf  $S$  zwischen 1 und 2 (Tabelle 5-7) sind jeweils als waagrechte Linien in den Diagrammen dargestellt, die Höhe der Linie auf der Ordinate entspricht dem Anteil des experimentell ermittelten Brennstoffrückstandes (Tabelle 5-6); TL...Testlauf, reaktionskinetische Parameter nach Evans.

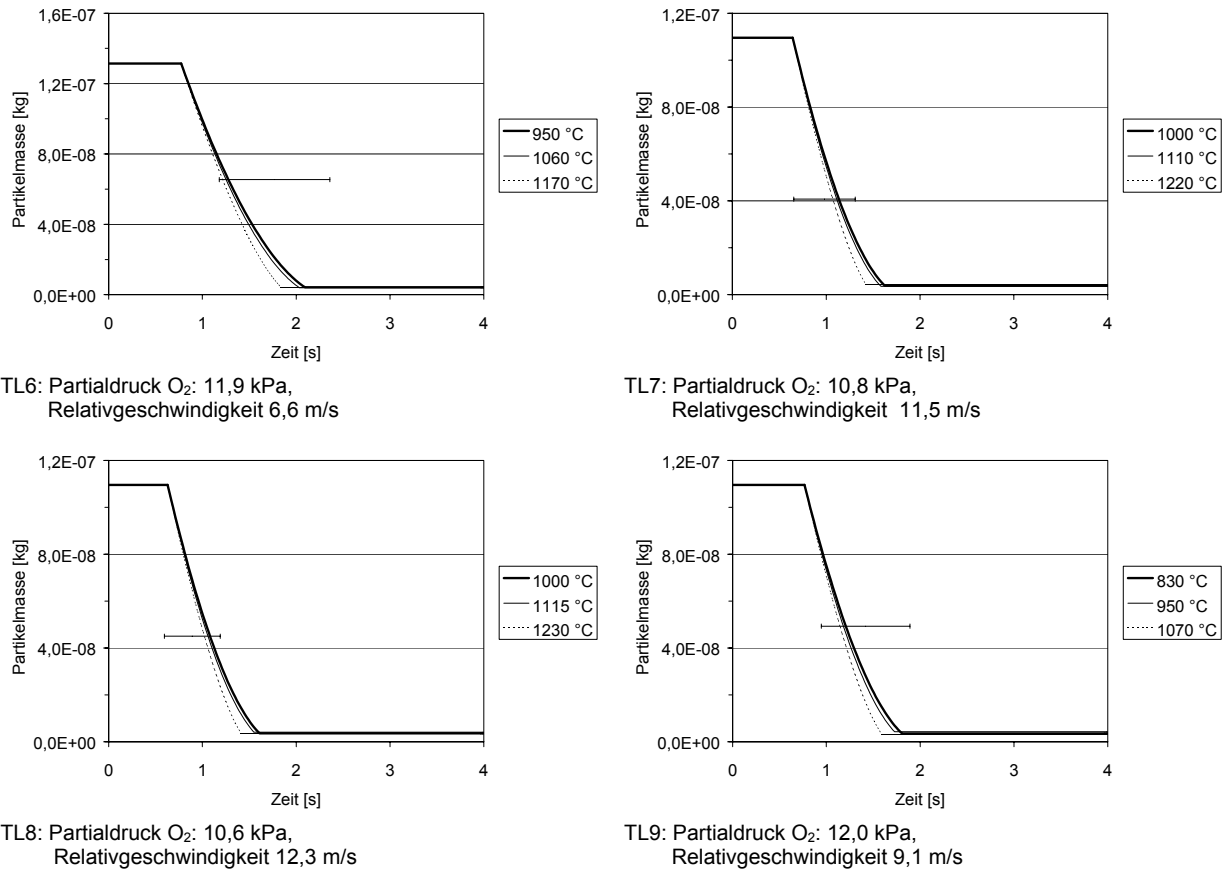
Abbildung 5-2 zeigt das Ergebnis der Partikelabbrandberechnung für den Brennstoff Fichte (Tabelle 5-2). Die Berechnung erfolgte anhand der nachbilanzierten Daten, wobei eine maximale Sauerstoffkonzentration von 17 kPa als obere Grenze und die gemessene Restsauerstoffkonzentration im Rauchgas als untere Grenze verwendet wurde.



**Abbildung 5-2:** Vergleich der Modellrechnungsergebnisse der Partikelabbrandberechnung in Abhängigkeit des O<sub>2</sub>-Gehaltes mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage - Kontrolle durch Stoffübergang

Erläuterungen: die Zeitverzögerung bis zum Beginn des Massenabbaues entspricht der Dauer für die Trocknung und Pyrolyse und wurde mit Gleichung 4.9 berechnet; die Ergebnisse für die berechneten Verweilzeiten in der Pilot-Feuerung für einen angenommenen Schlupf S zwischen 1 und 2 (Tabelle 5-7) sind jeweils als waagrechte Linien in den Diagrammen dargestellt, die Höhe der Linie auf der Ordinate entspricht dem Anteil des experimentell ermittelten Brennstoffrückstandes (Tabelle 5-6); TL...Testlauf, reaktionskinetische Parameter nach Evans.

Abbildung 5-3 zeigt den Vergleich der Modellrechnungsergebnisse der Partikelabbrandberechnungen für Stoffübergangskontrolle mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage in Abhängigkeit der Temperatur. Dabei wurden die in der Zyklonbrennkammer gemessenen maximalen und minimalen Temperaturen als Grenzwerte verwendet (Tabelle 5-7).



**Abbildung 5-3:** Vergleich der Modellrechnungsergebnisse der Partikelabbrandberechnung in Abhängigkeit der Temperatur mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage - Kontrolle durch Stoffübergang

Erläuterungen: die Zeitverzögerung bis zum Beginn des Massenabbaues entspricht der Dauer für die Trocknung und Pyrolyse und wurde mit Gleichung 4.9 berechnet; die Ergebnisse für die berechneten Verweilzeiten in der Pilot-Feuerung für einen angenommenen Schlupf  $S$  zwischen 1 und 2 (Tabelle 5-7) sind jeweils als waagrechte Linien in den Diagrammen dargestellt, die Höhe der Linie auf der Ordinate entspricht dem Anteil des experimentell ermittelten Brennstoffrückstandes (Tabelle 5-6); TL...Testlauf, reaktionskinetische Parameter nach Evans.

## 5.2 Vergleich der Ergebnisse der Modellrechnung mit den Ergebnissen der Laborreaktorversuche

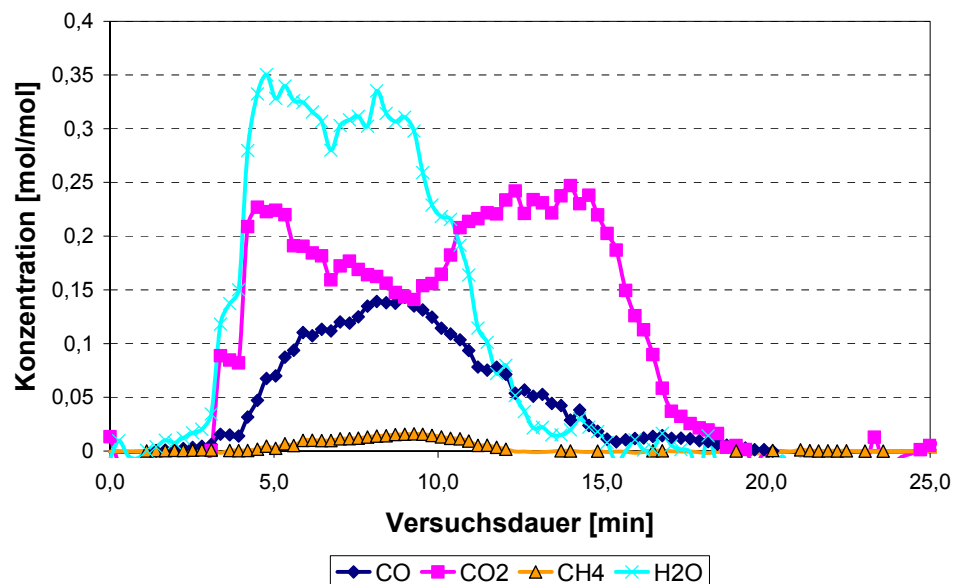
Bei Laborreaktorversuchen zum Abbrandverhalten einer Schüttschicht in Kombination mit Heißgas in-situ FT-IR Messungen am Institut für Grundlagen der Verfahrenstechnik und Anlagentechnik konnten die vom Berechnungsmodell vorhergesagten tendenziellen Einflüsse der Relativgeschwindigkeit und des O<sub>2</sub>-Partialdrucks auf die Abbrandgeschwindigkeit (Abbildung 5-5), sowie die Zusammensetzung der Gasphase ebenfalls bestätigt werden (Abbildung 5-4).

Die Messungen zeigten, dass die  $\text{CH}_4$ -Konzentration gegenüber der Konzentration von CO eine untergeordnete Rolle spielt und die Reduktion auf die Berechnung der CO Verbrennung bei der Betrachtung der Gasphase als zulässig erachtet werden kann (Abbildung 5-4).

Eine Absenkung des  $\text{O}_2$ -Gehaltes bei konstantem Durchfluss durch den Reaktor zeigte eine deutliche Verzögerung sowohl der Zündung, als auch der gesamten Verbrennung der Schüttschicht (Abbildung 5-5). Dies bestätigt die Ergebnisse der mit dem Modell durchgeführten Sensitivitätsanalysen zum Einfluss des  $\text{O}_2$ -Partialdrucks auf die Partikelabbranddauer (Kapitel 4).

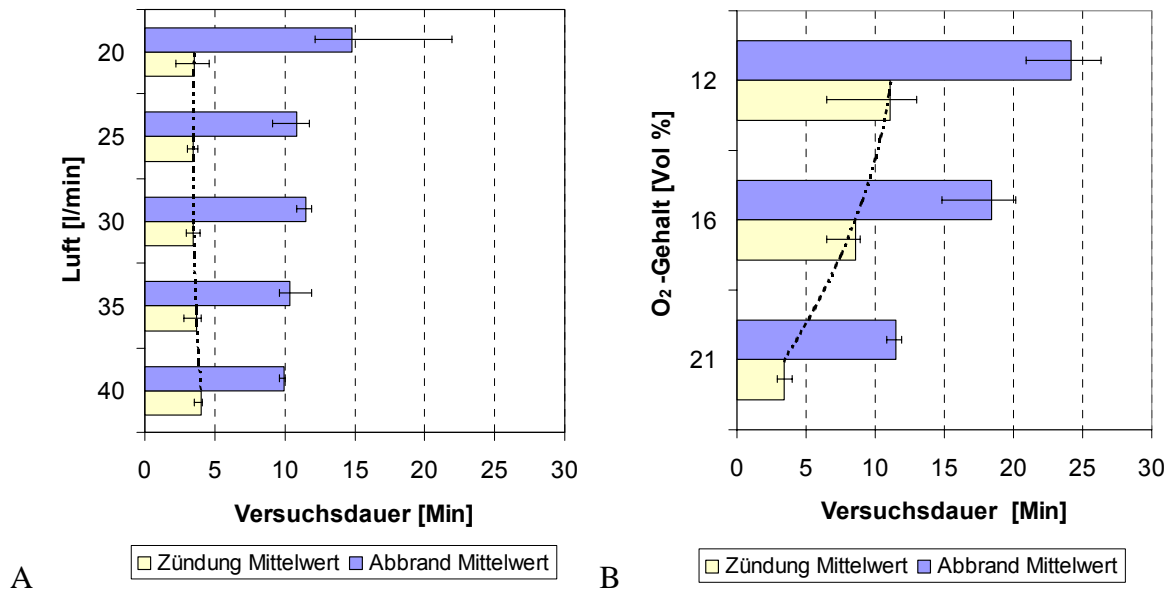
Die Durchströmung des Bettes, bzw. die Leerrohrgeschwindigkeit am Eintrittsquerschnitt der Schüttschicht, zeigte ebenfalls eine sinkende Verbrennungsdauer mit steigender Leerrohrgeschwindigkeit in der Schüttschicht, wodurch auch die Ergebnisse zum Einfluss der Relativgeschwindigkeit (Partikel - umströmendes Medium) auf den Partikelabbrand tendenziell bestätigt werden konnten (Abbildung 5-6).

Ein direkter Vergleich der Zahlenwerte ist aufgrund der unterschiedlichen Rahmenbedingungen für Partikelabbrand und Schüttschicht nicht möglich.



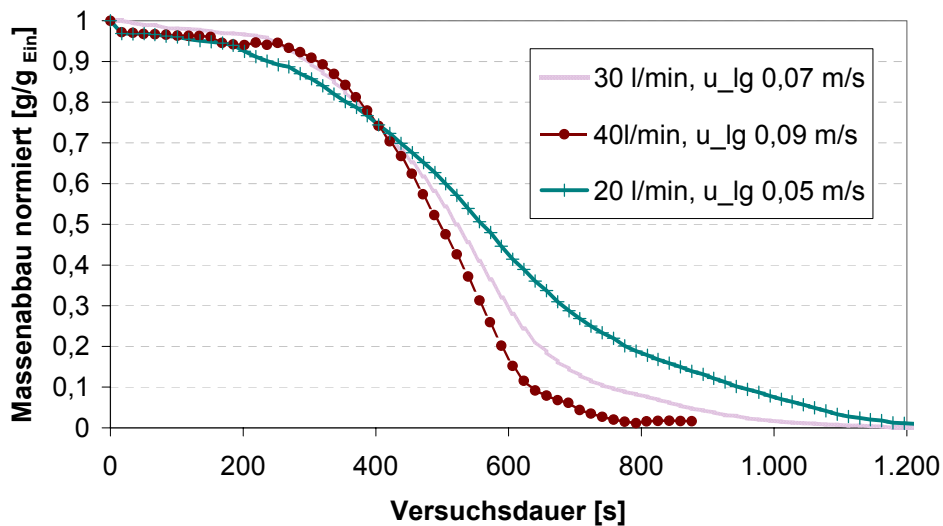
**Abbildung 5-4:** Freisetzung der C-Komponenten als Funktion der Zeit während eines Abbrandversuches im Laborreaktor

Erläuterungen: Brennstoff Spanplatten, Probenmenge 183 g, Durchströmung des Bettes mit Luft bei 40 l/min; Verbrennungsphasen: Pyrolyse/Vergasung: Versuchsdauer 3 bis 11 Minuten, Holzkohlenabbrand Versuchsdauer > 11 Minuten, Laborreaktor vorgeheizt auf eine Temperatur von 750 °C.



**Abbildung 5-5:** Zündzeitpunkt und Start des Holzkohleabbrands als Funktion der Durchströmung (A) und des O<sub>2</sub>-Gehaltes (B) im durchströmenden Gasgemisch

Erläuterungen: Brennstoff Spanplatten; A: Variation der Luftzufuhr, O<sub>2</sub>-Gehalt im zugeführten Verbrennungsgasgemisch: 21 % O<sub>2</sub>; B: Variation des O<sub>2</sub>-Gehalts, Leerrohrgeschwindigkeit 0,07 m/s (30 l/min); Laborreaktor vorgeheizt auf eine Temperatur von 750 °C, Probenmenge 183 g.

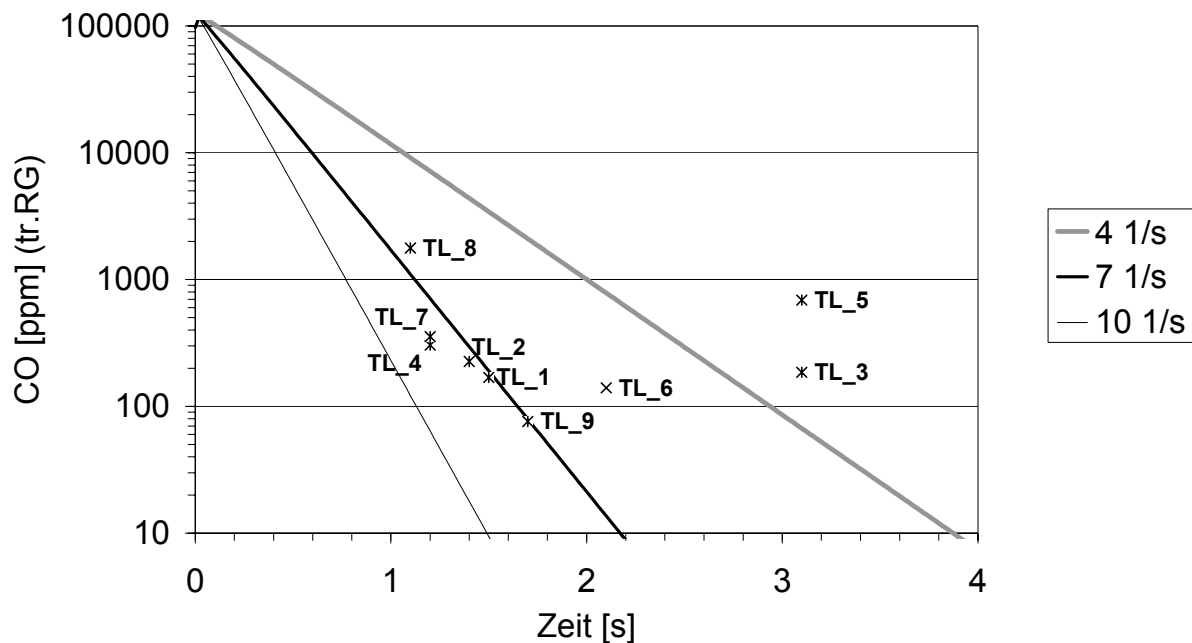


**Abbildung 5-6:** Massenabbau als Funktion der Zeit bei verschiedenen Leerrohrgeschwindigkeiten der Verbrennungsluft am Eintrittsquerschnitt in die Schüttschicht

Erläuterungen: Brennstoff Spanplatten, u<sub>lg</sub>...Leerrohrgeschwindigkeit der Verbrennungsluft am Eintritt in die Schüttschicht, O<sub>2</sub>-Gehalt im zugeführten Verbrennungsgasgemisch: 21 %, Laborreaktor vorgeheizt auf eine Temperatur von 750 °C, Probenmenge 183 g.

### 5.3 Vergleich der Modellrechnungen für die Gasphase mit den Messungen an der Pilotfeuerung

Bei den Modellrechnungen für die Gasphasenverbrennung wurde das Vorliegen eines mischungskontrollierten Regimes angenommen. Die Berechnung erfolgte, analog zu den Berechnungen in Kapitel 4.8.4, nach Gleichung 4.37 unter der Annahme eines Magnussen Parameters von 0,6. Die benötigte Dauer für den CO-Abbau liegt demnach bei 1,4 s bis 3,6 s. Diesem Ergebnis liegt eine angenommene Wirbelzerfallsrate von 4 bis 10 s<sup>-1</sup> zugrunde. Anhand der nachbilanzierten Daten der Testläufe wurden die Verweilzeiten der Gasphase berechnet. Die Auftragung der gemittelten CO-Emissionen der Testläufe über die nachgerechneten Verweilzeiten ergibt eine gute Übereinstimmung der Messdaten mit dem Modellergebnis bei einer Wirbelzerfallsrate von  $\kappa/k=7 \text{ s}^{-1}$  (Abbildung 5-7). Mit diesen Annahmen wäre mit dem verwendeten Modell eine Gas-Verweilzeit von 2,2 s erforderlich, um einen vollständigen Gasphasenausbrand zu erreichen.



**Abbildung 5-7:** Vergleich der Modellrechnungsergebnisse mit Realdaten aus Messungen an der Versuchsanlage für die Gasphasen-Verbrennung

Erläuterungen: Randbedingungen der Modellrechnung: Wirbelzerfallsrate  $\kappa/k=4-10 \text{ s}^{-1}$  (Parameter im Diagramm), Temperatur  $T=850 \text{ °C}$ , Luftüberschuss  $\zeta=1,3$ ; Messdaten im Diagramm beziehen sich auf Tabelle 5-5 und Tabelle 5-6 (CO-Emissionen) sowie Tabelle 5-7 (Gasverweilzeit).



## 5.4 Bewertung der Modellrechnungen im Vergleich mit den experimentellen Ergebnissen

Anhand von Abbildung 5-1 bis Abbildung 5-3 konnte gezeigt werden, dass die Ergebnisse der Modellrechnungen des Partikelabbrandes tendenziell gut mit den Versuchsergebnissen an der Pilot-Staubfeuerungsanlage übereinstimmen.

Die tendenziellen Einflüsse konnten auch anhand der durchgeführten Messungen am Laborreaktor des Instituts für Grundlagen der Verfahrenstechnik und Anlagentechnik bestätigt werden. Auch hier wurde eine tendenzielle Übereinstimmung des Einflusses der Parameter Temperatur, O<sub>2</sub>-Partialdruck und Relativgeschwindigkeit Partikel-Gas auf die Partikelabbranddauer festgestellt (Abbildung 5-4 bis Abbildung 5-6).

Während der Pyrolyse wird der Massenabbau des Partikels ausschließlich durch die Temperatur bestimmt (untersuchter Bereich 800 °C bis 1.400°C). Die Relativgeschwindigkeit und der O<sub>2</sub>-Partialdruck haben dabei nur einen geringen Einfluss.

Während der Phase des Holzkohlenabbrands, bzw. im Überlappungsbereich von Pyrolyse und Holzkohlenabbrand zeigt sich der O<sub>2</sub>-Partialdruck als Parameter mit dem stärksten Einfluss (untersuchter Bereich 5 kPa bis 17 kPa). Dies gilt für beide untersuchten Regime, einer Limitierung durch Stoffübergang, sowie einer Limitierung durch kinetische Kontrolle. Laut Modellrechnungen für vorherrschende kinetische Kontrolle zeigte sich ein deutlicher Einfluss der Temperatur, jedoch konnte gezeigt werden, dass für die Phase des Holzkohlenabbrands nach Evans bei Temperaturen über 900 °C eine Kontrolle durch Stoffübergang angenommen werden kann. Bei tieferen Temperaturen tritt eine Überlappung von chemischer Kontrolle und Stoffübergangskontrolle auf.

Für die Verbrennung in der Gasphase konnte gezeigt werden, dass bereits ab Temperaturen über 700-800 °C die Kinetik der CO-Verbrennung nicht mehr der limitierende Faktor ist, und die Verbrennung eindeutig im mischungskontrolliertem Bereich erfolgt. Dies wurde auch durch den Vergleich der Modelrechnungen mit den Ergebnissen von der Pilot-Staubfeuerung bestätigt (Abbildung 5-7).

## 6 Zusammenfassung, Schlussfolgerungen und Ausblick

In einer umfassenden Literaturrecherche wurden die verschiedenen Typen von Einblas- und Staubfeuerungen verglichen. Das gemeinsame Kennzeichen dieser Feuerungstypen ist, dass der Brennstoffeintrag gemeinsam mit der Verbrennungsluft, bzw. mit rezirkuliertem Rauchgas erfolgt, welches als Transportmedium dient. Die wesentlichen Vorteile dieser Feuerungstechnologie sind eine gute Regelbarkeit sowie das Erreichen hoher Ausbrandqualitäten bei geringen Luftüberschusszahlen. Als generellen Nachteil weisen die Feuerungen die Erfordernis eines Stützbrenners für den Anfahrbetrieb auf. Feuerungen mit einer Zyklonbrennkammer weisen einer Muffelfeuerung gegenüber den Vorteil geringerer CO und NO<sub>x</sub>-Emissionen infolge guter Durchmischung und Luftstufungsmöglichkeit auf. Weiters können hohe Verweilzeiten bei kleinem Feuerraumvolumen erzielt werden. Die Zyklonbrennkammern können außerdem als Nachbrennkammern von Rostfeuerungen konzipiert werden. Als Nachteile ergeben sich eine höhere Erosion in der Brennkammer, eine erforderliche Wandkühlung infolge höherer Feuerraumtemperaturen sowie Schwierigkeiten bei der Asche-austragung. Staubbrenner bieten zusätzlich den Vorteil einer kompakten Bauweise, bei geringen CO und NO<sub>x</sub>-Emissionen und geringen Luftüberschuss. Allerdings ist in diesem Fall eine sehr feine Mahlung des Brennstoffs notwendig, wodurch auch hohe Staubbeladungen im Rauchgasstrom bewirkt werden.

In weiterer Folge wurde, aufbauend auf verfügbare Literaturdaten ein Näherungsmodell zur mathematischen Beschreibung der Abbrandvorgänge am Einzelpartikel für die Brennstoffe Buche, Weichholz (Fichte) und Spanplatten ausgearbeitet. Das Modell berücksichtigt die Verbrennungsphasen der Pyrolyse und Vergasung, des Holzkohlenabbrands und des Gasphasen-ausbrands. Weiters ermöglicht das Modell die Bewertung des Einfluss der Relativ-geschwindigkeit zwischen oxidierendem Medium und Partikel, der Umgebungstemperatur und des Sauerstoffpartialdrucks in der Umgebung des Partikels auf die Abbrandgeschwin-digkeit des Partikels, bzw. auf die notwendige Verweilzeit für einen vollständigen Ausbrand des Partikels.

Im Rahmen der anschließend durchgeführten Modellrechnungen, wurden die wichtigsten Einflussparameter auf die verschiedenen Verbrennungsphasen mittels Sensitivitätsanalyse untersucht und diskutiert. Im Vordergrund stand dabei die Ermittlung der erforderlichen Verweilzeiten der Partikel im heißen Feuerraum, um einen vollständigen Ausbrand erreichen zu können. Die Berechnungsergebnisse wurden in weiterer Folge für die Auslegung einer Pilot-Staubfeuerung herangezogen und im Vergleich mit den experimentellen Ergebnissen an der Pilotanlage und den darauf aufbauenden Berechnungen der tatsächlich erreichten Verweilzeiten in der Versuchsanlage überprüft und bewertet. Die Parameter wurden in folgenden Bereichen untersucht: Temperatur: 800 °C bis 1.400 °C, Partialdruck O<sub>2</sub> zwischen 5 kPa und 17 kPa, Relativgeschwindigkeit Partikel-Medium zwischen 5 m/s und 15 m/s.

Die Sensitivitätsanalysen zum Einfluss verschiedener Parameter auf die notwendige Verweil-zeit der Partikel im Feuerraum, und damit das notwendige Feuerraumvolumen, ergaben als Haupteinflussparameter den Einfluss der Temperatur, sowie des O<sub>2</sub>-Partialdrucks in der Umgebung der Partikel.

Für die Phase der Pyrolyse/Vergasung zeigte sich die Temperatur in der Umgebung des Partikels als der dominante, und somit limitierende Faktor für die Freisetzung der flüchtigen Brennstoffbestandteile. Im Bereich zwischen 800 °C und 1400 °C sinkt sowohl die Pyrolysezeit, als auch die erforderliche Zeit für einen vollständigen Holzkohlenabbrand mit steigender Temperatur. Der Einfluss ist umso stärker ausgeprägt, je größer der Partikeldurchmesser ist.

Für die Berechnung des heterogenen Holzkohlenabbrandes wurde gezeigt, dass dieser für Temperaturen über 900 °C eindeutig in einem diffusionskontrollierten Regime stattfindet. Bei tieferen Temperaturen tritt eine Überlappung von der Limitierung durch chemische Kontrolle und der Limitierung durch Stoffübergangskontrolle auf. Während der Phase des Holzkohlenabbrandes ist im untersuchten Betrachtungsbereich, infolge der Stoffübergangskontrolle, der Einfluss des O<sub>2</sub>-Partialdrucks wesentlich stärker ausgeprägt, als der Einfluss der Temperatur.

Die Berechnungen für Partikel mit Durchmessern von 5 mm ergaben sehr hohe erforderliche Ausbrandzeiten, sodass, bei wirtschaftlich vertretbaren Feuerraumgrößen, kein vollständiger Ausbrand der Partikel in einer Zyklonströmung zu erwarten ist. In diesem Fall ist die Konzeption einer Zyklonbrennkammer mit einem Verbrennungsrost sinnvoll.

Das Berechnungsergebnis für die Verbrennungszeiten für 1,5 mm große Partikeln liegt mit 1,1-7,5 s für Buchenspäne, 2,0 bis 11,6 s für Weichholzspäne und 2,4 bis 11,3 s für Spanplattenspäne in einem Bereich, der realisierbar erscheint, wenn die Verbrennungsbedingungen so eingestellt werden, dass die kleineren Reaktionszeiten zutreffen (Gastemperaturen entsprechend der Verschlackungsneigung des Brennstoffs so hoch wie möglich, O<sub>2</sub> Partialdruck > 15 kPa, Relativgeschwindigkeiten > 10 m/s).

Die Modellberechnungen zur CO-Verbrennung in der Gasphase zeigten, dass diese unter Mischungskontrollierten Bedingungen erfolgt. Eine Erhöhung der Turbulenz, charakterisiert durch die Wirbelzerfallsrate nach Magnussen, bewirkt eine deutliche Absenkung der notwendigen Verweilzeiten. Bei Temperaturen über 800 °C zeigte sich, dass die Kinetik der CO-Verbrennung im Vergleich zur Mischungskontrolle (Wirbelzerfallsraten zwischen 4 und 10 s<sup>-1</sup>) eine untergeordnete Bedeutung hat.

Anhand des Vergleichs der Modellrechnungen für den Partikel-Abbrandes mit den Messergebnissen von der Versuchsanlage konnte eine tendenzielle Übereinstimmung hinsichtlich des Einflusses der Parameter Feuerraumtemperatur, O<sub>2</sub>-Gehalt im Rauchgas, Relativgeschwindigkeit (Partikel – Medium) und Partikeldurchmesser festgestellt werden. Diese konnten auch durch Versuche an einem Laborreaktor in Kombination mit Heißgas in-situ FT-IR Messungen bestätigt werden. Weiters war auch eine akzeptable quantitative Übereinstimmung der Berechnungs- und der Messergebnisse gegeben. Die erzielten Resultate lassen daher auf eine grundsätzliche Tauglichkeit des erstellten Partikelabbrandmodells schließen.

Aufgrund der Literaturstudie und der erzielten Ergebnisse der Modellrechnungen und Testläufe können folgende Empfehlungen für die Konzeption einer Pelletsfeuerungstechnologie abgeleitet werden:

- ≠# Die Verwendung einer Rotationsbrennkammer wird empfohlen, um eine hohe Durchmischungs- und Ausbrandqualität bei geringem Luftüberschuss bzw. Brennkammervolumen zu erreichen. Damit ist auch ein hoher thermischer Wirkungsgrad verbunden.
- ≠# Eine gute Eignung des Systems für eine gestufte Verbrennung ist erforderlich, um die NO<sub>x</sub>-Emissionen möglichst gering halten zu können.
- ≠# Um einen vollständigen Ausbrand der Holzpartikel zu erreichen, kann eine Primär oder eine Nachverbrennungszone mit einem Rost sinnvoll sein, dadurch wird eine höhere Flexibilität hinsichtlich der Korngröße der Brennstoffpartikel erreicht.
- ≠# Eine Integration der Flug-Ascheabscheidung innerhalb der Feuerung wird empfohlen, um die Kosten für etwaige nachgeschaltete Staubabscheidereinrichtungen zu vermeiden (Ausführung der Brennkammer als Zyklonfeuerung).
- ≠# Die Zyklonbrennkammer sollte sowohl als Primärverbrennungszone, als auch als Nachverbrennungszone gestalten werden. Diese hängt jedoch auch von der gewählten Feuerraumgeometrie ab.
- ≠# Zur Absicherung und Optimierung des entwickelten Abbrandmodells werden ebenfalls weitere Testläufe mit unterschiedlichen biogenen Brennstoffen und umfangreichen Parametervariationen empfohlen.

Der Einsatz des entwickelten Partikel-Abbrandmodells im Rahmen von CFD-Simulationsrechnungen könnte es in Zukunft ermöglichen, die Geometrie der Brennkammer, sowie die erforderlichen Verweilzeiten der Partikel für deren vollständigen Ausbrand computergestützt zu simulieren und zu optimieren, und somit zeitintensive Versuchsreihen und Umbauarbeiten an Pilotanlagen auf ein Minimum zu reduzieren.

## 7 Literaturnachweis

1. BAXTER L., ROBINSON A., 1999: Key Issues when Cofiring Biomass with Coal in PC Boilers, Sandia National Laboratories, Combustion Research Facility, Pittsburgh Coal Conference, Oct. 11-15, Livermore, USA.
2. CHRISTIAN P., 1997: Optimierung von Verbrennungsprozessen bei Holzfeuerungen durch Einsatz eines neuartigen Gliederkopfgebläses. In: Marutzky R. (Hrsg.), Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz und Holzabfällen, Fraunhofer-Institut für Holzforschung, Braunschweig, Deutschland, ISBN 3-18-9900280.
3. CRAMER E., GANTER P., KÖTTING J., 1997: ULFU-Bericht, Ingenieurgesellschaft IGEU, Neuried, Deutschland.
4. DI BLASI C., BUONANNO F., BRANCA C., 1999: Reactivities of some chars in air. In: Carbon 37 (8), pp. 1227-1238.
5. EDLER A., 1998: Studienblättersammlung zur Lehrveranstaltung Wärmetechnisches Messwesen, Institut für Wärmetechnik (Hrsg.), Technische Universität Graz, Österreich
6. FREDRIKSSON C., 1999: Exploratory Experimental and Theoretical Studies of Cyclone Gasification of Wood Powder, PhD thesis, Lulea University of Technology, Sweden.
7. GÖRRES J., 1996: Modellierung stark verdrallter Kohlenstaub-/Biomasseflammen mit der Methode der Finiten Elemente, Fortschritts-Bericht, VDI Reihe 6, Nr. 349, VDI-Verlag (Hrsg.), Düsseldorf, Deutschland.
8. GRØNLI M., 1996: A theoretical and experimental study of the thermal degradation of biomass, PhD thesis, The Norwegian University of Science and Technology, Faculty of Mechanical Engineering, Trondheim, Norway.
9. HOFSTÄDTER A., 1998: Berechnung der Strömung in einer zweistufigen Drallbrennkammer, Institut für Thermische Turbomaschinen und Energieanlagen, Technische Universität Wien, Österreich.
10. HOFSTÄDTER A., 1999: Berechnung der Strömung in einer zweistufigen Drallbrennkammer, Institut für Thermische Turbomaschinen und Energieanlagen, Technische Universität Wien, Österreich.
11. JONAS I., HANEDER H., 2002: Zahlenmäßige Entwicklung der modernen Holz- und Rindenfeuerungen in Österreich – Gesamtbilanz 1987-2001, NÖ Landwirtschaftskammer (Hrsg.), St. Pölten, Österreich.
12. JOPPICH A., HASELBACHER H., 1998: First Experience with a Fuel Feeding System for Wood Particle Fired Gas Turbines with Direct Combustion, Institut für Thermische Turbomaschinen und Energieanlagen, Technische Universität Wien, Österreich.

13. LFU-JAHRESBERICHT, 1997: Verbrennungsoptimierung bei Holzfeuerungen - ein Beitrag zur Emissionsminderung, Landesanstalt für Umwelt(LfU)-Baden-Württemberg (Hrsg.), Karlsruhe, Deutschland.
14. MAGNUSSEN B. F., HJERTAGER B. H., 1976: On mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion, 16th Symposium (International) on Combustion, The Norwegian Institute of Technology (Hrsg.), Trondheim, Norway.
15. MARUTZKY R., 1997: Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz und Holzabfällen, Fraunhofer-Institut für Holzforschung, Marutzky R. (Hrsg.), Braunschweig, Deutschland, ISBN 3-18-9900280.
16. MARUTZKY R., SEEGER K., 1999: Energie aus Holz und anderer Biomasse - Grundlagen, Technik, Emissionen, Wirtschaftlichkeit, Entsorgung, Recht, Braunschweig und Kassel, Deutschland, ISBN 3-87181-347-8.
17. MAWERA, 2001: Anlagenschema – Muffeleinblasfeuerung, <http://www.mawera.com/>
18. NUSSBAUMER T., 1989: Schadstoffe bei der Verbrennung von Holz, Forschungsbericht Nr. 6, Laboratorium für Energiesysteme (Hrsg.), ETH Zürich, Schweiz.
19. NUSSBAUMER T., 1992: Neue Konzepte zur schadstoffarmen Verbrennung von Holz, Tagungsband zum 2. Holzenergie-Symposium, Laboratorium für Energiesysteme (Hrsg.), ETH Zürich, Schweiz.
20. NUSSBAUMER T., 1994: Anforderungen bei der thermischen Verwertung von Holzresten und -abfällen. In: Marktorientiert, schlank und umweltgerecht, Recycling und ökologische Aspekte, 9. Holztechnisches Kolloquium, Braunschweig, Deutschland.
21. OBERNBERGER I., 1999: Thermische Biomassennutzung, Vorlesungsskriptum zur gleichnamigen Lehrveranstaltung (4. Auflage), Institut für Grundlagen der Verfahrenstechnik und Anlagentechnik, Technische Universität Graz, Österreich.
22. PETERS S., 1997: Muffeleinblasfeuerung für feinstückige Holzabfälle. In: Marutzky R. (Hrsg.), Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz und Holzabfällen, Fraunhofer-Institut für Holzforschung, Braunschweig, Deutschland, ISBN 3-18-9900280.
23. RAUPENSTRAUCH H., 1999: Feuerungstechnik, Vorlesungsskriptum zur gleichnamigen Lehrveranstaltung, Institut für Apparatebau, Mechanische Verfahrenstechnik und Feuerungstechnik, Technische Universität Graz, Österreich.
24. TIPPKÖTTER R., 1998: VDI-Seminar: Holzabfälle, Berlin (18/19.02.1998), Deutschland.
25. TSW (THERMISCHE STOFFWERTE), 1996: Vorlesungsunterlagen Institut für Wärmetechnik, Technische Universität Graz, Österreich.
26. SAASTAMOINEN J., HUTTUNEN M., KJÄLDMAN L., 1998: Modelling of Pyrolysis and Combustion of Biomass Particles, Computational Fluid Dynamics '98, 7-11 Sept 1998.

27. SAASTAMOINEN J., AHO M., LINNA V., 1993: Simultaneous pyrolysis and char combustion, Fuel Vol. 72 Number 5, pp. 599-609.
28. SAASTAMOINEN J., 1999: Modelling of devolatilization and combustion of single particles including release of nitrogen, Nordic Seminar – Single Particle Conversion, Norwegian University of Science and Technology (Hrsg.), Trondheim, Norway.
29. SCHARLER R., 2001: Entwicklung und Optimierung von Biomasse-Rostfeuerungen durch CFD-Analyse, Dissertation, Technische Universität Graz, Österreich.
30. SEEGER K., 1994: Energetische Nutzung von Biomassen in einer Einblasfeuerung, in: Tagungsband zum 3. Symposium: Biobrennstoffe und umweltfreundliche Heizanlagen, OTTI (Hrsg.), Regensburg, Deutschland.
31. SENGSCHMIED F., 1995: Ein Beitrag zur Entwicklung einer druckbeaufschlagten Brennkammer für die zweistufige Verbrennung von Holzstaub, Dissertation, TU Wien, Österreich.
32. SIEGLE V., KICHERER A., SPLIETHOFF H., HEIN K., 1994: Verbrennung von Biomassen in Staubbrennern. In: T.Nußbaumer (Hrsg.), Neue Erkenntnisse zur thermischen Nutzung von Holz, Tagungsband zum 3. Holzenergie-Symposium (21.10.1994), ETH-Zürich, Schweiz.
33. SIEGLE V., KICHERER A., SPLIETHOFF H., HEIN K., 1997: Schadstoffarme Verbrennung von Biomasse. In: Baumbach G., Zuberbühler U., Siegle V., Hein K., 1997, Luftverunreinigungen aus gewerblichen und industriellen Biomasse- und Holzfeuerungen - Teil II, ISBN 3-6'09-69430-0, EcoMed Verlag, Deutschland.
34. VAGET H. ST., 1997: Neues Verbrennungssystem zur Energieerzeugung aus Holzwerkstoffresten und Gebrauchthölzern. In: Marutzky R. (Hrsg.), 1997, Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz und Holzabfällen, Fraunhofer-Institut für Holzforschung, Braunschweig, Deutschland, ISBN 3-18-9900280.
35. VANORMELINGEN J., Van den BULCK E., 1994: Optimal Air Flow Distribution in Grate Fired Combustion Systems, Department of Mechanical Engineering, Katholieke Universiteit Leuven, Belgium.
36. WAGNER D, NUSSBAUMER T., 1994: Messverfahren zur Erfassung des Emissionsverhaltens von Holzfeuerungen, Ingenieurbüro Verenum (Hrsg.), Zürich, Schweiz.
37. WEISSINGER A., 2002: Experimentelle Untersuchungen und reaktionskinetische Simulationen zur NO<sub>x</sub>-Reduktion durch Primärmaßnahmen bei Biomasse-Rostfeuerungen, Dissertation, Technische Universität Graz, Österreich.
38. WIEDMANN U., 1997: Moderne stickoxidarme Holzstaubfeuerung. In: Marutzky R. (Hrsg.), Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz und Holzabfällen, Fraunhofer-Institut für Holzforschung, Braunschweig, Deutschland, ISBN 3-18-9900280.
39. WINTER F., WARTHA C., HOFBAUER H., 1995: Characterisation of single fuel particles under fluidized bed combustor conditions, In: Proceedings of the 3<sup>rd</sup>

International Conference on Combustion Technologies for a clean Environment, July 3-6, 1995, Lisbon, Portugal.

40. WINTER F., WARTHA C., LÖFFLER G., HOFBAUER H., 1996: The NO and N<sub>2</sub>O Formation Mechanism during Devolatilization and Char Combustion under Fluidized Bed Conditions, In: Proceedings of the 26. Symposium (International) on Combustion, The Combustion Institute, pp. 3325-3334 .
41. WINTER F., PRAH M.E., HOFBAUER H., 1997: Temperatures in a Fuel Particle Burning in a Fluidized Bed: The Effect of Drying, Devolatilization, and Char Combustion, Combustion and Flame 108; pp. 302-314.
42. WINTER F., WARTHA C., HOFBAUER H., 1999: NO and N<sub>2</sub>O formation during the combustion of wood, straw, malt waste and peat, Bioresource Technology 70, pp. 39-49.
43. ZAE BAYERN, 1996: Biomasse Heizwerke - Gegenwärtiger Stand und Entwicklungstendenzen, Studie der Bayernwerk AG (Hrsg.), München, Deutschland.