

# Modellgestützte Entwicklung von Kleinfeuerungen für feste Biobrennstoffe

Von der Fakultät Energie-, Verfahrens- und Biotechnik  
der Universität Stuttgart  
zur Erlangung der Würde des Doktors  
der Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.) genehmigte Abhandlung

Vorgelegt von  
**Winfried Juschka**  
aus Böblingen

Hauptberichter: Apl. Prof. Dr.-Ing. habil. Günter Baumbach  
Mitberichter: Prof. Dr.-Ing. Konstantinos Stergiaropoulos

Tag der mündlichen Prüfung: 30. September 2019

Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik (IFK)  
der Universität Stuttgart

„Der intuitive Geist ist ein heiliges Geschenk und  
der rationale Geist ein treuer Diener.  
Wir haben eine Gesellschaft erschaffen,  
die den Diener ehrt und das Geschenk vergessen hat.“

*Albert Einstein*

# Inhalt

<b>Kurzfassung</b>	<b>II</b>
<b>Abstract</b>	<b>III</b>
<b>Nomenklatur</b>	<b>IV</b>
<b>1 Einleitung</b>	<b>1</b>
1.1 Motivation.....	1
1.2 Zielsetzung und Vorgehensweise.....	3
<b>2 Kenntnisstand</b>	<b>5</b>
2.1 Grundlagen der Biomasseverbrennung.....	5
2.2 Verbrennungsprozess von fester Biomasse.....	7
2.2.1 Homogene Reaktionspfade.....	11
2.2.2 Heterogener Reaktionspfad.....	11
2.3 Emissionsbildung aus Biomassefeuerungen.....	12
2.3.1 Kohlenmonoxid – CO.....	12
2.3.2 Kohlenwasserstoffe – TVOC.....	13
2.3.3 Partikel – Gesamtstaub.....	14
2.3.4 Partikel – PAK, Ruß.....	15
2.3.5 Stickstoffoxide- NO <sub>x</sub> .....	17
2.3.6 Weitere Emissionen.....	18
2.4 Verbrennungstechnische Qualitätskriterien.....	19
2.5 Prinzipieller Aufbau von Biomassefeuerungen.....	22
2.6 Beispielhafter Aufbau von Biomassefeuerungen.....	24
<b>3 Werkzeuge für die Entwicklung von Biomassefeuerungen</b>	<b>28</b>
3.1 Strömungsvisualisierung mit Aerosolen und Laser.....	28
3.2 Computational Fluid Dynamics - CFD.....	30
3.2.1 Geometrie und Vernetzung.....	32
3.2.2 Strömung und Energietransport.....	32
3.2.3 Reaktionspfade der Holzverbrennung in der CFD-Simulation.....	34
3.2.4 Verbrennungsmodelle der homogenen chemischen Reaktion.....	41
3.2.5 Stoffstrombilanzierung.....	44
3.3 Literaturübersicht über den Einsatz der CFD-Simulation bei Biomassefeuerungen.....	46
3.3.1 Chargenweise betriebene Feuerungen.....	46
3.3.2 Mechanisch beschickte Feuerungen.....	48
3.3.3 Fazit der Literaturübersicht über den Einsatz der CFD-Simulation.....	54

<b>4</b>	<b>Eigene Untersuchungen zur CFD-Simulation von Biomassefeuerungen</b>	<b>55</b>
4.1	CFD bei einer chargenweise betriebenen Feuerung .....	55
4.1.1	Modellaufbau und Vernetzung .....	55
4.1.2	Modellauswahl und Stoffstrombilanzierung .....	58
4.1.3	Ergebnisse der CFD-Simulation.....	61
4.1.4	Messtechnische Überprüfung der CFD-Simulation.....	62
4.2	CFD bei einer mechanisch beschickten Feuerung .....	65
4.2.1	Messtechnische Überprüfung der Feuerungsanlage .....	65
4.2.2	CFD-Simulation der Verbrennungszone.....	68
4.3	Fazit der CFD-Simulation bei Biomassefeuerungen .....	73
<b>5</b>	<b>Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation</b>	<b>74</b>
5.1	Voruntersuchungen zur Parameterstudie .....	76
5.2	Methodenentwicklung zur Kalibrierung der CFD-Ergebnisse.....	79
5.2.1	Parameterstudie zur Gewichtung der Berechnungspfade .....	80
5.2.2	Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse .....	83
5.2.3	Erstellung einer CO- $\lambda$ -Charakteristik mit kalibrierten Ergebnissen.....	86
5.3	Sensitivitätsanalyse.....	88
5.3.1	Anzahl der Iterationsschritte.....	89
5.3.2	Änderung der Temperatur des Synthesegases .....	89
5.3.3	Änderung der Massenverhältnisse im Synthesegas.....	92
5.3.4	Änderung des Reaktionspfades .....	95
5.3.5	Änderung der Faktoren im Arrhenius-Ansatz .....	98
5.3.6	Erstellung einer CO- $\lambda$ -Charakteristik mit geänderten Faktoren im Arrhenius-Ansatz.....	101
5.3.7	Änderung der Feuerungswärmeleistung .....	104
5.3.8	Zusammenfassung der Ergebnisse aus der Sensitivitätsanalyse .....	107
5.4	Messtechnische Überprüfung der Kalibrierungsmethode .....	111
<b>6</b>	<b>Anwendung der modellgestützten Entwicklung einer Biomassefeuerung</b>	<b>115</b>
6.1	Eingangsgrößen.....	115
6.2	Brennkammerdesign .....	117
6.3	Auswahl der Brennkammerdesigns anhand der CO- $\lambda$ -Charakteristik.....	119
6.4	Evaluierung der gewählten Brennkammern.....	120

<b>7 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen</b>	<b>126</b>
<b>Anhang A – Stoffdaten und Messgeräteleiste</b>	<b>128</b>
<b>Anhang B - Berechnungen</b>	<b>133</b>
<b>Anhang C – Berechnungspfade und Modellkonstanten</b>	<b>135</b>
<b>Anhang D – Verlauf der Residien und Ergebnisse über die Anzahl an Iterationen</b>	<b>138</b>
<b>Anhang E – Ergebnisse der Prüfstandsmessung</b>	<b>140</b>
<b>Literatur</b>	<b>145</b>

## Kurzfassung

Feuerungsanlagen für feste Biomassebrennstoffe werden bisher durch die Erfahrung von Konstruktionsingenieuren entwickelt. Etablierte Entwicklungswerkzeuge wie die numerische Strömungssimulation (CFD, engl.: computational fluid dynamics) kommen bei der Konstruktion in den meisten Fällen nicht zum Einsatz. Dabei haben sich die implementierten Modelle in der CFD-Simulation als geeignet herausgestellt. Allerdings war bisher eine detaillierte Parametrisierung, in Verbindung mit Messwerten an Prototypen, die Grundvoraussetzung für die CFD-Simulation. Damit war der bisherige Einsatz der CFD-Simulation nur am Ende des Entwicklungsprozesses wirkungsvoll. Um den Entwicklern die richtigen Antworten bei der Konstruktion der Biomassefeuerung zu geben, muss die Simulation am Anfang des Entwicklungsprozesses eingesetzt werden. Eine in dieser Arbeit entwickelte und angewendete Methode ermöglicht den Einsatz der CFD-Simulation schon am Anfang des Entwicklungsprozesses, d. h. parallel zu der Konzeptionsphase einer Biomassefeuerung. Die Methode ermöglicht eine verlässliche Vorhersage des Emissionsverhaltens und des Betriebsbereichs von Biomassefeuerungen. Somit können bei der Konstruktion neuer Biomassefeuerungen die Vorteile der CFD-Simulation bereits in der Konzeptionsphase und ohne die Anfertigung von Prototypen genutzt werden. Mit der in dieser Arbeit entwickelten Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation konnte die Auswahl der optimalen Konzeptvariante am Beispiel eines chargenweise betriebenen Stückholzkessels erfolgen. Die nachträgliche messtechnische Überprüfung von zwei unterschiedlichen Prototypen eines Stückholzkessels auf dem Prüfstand zeigte eine sehr gute Übereinstimmung der gemessenen Kohlenmonoxidkonzentrationen mit den kalibrierten Ergebnissen aus der CFD-Simulation.

---

## Abstract

To date, solid-biomass combustion appliances for residential heating have been developed by the experience of design engineers. Established development tools such as computational fluid dynamics (CFD) are not used in design in most cases. The models implemented in the CFD simulation have proven to be suitable. However, a detailed parameterization, in connection with measured values on prototypes, was the prerequisite for the CFD simulation so far. Thus, the previous CFD simulations were effective at the end of the development process only. In order to provide the developers with the right answers during the construction of the biomass firing system, the simulation must be performed at the beginning of the development process. A method developed and applied in this thesis enables to use the CFD simulation already at the beginning of the development process, i.e. parallel to the conception phase of a biomass firing system. The method enables to reliably predict the emission behaviour and the operating range of biomass boilers. Thus, when designing new biomass firing systems, the advantages of the CFD simulation can already be used in the conception phase, without the production of prototypes. With the method for the calibration of the simulation results, developed in this thesis, the optimal concept could be selected using the example of a log wood boiler operated batchwise. The subsequent metrological verification of two different log wood boiler prototypes on the test bench showed an excellent match of the measured carbon monoxide concentrations with the calibrated results from the CFD simulation.

## Nomenklatur

### Formelzeichen lateinische Buchstaben

Zeichen	Einheit	Bedeutung
$A$	-	Koeffizient im Eddy Dissipation Model
$B$	-	Koeffizient im Eddy Dissipation Model
$C$	-	Klasse
$c$	$mg \cdot m^{-3}$	Massenkonzentration
$E$	$J$	Energie
$H$	$J \cdot kg^{-1}$	Heizwert (Heating Value)
$k$	-	Präexponentieller Faktor des Arrhenius-Ansatzes
$K$	-	Kalibrierfaktor
$M$	$kg \cdot mol^{-1}$	Molare Masse
$m$	$kg$	Masse
$\dot{m}$	$kg \cdot s^{-1}$	Massenstrom
$P$	$W$	Leistung
$p$	$N \cdot m^{-2}$	Druck
$R$	$J \cdot (mol \cdot K)^{-1}$	universelle Gaskonstante
$\dot{r}$	$kmol \cdot (m^3 \cdot s)^{-1}$	Reaktionsgeschwindigkeit
$T$	$K$	Absolute Temperatur
$V$	$m^3$	Volumen
$x$	$kg \cdot kg^{-1}$	Massenanteil
$y$	$m^3 \cdot m^{-3} = mol \cdot mol^{-1}$	Volumenanteil / Stoffmengenanteil

### Formelzeichen griechische Buchstaben

Zeichen	Einheit	Bedeutung
$\eta$	-	Wirkungsgrad
$\lambda$	-	Luftzahl (Luftüberschusszahl)
$\nu$	-	stöchiometrischer Koeffizient eines Stoffes in der Reaktion
$\xi$	$mol \cdot kWh^{-1}$	spezifischer Stoffmengenanteil (Bezug Heizwert)
$\vartheta$	$^{\circ}C$	Temperatur
$\kappa$	$m^2 \cdot s^{-3}$	massenspezifische turbulente kinetische Energie
$\epsilon$	$m^2 \cdot s^{-3}$	Dissipation der turbulenten kinetischen Energie



## Indizes tiefgestellt

Zeichen	Bedeutung
a	Aktivierung
A	Fläche
Abg	Abgas
ad	adiabat
af	aschefrei
bez	Bezug, bezogen
Br	Brennstoff
BrB	Brennstoffbett
F	Feuerung
Flmr	Flammrohr
G	Gasphase, Gas
GrW	Grenzwert
i	infra, inferior (intern, geringwertig)
j	Zählindex für Gewichtungsfunktion
kal	Kalibrierung, kalibriert
Kat	Katalysator
L	Luft
Mag	Magnussen-Koeffizient im Eddy Dissipation Model
max	maximal, Maximum
mess	gemessen
m	molar
n	Zählindex für Stoffe
N	Nenn
norm	Normiert auf Bezugsgröße
Oxi	Oxidant
p	bei konstantem Druck
pri	primär
priZ	Primärzone
red	reduziert, reduzierend
ref	Referenz
roh	Rohzustand
s	supra, superior (oberer)
st	stöchiometrisch
SyG	Synthesegas
th	thermisch
TL	Teillast
tr	trocken

(wird fortgesetzt)

Zeichen	Bedeutung
VL	Volllast
waf	wasser- und aschefrei
wf	wasserfrei
Z	Zone
zu	zugeführt

### Indizes hochgestellt

Zeichen	Bedeutung
$a$	Gewichtungsfaktor des Brennstoffes im Arrhenius-Ansatz
$b$	Gewichtungsfaktor des Oxidant im Arrhenius-Ansatz
$c$	Gewichtungsfaktor des Katalysators im Arrhenius-Ansatz
$\beta$	Temperaturrexponent im Arrhenius-Ansatz
EDM	mischungskontrollierter kinetischer Term
kin	temperaturkontrollierter kinetischer Term

### Dimensionslose Größen

Zeichen	Bedeutung
w	Gewichtung

### Mathematische Operatoren

Zeichen	Bedeutung
$f(x)$	Funktion von $x$

### Abkürzungen

Abkürzung	Bedeutung
BImSchV	Bundesimmissionsschutzverordnung
CAD	computer-aided design – computerunterstützter Entwurf
CFD	computational fluid dynamics – numerische Strömungssimulation

(wird fortgesetzt)

Abkürzung	Bedeutung
CO	Kohlenmonoxid
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid
CH <sub>4</sub>	Methan
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	Ethin, Acetylen
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Ethan
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	Buten
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Propan
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	Benzol
C <sub>10</sub> H <sub>8</sub>	Naphthalin
C <sub>x</sub> H <sub>y</sub>	Kohlenwasserstoff
DOM	Discrete Ordinates Model
EDC	Eddy Dissipation Concept
EDM	Eddy Dissipation Model
H <sub>2</sub> O	Wasser, gasförmig als Wasserdampf
HCN	Cyanwasserstoff
HLRS	Höchstleistungsrechenzentrum, Stuttgart
HN <sub>3</sub>	Ammoniak
IFK	Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik
NMVOG	volatile organic compounds <u>n</u> on <u>M</u> ethan
NO	Stickstoffmonoxid
NO <sub>2</sub>	Stickstoffdioxid
NO <sub>x</sub>	Stickstoffoxid
O <sub>2</sub>	Sauerstoff
OGC	organisch gebundener Kohlenstoff
PAK	Polizyklische aromatische Kohlenwasserstoffe engl: Polycyclic Aromatic Hydrocarbons (PAH)
PM	Particulate Matter - Gesamtstaub
THC	total hydrocarbon – gesamte Kohlenwasserstoffe
TOC	total organic carbon – Gesamter organischer Kohlenstoff
TVOC	total volatile organic compounds – gesamte flüchtige organische Verbindungen
VOC	volatile organic compounds – flüchtige organische Verbindungen
WSGGM	Weighted-Sum-of-Gray-Gases Model

Begriffsdefinitionen

Begriff	Definition
Parametrisierung	<p>Parameter: „1. a. (Mathematik) in Funktionen und Gleichungen neben den eigentlichen Variablen auftretende, entweder unbestimmt gelassene oder konstant gehaltene Größe“ (Duden).</p> <p>Faktoren in den Gleichungssystemen der Simulation werden mit Hilfe von Messwerten bestimmt und als feste Größe in der Berechnung belassen.</p>
evaluieren	<p>„sach- und fachgerecht beurteilen, bewerten“ (Duden).</p> <p>Die Ergebniswerte der Simulation werden mit den Messwerten verglichen.</p>
validieren	<p>„die Wichtigkeit, die Gültigkeit, den Wert von etwas feststellen, bestimmen“ (Duden)</p> <p>Die Randbedingungen der Simulation werden dahingehend geändert, um eine Übereinstimmung der Simulationsergebnisse mit den Messwerten zu erreichen</p>
kalibrieren	<p>„a. (besonders von Werkstücken) auf ein genaues Maß bringen, ausrichten b. auf eine einheitliche, genormte Größe bringen“ (Duden)</p> <p>Die Modelle in der CFD-Simulation werden nicht verändert, sondern das Ergebnis der Simulation wird korrigiert. Neue Simulationsrechnungen sind nicht erforderlich.</p>
NO <sub>x</sub>	<p>Die Komponenten Stickstoffmonoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO<sub>2</sub>) werden zusammenfassend als Stickstoffoxide (NO<sub>x</sub>) bezeichnet und sind als Masse von NO<sub>2</sub> berechnet. Bei der Verbrennung in Biomassefeuerungen entsteht überwiegend Stickstoffmonoxid (NO) (Keller 1994).</p>
TVOC	<p>In dieser Arbeit werden für die gesamtflüchtigen organischen Verbindungen als total volatile organic compounds – TVOC bezeichnet.</p> <p>Als gesamtflüchtige organische Verbindungen werden alle Kohlenwasserstoffe bezeichnet, die unter festgelegten Bedingungen bei repräsentativer Probenahme des zu untersuchenden Gases gasförmig vorliegen (DIN EN ISO 1600-5 und DIN EN ISO 1600-6). Methan (CH<sub>4</sub>) repräsentiert das kleinste Molekül, welches als flüchtige organische Verbindung (volatile organic compounds - VOC) bezeichnet werden kann. Alle weiteren Verbindungen werden allgemein als C<sub>x</sub>H<sub>y</sub> benannt. Wird das Methan bei den gesamt flüchtigen organischen Verbindungen ausgeklammert, werden diese als NMVOC (non Methan volatile organic compounds) bezeichnet. In der Literatur sind differenzierte Bezeichnungen für TVOC vorhanden. So können diese auch als organisch gebundener Kohlenstoff (OGC), gesamte Kohlenwasserstoffe (THC) oder gesamter organischer Kohlenstoff (TOC) bezeichnet werden.</p>
Teer	<p>Oft wird bei der Verbrennung von Biomasse von der Bildung von Teer gesprochen. Teer kann als eine Ansammlung aus einer Vielzahl von unterschiedlichen kondensierten Kohlenwasserstoffen bezeichnet werden, die eine größere Molasse als Benzol (78,1 g/mol) aufweisen (Kübel 2007).</p>

(wird fortgesetzt)

Begriff	Definition
Partikel	<p>Das Partikel wird als ein „sehr kleines Teilchen von einem Stoff“ bezeichnet (<i>Duden</i>). In <i>Birmilli (2006)</i> wird die Begriffsdefinition eines Partikels als „luftgetragene Teilchen flüssiger oder fester Materie“ erweitert. Liegen diese Partikel in einem Gasraum vor, wird dieses Gemisch als Aerosol bezeichnet und ist als „feinste Verteilung schwebender fester oder flüssiger Stoffe in Gasen, besonders in der Luft (z.B. Rauch, Nebel)“ definiert (<i>Duden</i>).</p>
Gesamtstaub	<p>Die Partikel im Abgasstrom von Biomassefeuerungen werden als Staub bezeichnet und werden im internationalen Standard ISO 9096 und ISO 12141 nachfolgend definiert:</p> <p>“Particles, of any shape, structure or density, dispersed in the gas phase under the sampling conditions”</p> <p>Die Definition für Staub in der europäischen Norm DIN EN 13284-1 entspricht derer in der deutschen Richtlinie VDI 2066 Blatt 1 und lautet:</p> <p>„Partikel jeder Form, Struktur oder Dichte, die bei den lokalen Probenahmebedingungen in der Gasphase dispergiert sind und unter festgelegten Bedingungen bei repräsentativer Probenahme des zu untersuchenden Gases durch die Filtration gesammelt und nach dem Trocknen unter festgelegten Bedingungen bestimmt werden.“</p> <p>Die Definition für Staub ist in der europäischen Norm DIN EN 13284-1 und in der deutschen Richtlinie VDI 2066 Blatt 1 gegenüber den internationalen Standards ISO 9096 und ISO 12141 präziser (<i>Schäfer 2016</i>). Aus den Definitionen lässt sich ableiten, dass das Auftreten der Messgröße (die Gesamtmasse der einzelnen Partikel) abhängig von den Bedingungen der Probenahme ist (<i>Schäfer 2016</i>).</p>
Heizwert	<p>„Brennwert und Heizwert sind Reaktionsenergien (bei Verbrennung unter konstantem Volumen) oder Reaktionsenthalpien (bei Verbrennung unter konstantem Druck), die vom System abgegeben und deshalb mit einem negativen Vorzeichen versehen werden“ (DIN 5499 – Brennwert und Heizwert, Begriffe).</p> <p>In der Vergangenheit wurden die Begriffe obere Heizwert <math>H_o</math> (Brennwert) und untere Heizwert <math>H_u</math> genutzt. In der DIN 5499 vom Januar 1972 (aktuelle Fassung: Juli 2018) wurde die Begriffe dem internationalen Standard angepasst. Für den Brennwert wird das Formelzeichen <math>H_s</math> (supra, superior: engl. für oberer) und für den Heizwert wird das Formelzeichen <math>H_i</math> (infra, inferior: engl. für unterer) genutzt.</p>



# 1 Einleitung

Bei der Verbrennung von Biomasse in kleinen und mittleren Feuerungsanlagen zur Erzeugung von Raumwärme und Warmwasser entstehen unter anderem gasförmige Schadstoffe, die in die Umwelt gelangen (UBA 2015.06). Diese Schadstoffe sind teilweise durch gesetzliche Vorgaben reglementiert (z. B. 1. BImSchV). Trotz der relativ kleinen Wärmeleistungen wird auf Grund des hohen Bestandes (HKI 1990-2014) ein bedeutender Anteil von Holzbrennstoffen in diesen Feuerungen zur Raumheizung verbrannt (FNR 2015.06). Die bei der Verbrennung von Biomasse gebildeten Luftschadstoffe wurden in den letzten Jahren durch den fortschreitenden Entwicklungsprozess der Feuerungstechnik immer weiter reduziert. Trotzdem übersteigt aus kleinen Holzfeuerungen mittlerweile der Ausstoß des Luftschadstoffes „Feinstaub“, den aus Motoren von Lkws und Pkws (UBA 2015.02). Eine weitere Minimierung der Emissionen aus kleinen und mittleren Biomassefeuerungen ist daher anzustreben.

## 1.1 Motivation

Der Leitgedanke dieser Arbeit *„... ist es, Menschen, Tiere und Pflanzen, den Boden, das Wasser, die Atmosphäre sowie Kultur- und sonstige Sachgüter vor schädlichen Umwelteinwirkungen zu schützen und dem Entstehen schädlicher Umwelteinwirkungen vorzubeugen“* (§1 BImSchG).

Die Minimierung der Schadstoffe bei der Verbrennung von Biomasse soll in erster Linie durch die Optimierung der Verbrennungstechnik erfolgen, d. h. es soll schon bei der Verbrennung der Biomasse die Entstehung von Luftschadstoffen weitgehend unterbunden werden. Allerdings laufen bei der Biomasseverbrennung komplexe chemische Reaktionen ab, die derzeit im Detail immer noch weitestgehend unbekannt sind. Daher kann das Emissionsverhalten bei der Entwicklung von Biomassefeuerungen auch bei einem noch so hohen Erfahrungswert oftmals nicht zuverlässig abgeschätzt werden. Erst mit der Fertigung eines Prototyps kann auf dem Prüfstand das Emissionsverhalten des Verbrennungskonzepts bestimmt werden. Entspricht das Emissionsverhalten des Prototyps nicht den Anforderungen, findet häufig ein aufwendiger Optimierungszyklus auf dem Prüfstand statt. Die Möglichkeiten zur Verbesserung des Emissionsverhaltens sind in dieser weit fortgeschrittenen Entwicklungsphase allerdings eingeschränkt. Bei grundlegenden Änderungen am Verbrennungskonzept muss teilweise wieder am Anfang des Entwicklungsprozesses begonnen werden.

Für ein besseres Verständnis der Funktionsweise einer Feuerung wird teilweise die numerische Strömungssimulation (CFD, engl.: computational fluid dynamics) begleitend zur Optimierung auf dem Prüfstand eingesetzt. Mit der CFD-Simulation kann unter anderem die Strömung in der Feuerung berechnet und dreidimensional dargestellt werden. Dadurch ist eine indirekte Bewertung durch die Visualisierung der Strömung, der Temperatur und die Verteilung der Gaskonzentrationen möglich. Die Verbrennung wird in der CFD-Simulation durch empirische Modelle beschrieben. Diese Modelle kommen nicht ohne Reaktionsparameter aus und müssen von Feuerung zu Feuerung angepasst werden, da diese nicht allgemeingültig sind. Eine detaillierte Parametrisierung (siehe Begriffsdefinitionen S. VIII), in Verbindung mit Messwerten, ist bisher die Grundvoraussetzung für die CFD-Simulation. Damit ist der bisherige Einsatz der CFD-Simulation nur am Ende des

Entwicklungsprozesses wirkungsvoll. Um den Entwicklern die richtigen Antworten bei der Konstruktion der Biomassefeuerung geben zu können, muss allerdings die CFD-Simulation am Anfang des Entwicklungsprozesses eingesetzt werden.

Die Motivation dieser Arbeit ist es die CFD-Simulation am Anfang des Entwicklungsprozesses zu etablieren. Dabei soll mit der CFD-Simulation das Emissionsverhalten in der Konzeptionsphase zuverlässig berechnet werden, ohne die vorherige messtechnische Parametrisierung mit einem Prototyp. Dadurch können einzelne Verbrennungskonzepte direkt bewertet werden. Der Optimierungszyklus erfolgt dann in der Konzeptionsphase, bei der die größtmögliche Gestaltungsfreiheit des Verbrennungskonzeptes gegeben ist. Abbildung 1 zeigt schematisch den modellgestützten Entwicklungsprozess einer Biomassefeuerung durch die direkte Bewertung des Emissionsverhaltens in der Konzeptionsphase mit Hilfe der CFD-Simulation.

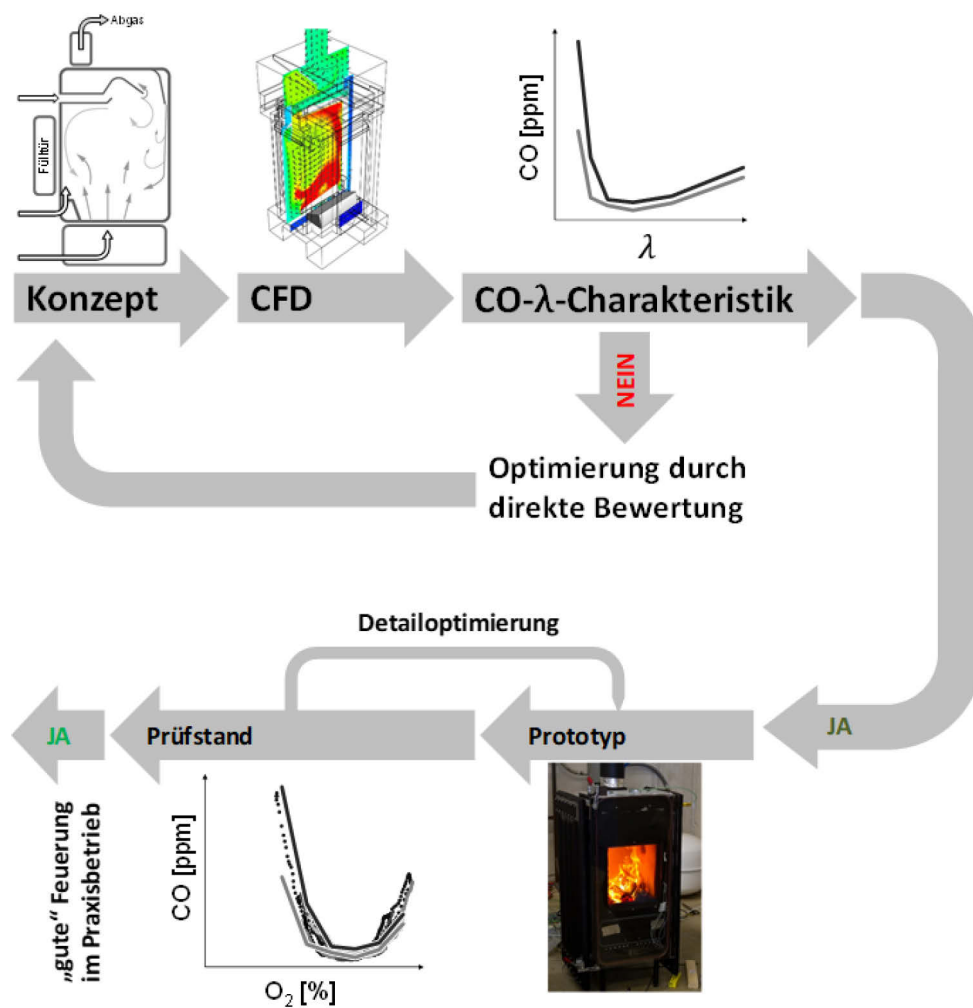


Abbildung 1: Ablauf der Entwicklung von Biomassefeuerungen mit Hilfe der CFD-Simulation in der Konzeptionsphase.



## 1.2 Zielsetzung und Vorgehensweise

Zielsetzung dieser Arbeit ist die Entwicklung einer Methode, um den Einsatz der numerischen Strömungssimulation schon am Anfang des Entwicklungsprozesses zu etablieren, d.h. parallel zu der Konzeptionsphase einer Biomassefeuerung. Die numerische Simulation soll in Kombination mit einer neuartigen Methode als ingenieurtechnisches Werkzeug zur Entwicklung und zur Optimierung von Biomassefeuerungen zum Einsatz kommen. Dabei ist das Ziel, eine Vorhersage des Emissionsverhaltens von unterschiedlichen Verbrennungskonzepten aus den Ergebnissen der CFD-Simulation zu erstellen. Dieses Ziel soll mit einem vorhanden kommerziellen Simulationsprogramm und den darin integrierten Modellen erreicht werden. Neue Berechnungsmodelle für die CFD-Simulation werden nicht entwickelt.

Die Herangehensweise ist in Abbildung 2 illustriert. Ausgehend von den Grundlagen der Verbrennungsvorgänge, der Emissionsbildung im Allgemeinen und bei der Biomasse im Besonderen, sollen Qualitätskriterien einer hochwertigen Biomassefeuerung erörtert werden. Nachfolgend wird der Stand der Technik von Biomassefeuerungen aufgezeigt. Bei der Entwicklung von Biomassefeuerung können unterschiedliche Werkzeuge eingesetzt werden. Für die Darstellung von Strömungen kommt grundsätzlich in vielen Entwicklungsbereichen ein Linien-Laser mit Nebel zum Einsatz, wird aber zunehmend durch die CFD-Simulation abgelöst. Die Grundlagen und die Anwendung der CFD-Simulation als Werkzeug bei der Entwicklung und Optimierung von Biomassefeuerungen soll durch eine Literaturrecherche und durch eigene Untersuchungen erörtert werden.

Die zu entwickelnde Methode zur Kalibrierung von Ergebnissen aus der CFD-Simulation, soll durch eine Parameterstudie beschränkt werden. Bei der Simulation von Verbrennungsvorgängen in Biomassefeuerungen werden mathematische Modelle gewählt, welche durch entsprechende Faktoren parametrisiert werden. Des Weiteren müssen Randbedingungen definiert werden, wie beispielsweise der Luftüberschuss, bei der die Biomassefeuerungen betrieben werden. Die Empfindlichkeit einzelner Parameter in der CFD-Simulation soll durch eine Sensitivitätsanalyse untersucht werden. Die Kalibrierung der Simulationsergebnisse soll in einem nachgeschalteten Prozess durchführbar sein. Die zu entwickelnde Methode soll auf ihre Allgemeingültigkeit und Anwendbarkeit als ingenieurtechnisches Werkzeug zur Konstruktion von Biomassefeuerungen überprüft werden. Dabei liegt der Fokus nicht auf der Entwicklung von Brennkammern, sondern auf der Anwendung der Methode zur modellgestützten Entwicklung von Feuerungen für feste biogene Brennstoffe mit Hilfe von kalibrierten Ergebnissen aus der CFD-Simulation. Exemplarisch soll für die Entwicklung einer Biomassefeuerung die Methode zur Kalibrierung von Ergebnissen der CFD-Simulation eingesetzt werden, um im Voraus die Effektivität von unterschiedlichen Brennkammerdesigns zu beurteilen. Das Brennkammerdesign wird auf dem Prüfstand mit Hilfe eines Prototyps evaluiert<sup>1</sup>.

---

<sup>1</sup> evaluieren: siehe Begriffsdefinitionen S. VIII.

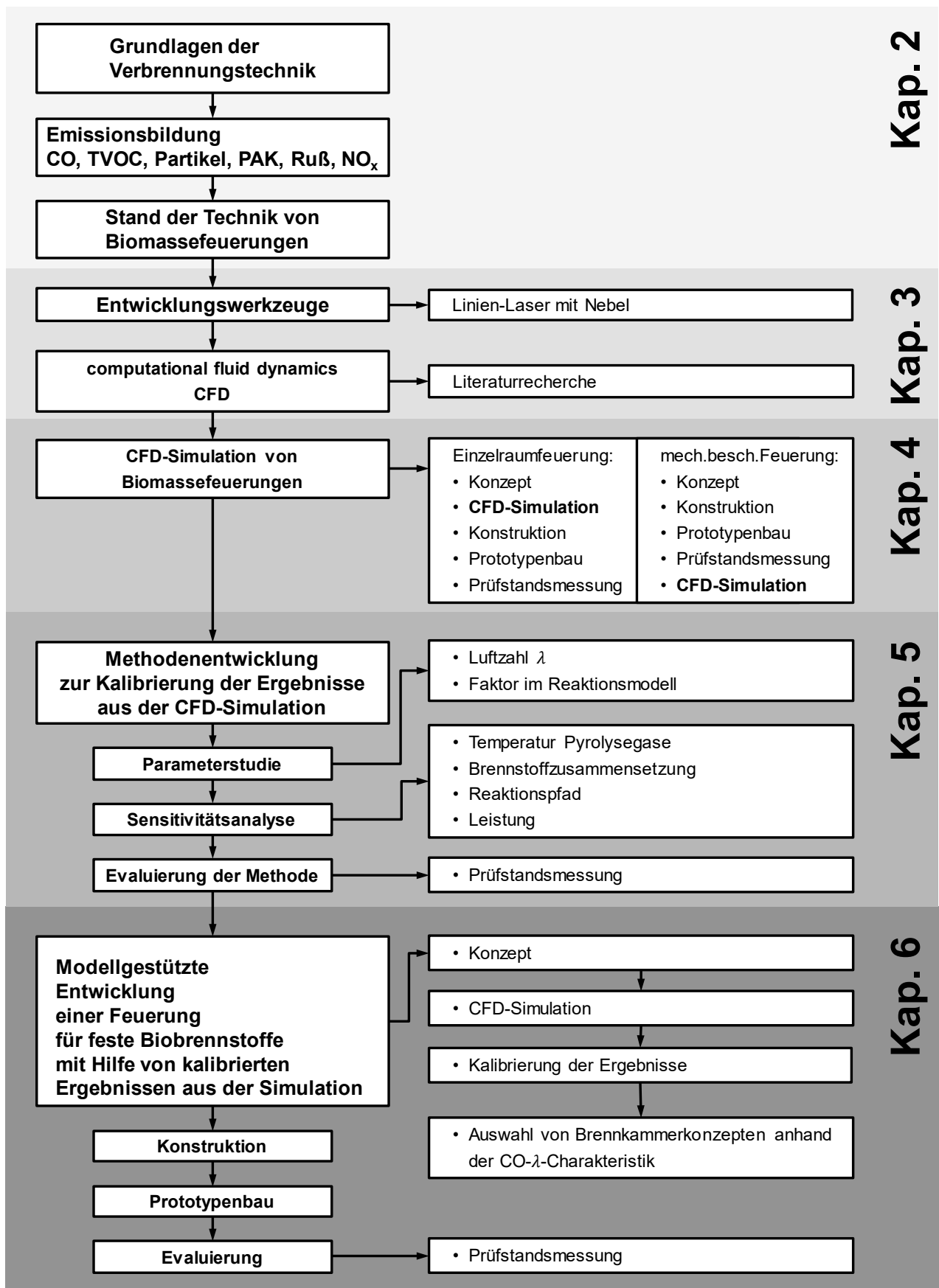


Abbildung 2: Schematische Darstellung der Vorgehensweise zur Umsetzung der definierten Ziele.

## 2 Kenntnisstand

### 2.1 Grundlagen der Biomasseverbrennung

Für die Bereitstellung von Raum- und Prozesswärme werden unter anderem feste, biogene Brennstoffe eingesetzt, wie z. B. Stückholz oder auch Holzpellets. Dabei wird dieser Brennstoff in einem geschlossenen Brennraum mit Hilfe von Umgebungsluft verbrannt. Die dabei erzeugte Energie wird über die Wandung aus dem Brennraum und über nachgeschaltete Wärmeübertrager abgeführt (Abbildung 3). Das Abgas wird über ein Abgassystem in die Umgebung geleitet. Die Zuführung des Brennstoffes kann auf unterschiedliche Weise erfolgen. Die einfachste Zuführung ist die manuelle Beschickung, bei der der Brennstoff in den Brennraum über eine verschließbare Öffnung gelegt wird. Nach einer gewissen Zeit wird weiterer Brennstoff in den Brennraum gebracht, um einen kontinuierlichen Verbrennungsprozess zu gewährleisten. Die Zündung des Brennstoffes erfolgt bei der ersten Beschickung ebenfalls manuell, bei einer weiteren durch den verbliebenen Brennstoff im Brennraum, welcher die Zündenergie bereitstellt. Diese Art des Verbrennungsprozesses wird als *chargenweise betriebene* Feuerung bezeichnet. Wird der Brennstoff mit Hilfe einer mechanischen Fördereinrichtung mehr oder weniger kontinuierlich in den Brennraum gefördert, wird diese als *mechanisch beschickte* Feuerung bezeichnet. Die Zündung des Brennstoffes für den Start erfolgt dabei üblicherweise über eine elektrische Zündeinrichtung. Für den kontinuierlichen Verbrennungsprozess stellt der Brennstoff im Brennraum die nötige Zündenergie bereit. Der für den Verbrennungsprozess nötige Sauerstoff wird mit der Umgebungsluft durch Öffnungen im Brennraum eingebracht. Das Abgas gelangt ebenfalls durch eine Öffnung im Brennraum über ein Abgassystem in die Umwelt.

Der für diese Arbeit relevante und betrachtete Brennstoff ist Holz. Dieser wird für die thermische Umsetzung unter anderem als Stückholz oder als Holzpellets eingesetzt. Die chemischen und physikalischen Eigenschaften des in dieser Arbeit betrachteten Brennstoffes gibt Tabelle A26 im Anhang auf Seite 128 wieder. Die brennbaren Hauptbestandteile des Holzes sind Kohlenstoff und Wasserstoff. In geringen Mengen sind im Holz auch andere Elemente wie Schwefel, Chlor, Stickstoff und nicht brennbare Bestandteile in Form der Asche zu finden. Diese haben für die thermische Umsetzung eine geringe Bedeutung und sollen nicht betrachtet werden. Bei der theoretischen Betrachtung der Verbrennung von

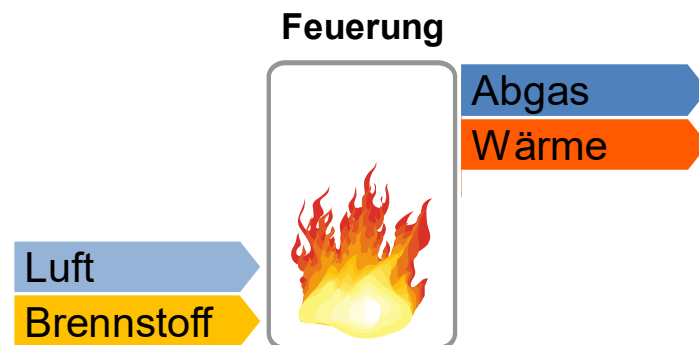
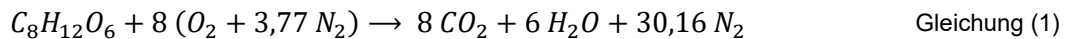


Abbildung 3: Bilanzierungsraum einer Biomassefeuerungsanlage.

absolut trockener Biomasse werden in einer exothermen Reaktion der chemisch gebundene Kohlenstoff in Kohlenstoffdioxid und der Wasserstoff in Wasser mit Hilfe des Sauerstoffes aus der Verbrennungsluft überführt. Die übrigen Elemente in der Biomasse, einschließlich des brennbaren Schwefels, sind unerwünschte Begleitstoffe und sind auf Grund der geringen Anteile für die thermische Reaktion vernachlässigbar klein. Die Asche wird als inert angesehen und nimmt nicht an der Reaktion teil. Unter diesen Annahmen wird eine vollständig ablaufende Brutto-Reaktionsgleichung nach Gleichung (1) aufgestellt, bei der nur der Anfangs- und Endzustand betrachtet wird.

Für einen wasser- und aschefreien stückigen Holzbrennstoff nach Tabelle A27, Seite 128:



Brennstoff waf, Bezug: mol/kWh

Diese idealisierte Reaktion gibt Aufschluss über die Stoffmenge der oxidierbaren Bestandteile, die im Verbrennungsprozess von der Biomasse bereitgestellt wird und den dafür benötigten Sauerstoff in Form von Umgebungsluft. Dieses Verhältnis wird mit der Luftzahl nach Gleichung (2) beschrieben, ausgedrückt mit  $\lambda$  (Lambda):

$$\lambda = \frac{\dot{m}_{L,zu}}{\dot{m}_{L,st}} \quad \text{Gleichung (2)}$$

$\lambda$	: Luftzahl	—
$\dot{m}_{L,zu}$	: zugeführter Massenstrom der Verbrennungsluft	$kg \cdot s^{-1}$
$\dot{m}_{L,st}$	: minimal benötigter Massenstrom der Verbrennungsluft bei einem stöchiometrischen Gleichgewicht	$kg \cdot s^{-1}$

Bei einem stöchiometrischen Gleichgewicht wird genau die Menge an Sauerstoff zugeführt, die der Verbrennungsprozess für eine vollständige Oxidation benötigt und die Luftzahl ist genau Eins. Ist die Luftzahl größer als Eins, sind im Abgas „überschüssige“ Sauerstoffmoleküle zu finden. Werden hingegen weniger Sauerstoffmoleküle dem System zugeführt, wird die Luftzahl kleiner Eins. Dadurch stehen nicht genügend Sauerstoffmoleküle für eine vollständige Oxidation des Kohlen- und Wasserstoffes zur Verfügung und es befinden sich unverbrannte Brennstoffbestandteile im Abgas.

Damit genügend Sauerstoff für die vollständige Oxidation des Brennstoffes zur Verfügung steht, werden Biomassefeuerungen immer mit einem Luftüberschuss betrieben. In Abbildung 4 ist der Verlauf des Anteils an Sauerstoff im Abgas über der Abbrandzeit bei einer *chargenweise betriebenen* Biomassefeuerung qualitativ dargestellt. Dabei wird der Feuerung ein konstanter Massenstrom der Verbrennungsluft zugeführt. Solange der Brennstoff zündet und die Verbrennungsintensität langsam zunimmt, ist ein hoher Massenstrom von Sauerstoff im Abgas vorhanden. Demzufolge wird wenig Kohlenstoff in Kohlendioxid und Wasserstoff in

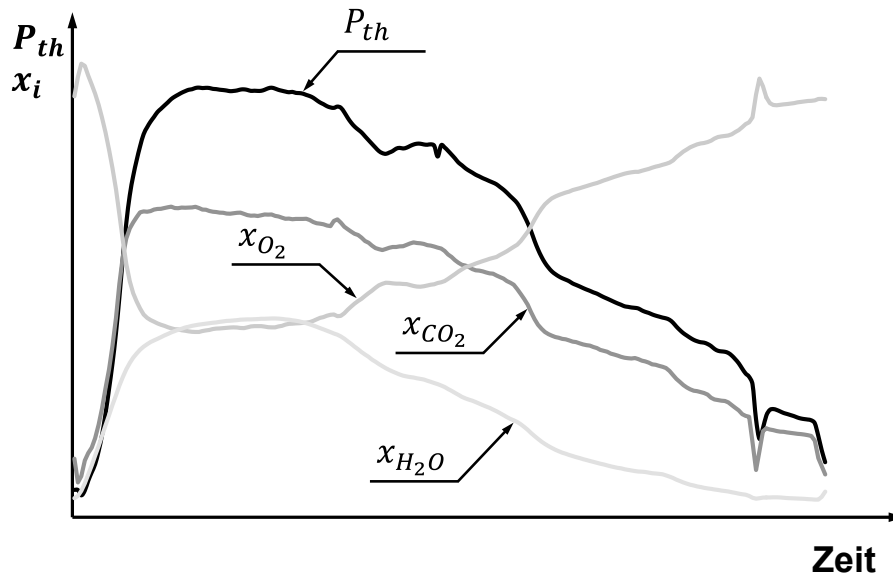


Abbildung 4: Zeitlicher Verlauf der Feuerungswärmeleistung ( $P_{th}$ ), des Massenanteils von Kohlendioxid, Sauerstoff und Wasser ( $x_i$ ) im Abgas bei einer *chargenweise betriebenen* Feuerung (eigene Darstellung mit den Daten aus *Heller et al. 1995*).

dampfförmiges Wasser umgesetzt und der Anteil von Kohlendioxid bzw. dampfförmigen Wasser im Abgas ist gering. Durch die geringe Umsetzung des Kohlenstoffes und des Wasserstoffes ist demzufolge auch die Energiefreisetzung gering. Damit folgt die Feuerungswärmeleistung bei (Biomasse-) Feuerungen dem Anteil des Kohlendioxids und des dampfförmigen Wassers im Abgas. Bleibt die Energiefreisetzung für eine bestimmte Zeit konstant, so sind auch konstante Anteile von Kohlendioxid, dampfförmigem Wasser und Sauerstoff im Abgas festzustellen. Dieser Zustand wird als stationäre Verbrennung bezeichnet. Sinkt die Energiefreisetzung, steigt der Anteil des Sauerstoffes und die Anteile der Verbrennungsprodukte Kohlendioxid und dampfförmiges Wasser nehmen analog dazu ab.

## 2.2 Verbrennungsprozess von fester Biomasse

Da Biomasse kein homogener, sondern ein heterogener Brennstoff ist, muss eine differenzierte Betrachtungsweise der Verbrennungsvorgänge herangezogen werden. Die Biomasse wird aus einem organischen Organismus gewonnen, welcher aus unterschiedlichen biologischen Zellen besteht, die z.B. die mechanische Festigkeit, den Wassertransport, die Photosynthese und viele weitere Aufgaben übernehmen. Die Verbrennung von Biomasse stellt ein komplexes Zusammenspiel dar, welches aus verschiedenen Reaktionen und Vorgängen des Wärme- und Stofftransportes besteht und sich derzeit immer noch nicht vollständig beschreiben lässt. Eine idealisierte, schematische Darstellung der Verbrennungsvorgänge bei der thermochemischen Umwandlung von Biomasse zeigt Sektor A in Abbildung 5. Eine detaillierte Beschreibung der Vorgänge bei der thermischen Zersetzung von Holz wird auch in *Struschka (1993)* zusammenfassend beschrieben.

Das Abbrandverhalten von fester Biomasse wird in vier Verbrennungsstufen eingeteilt (Hellwig 1988):

- (1) Erwärmung und Trocknung
- (2) pyrolytische Zersetzung in gasförmige Produkte und festem Rückstand
- (3) homogene Reaktion<sup>2</sup> der flüchtigen Zersetzungsprodukte
- (4) heterogene Reaktion<sup>3</sup> des festen Rückstandes

Die Verbrennung von Biomasse beginnt mit der Erwärmungsphase und der anschließenden Trocknungsphase (1). Dabei wandert das in der Zellstruktur eingeschlossene und gebundene Wasser durch unterschiedliche Transportvorgänge durch Poren, Kapillare und Spalten an die Oberfläche und verdampft in den Gasraum. Erfährt der Brennstoff eine weitere Erwärmung über 100 °C, beginnt bei ca. 250 °C die thermische Zersetzung der Zellstruktur (Topf 1971.07). Dieser Zersetzungsprozess benötigt keinen Sauerstoff und wird als Pyrolyse (2) bezeichnet. Bei der pyrolytischen Zersetzung der Biomasse kommt es zu einer Aufspaltung der langkettigen Moleküle in flüchtige Gase. Die Vorgänge der Pyrolyse werden in Rüdiger (1997) unter anderem für Biomasse ausführlich behandelt. Diese Zersetzungsreaktion läuft überwiegend endotherm ab. Beim Transport der Pyrolysegase aus dem Inneren der Biomasse an die Randzone erfahren die Pyrolyseprodukte eine weitere Aufspaltung von hochmolekularen zu niedermolekularen Verbindungen. Die überwiegend mit Flammbildung gekennzeichnete Oxidation der Pyrolysegase (3) findet in einer exothermen Reaktion statt. Diese Oxidation der Verbrennungsgase läuft im Idealfall vollständig zu Kohlendioxid und Wasser ab. Der Prozess der vier beschriebenen Verbrennungsstufen schreitet mit zunehmender Erwärmung durch Wärmeleitung und Ausgleichsvorgänge in der Biomasse von außen nach innen fort. Während der Brennstoff innen noch trocknet, beginnt bereits in den äußeren Schichten die pyrolytische Zersetzung und die heterogene Oberflächenreaktion des festen Kohlerückstandes.

Bei einer selbständig ablaufenden thermochemischen Umwandlung der Biomasse muss der Prozess die nötige Energie selbständig aufbringen. Dabei findet eine Interaktion zwischen den vier Verbrennungsstufen (1): Erwärmung und Trocknung, (2): pyrolytische Zersetzung, (3): homogene Oxidation der Pyrolysegase und (4): heterogene Reaktion des festen Kohlerückstandes statt. In Sektor B der Abbildung 5 ist diese Interaktion der Energieströme schematisch dargestellt. Eine Untergliederung zwischen der Wärmebilanzierung für die pyrolytische Zersetzung der Biomasse und der Oxidation der Pyrolysegase ist sinnvoll, da diese in unabhängigen Zonen erfolgen kann.

---

<sup>2</sup> homogene Reaktion: „Reaktion in einer gasförmigen oder flüssigen Phase“ (Kögel et al. 1981).

<sup>3</sup> heterogene Reaktion: „Reaktion an einer Phasengrenzfläche“ (Kögel et al. 1981).

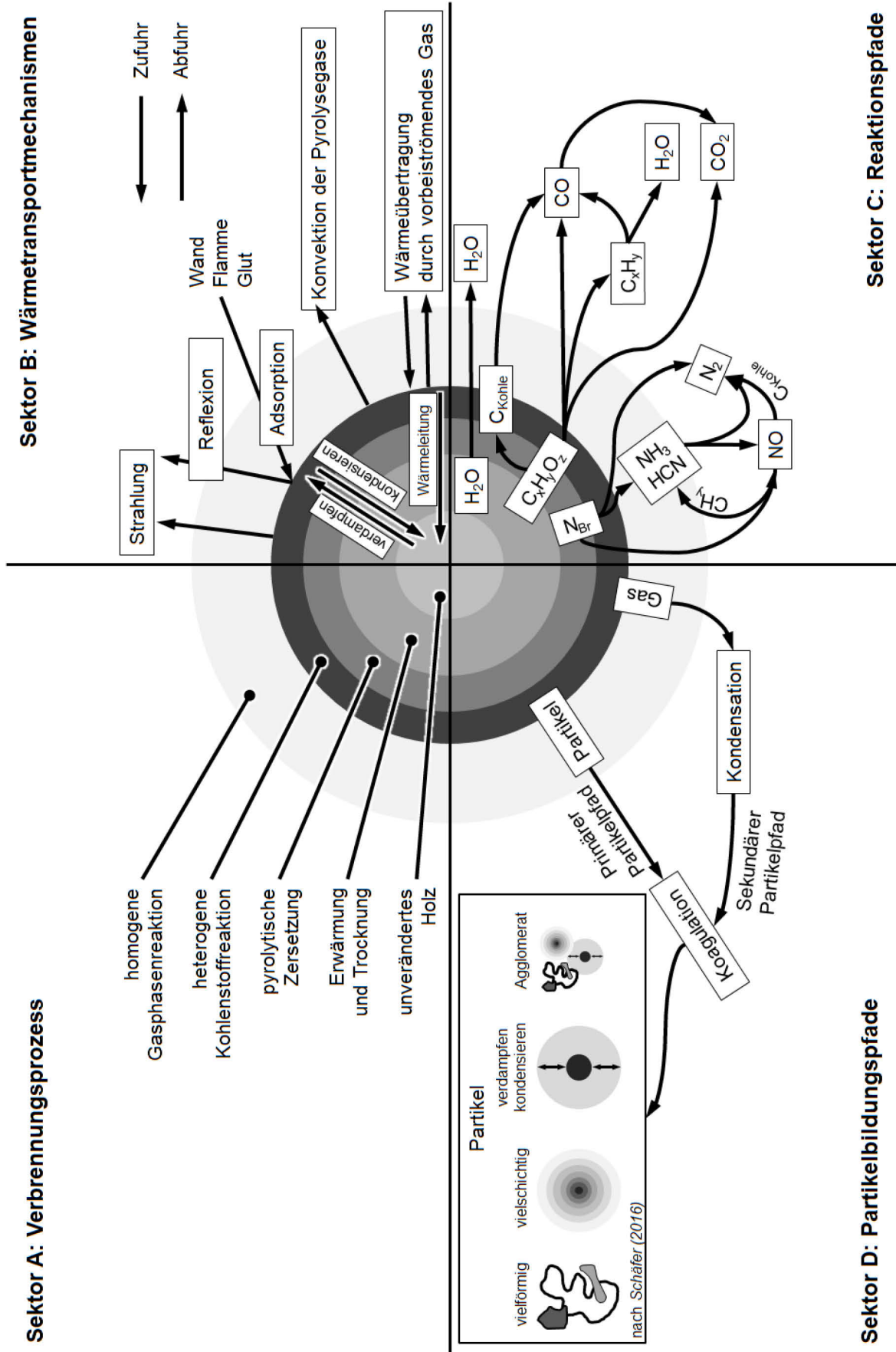


Abbildung 5: Schematische Darstellung der Verbrennungsstufen bei der Verbrennung von Biomasse.

Die überwiegend als typische dunkel- bis hellgelb Flambildung gekennzeichnete Oxidation der Pyrolysegase (3) findet in einer exothermen Reaktion statt. Der Energietransport in der Brennkammer erfolgt durch Konvektion, Wärmeleitung im Gas und Strahlung. Die Strahlung wird durch die Brennkammerwände absorbiert und reflektiert. Eine Temperaturerhöhung der Gase in der Brennkammer erfolgt überwiegend durch die Absorption der Infrarotstrahlung der Flamme durch die Gasmoleküle Kohlendioxid und dampfförmiges Wasser. Unter der Annahme, dass bei einer vollständigen Umsetzung des Brennstoffes alle Energie für die Erwärmung des Abgases genutzt wird, d.h. ohne die Wärmeabgabe an die Feuerraumwände, wird eine theoretische, maximale Temperaturerhöhung des Gases erreicht. Die maximale Temperaturerhöhung des Gases kann in erster Näherung aus der mittleren spezifischen Wärmekapazität des Gasgemisches und des Heizwertes berechnet werden und wird als adiabate Verbrennungstemperatur  $\vartheta_{ad}$  bezeichnet (Joos 2006). Abbildung 6 zeigt die adiabate Verbrennungstemperatur  $\vartheta_{ad}$  in Abhängigkeit der Luftzahl  $\lambda$ . Mit zunehmender Luftzahl sinkt die adiabate Verbrennungstemperatur, da mehr Verbrennungsluft dem System zugeführt wird als für die vollständige Umsetzung des Brennstoffes benötigt wird. Dieser zusätzliche Massenstrom wird unnötigerweise erwärmt und damit sinkt die Temperatur des Gases mit zunehmender Luftzahl. Unter der Annahme einer vollständigen Umsetzung des Brennstoffes liegt die maximal zu erreichende Verbrennungstemperatur bei  $\lambda = 1$ .

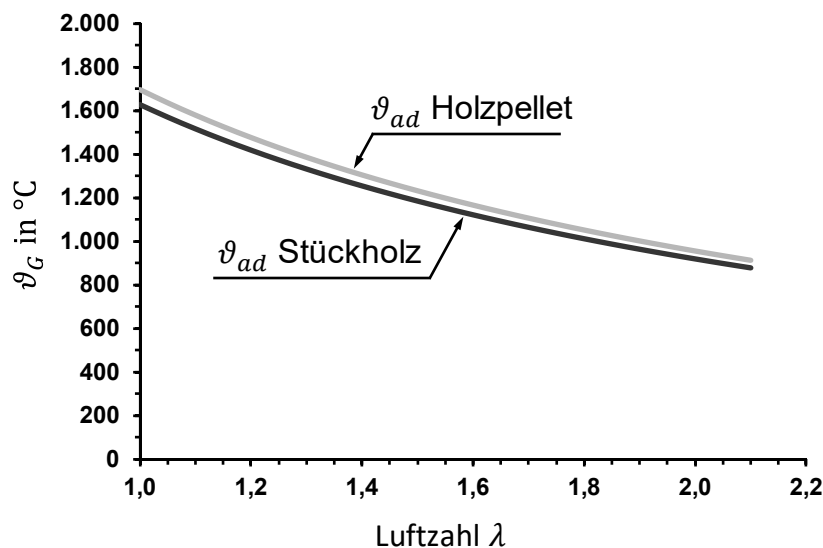


Abbildung 6: Beispielhafter Verlauf der adiabaten Verbrennungstemperatur ( $\vartheta_{ad}$ ) in Abhängigkeit der Luftzahl ( $\lambda$ ) für den Brennstoff Stückholz und Holzpellet, Zusammensetzung aus Tabelle A26 im Anhang auf Seite 128.



Die Erwärmung des Brennstoffes erfolgt aufgrund der Rückstrahlung der Flamme, des Glutbettes, den Feuerraumwänden und durch vorbeiströmende heiße Gase. Die Höhe der Temperatur für die thermische Umwandlung im Bilanzierungsraum wird durch die Differenz aus Wärmefreisetzung und Wärmezufuhr, sowie der Wärmeabgabe bestimmt.

Die für die Aufwärmung und Trocknung benötigte Energie wird durch Wärmeleitung von der Oberfläche in das Innere der Biomasse transportiert. Zusätzlich können Wärmetransportvorgänge aus der heißeren Pyrolysezone in die kältere Zone durch Kondensation erfolgen. Gleichzeitig findet eine Wärmeabgabe durch Stofftransportvorgänge von Wasserdampf und von den Gasen aus der Pyrolyse statt. Dieser Transportvorgang ist vom Inneren der Biomasse hin zur Oberfläche gerichtet und somit entgegengesetzt der zuvor beschriebenen Wärmeströme.

### 2.2.1 Homogene Reaktionspfade

Die aus der Oberfläche der Biomasse austretenden Pyrolysegase bestehen hauptsächlich aus Kohlenmonoxid und Kohlenwasserstoffverbindungen, in der überwiegenden Form von  $C_xH_y$  (Klingel 2008). Diese reagieren dann in einer mit Flammenbildung gekennzeichneten Oxidation mit Sauerstoff. In Sektor C in der Abbildung 5, Seite 9 sind die Reaktionsschritte schematisch dargestellt. Die Reaktionsvorgänge der Pyrolysegase sind äußerst komplex und die Zwischenreaktion teilweise immer noch nicht bekannt. Bei der Reaktion von Wasserstoff mit Sauerstoff zu Wasser sind ca. 20 Zwischenreaktionen bekannt. Bei Methan sind es hunderte von Reaktionen, bei Öl und Gas sind es mehrere Tausend (Epple et al. 2012).

Bei der Betrachtung des Anfangs- und Endzustandes bei einer vollständig ablaufenden Brutto-Reaktionsgleichung der Pyrolysegase kann eine Reaktionsgleichung für die Kohlenwasserstoffverbindungen nach Gleichung (3) aufgestellt werden. Das Kohlenmonoxid reagiert mit Sauerstoff zu Kohlendioxid nach Gleichung (4).



### 2.2.2 Heterogener Reaktionspfad

Bei der pyrolytischen Zersetzung erfährt die Biomasse einen Gewichtsverlust von ca. 83 % (vgl. Tabelle A26, Seite 128 mittlere Werte für wasser- und aschefreies Holz, bezeichnet als flüchtige Stoffe). Der als Endprodukt der pyrolytischen Zersetzung gebildete feste Kohlenstoff wird in einer heterogenen Oberflächenreaktion überwiegend nach Gleichung (5) über das Zwischenprodukt Kohlenmonoxid zu Kohlendioxid nach Gleichung (4) oxidiert:



## 2.3 Emissionsbildung aus Biomassefeuerungen

Erfolgt die Oxidation der Pyrolysegase nicht vollständig zu Kohlendioxid und Wasser, entstehen Produkte der unvollständigen Verbrennung. Die Gründe für die Bildung von Produkten der unvollständigen Verbrennung ist zum einen die Abwesenheit von Sauerstoff oder eine zu geringe Reaktionstemperatur. Ein globaler Luftmangel kann auf Grund von zu geringer Verbrennungsluftmenge zu Stande kommen, d.h. die Luftzahl ist somit kleiner Eins. Weiter kann ein lokaler Luftmangel auf Grund einer ungenügenden Vermischung der Reaktionspartner entstehen, dass zur Ausbildung von Strähnen führt. Ein Ausgleich der Reaktionspartner erfolgt dann durch Diffusion. Je ausgeprägter die Strähnen sind, desto länger dauern die Diffusionsvorgänge für eine vollständige Vermischung. Dadurch besteht die Gefahr, dass die Reaktionspartner in einen kälteren Bereich der Feuerung gelangen und somit die Reaktion sich stark verzögert. Ist Sauerstoff im Überschuss vorhanden, kann eine zu geringe Reaktionstemperatur zu einer Verzögerung der Reaktionen führen. Eine Herabsetzung der Temperatur erfolgt z.B. durch eine kalte Feuerraumwand oder durch die Einbringung von kühler Verbrennungsluft.

### 2.3.1 Kohlenmonoxid – CO

Als letzte Oxidationsstufe der Pyrolysegase zu Kohlendioxid stellt das Kohlenmonoxid als gasförmige Emission aus der unvollständigen Verbrennung dar. Abbildung 7 zeigt die typische CO- $\lambda$ -Charakteristik bei Biomassefeuerungen. Je nach Typ der Feuerungstechnik wird ein Minimum an Kohlenmonoxid bei einem anderen Luftüberschuss von größer Eins erreicht. Diese Wanne der minimalen Kohlenmonoxidkonzentration kann je nach Typ der verwendeten Feuerungstechnik über einen weiten  $\lambda$ -Bereich verlaufen oder auch stark gestaucht ausfallen (Bischoff 2017). Wird der Verbrennungsprozess links der minimalen Kohlenmonoxidkonzentration geführt, ist ein steiler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration zu verzeichnen.

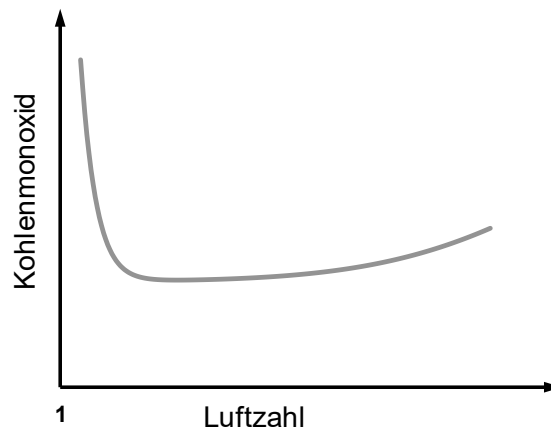


Abbildung 7: Beispielhafte CO- $\lambda$ -Charakteristik einer Biomassefeuerung.

Dies kann auf lokalen Luftmangel und zu geringer Aufenthaltszeit in Bereichen mit hohen Temperaturen zurückgeführt werden. Wird der Verbrennungsprozess rechts der minimalen Kohlenmonoxidkonzentration geführt, ist ein moderater Anstieg von Kohlenmonoxid zu verzeichnen. Dies ist bedingt durch den hohen Luftüberschuss im Oxidationsraum, da dadurch zum einen die Temperatur auf Grund der Einbringung von kühler Verbrennungsluft niedriger ausfällt. Diese Verbrennungsluft muss zusätzlich erwärmt werden, obwohl diese nicht an der Verbrennung teilnimmt. Des Weiteren ist durch den erhöhten Massenstrom die Aufenthaltszeit der Reaktionspartner in Bereichen mit hohen Temperaturen geringer und kann zu einer unvollständigen Verbrennung führen.

### 2.3.2 Kohlenwasserstoffe – TVOC

Die im Abgas gasförmigen Kohlenwasserstoffverbindungen zählen zu den gesamtflüchtigen organischen Verbindungen (total volatile organic compounds - TVOC) (siehe Begriffsdefinition). Bei einer stationären Verbrennung in Biomassefeuerungen gilt im Grundsatz üblicherweise der Zusammenhang wie in Abbildung 8 illustriert. Bei geringen Kohlenmonoxidkonzentrationen sind auch sehr geringe gesamt flüchtige organische Verbindungen zu finden. Erst bei einem deutlichen Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration ist auch mit einem Anstieg der TVOC-Konzentrationen zu rechnen. Mit diesem Zusammenhang kann Kohlenmonoxid als Indikator für den Grad der Vollständigkeit einer Verbrennung genutzt werden. Bei *chargenweise betriebenen* Feuerungen gilt bei Abbrandende der qualitative Zusammenhang wie in Abbildung 8 illustriert nur eingeschränkt. Ist bei Abbrandende der Brennstoff noch nicht vollständig zersetzt, ist bei einem Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration auch ein moderater Anstieg der TVOC-Konzentration festzustellen. Besteht allerdings der Brennstoff bei Abbrandende überwiegend aus Kohlenstoff, steigen die Konzentrationen von Kohlenmonoxid steil an, jedoch ohne das ein Anstieg der TVOC-Konzentrationen festzustellen ist (Juschka et al. 2012).

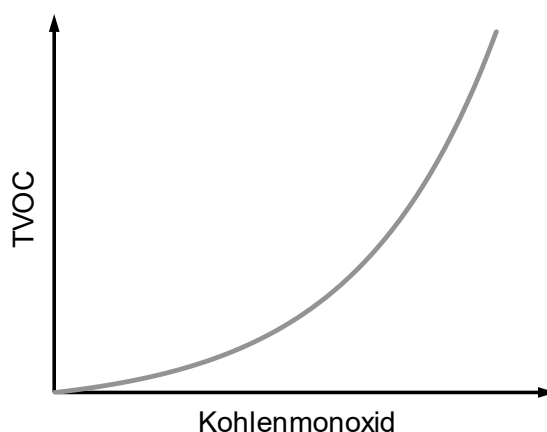


Abbildung 8: Qualitativer Zusammenhang von Emissionen von gesamt flüchtigen organischen Verbindungen (TVOC) in Abhängigkeit der Kohlenmonoxidkonzentration bei Biomassefeuerungen (Juschka et al. 2012 und Struschka et al. 2013.11)

### 2.3.3 Partikel – Gesamtstaub

Als weitere Emissionen aus Biomassefeuerungen sind Partikel (siehe Begriffsdefinitionen) zu betrachten. Im Allgemeinen kann die Zusammensetzung von Partikel aus einer Biomassefeuerung auf zwei Stoffgruppen heruntergebrochen werden. Zum einen aus unvermeidbaren Partikel aus Aschebestandteilen, welche sich aus anorganischen Verbindungen zusammensetzen, vornehmlich Kaliumverbindungen wie  $K_2SO_4$ , KCl und Calciumverbindungen wie CaO (Oser *et al.* 2003). Zu dieser Partikel Grundfracht kommen Partikel auf Grund einer unvollständigen Verbrennung hinzu. Liegen die Kohlenwasserstoffe nicht mehr gasförmig, sondern in flüssiger oder fester Form vor, treten diese als Partikel aus der unvollständigen Verbrennung auf. Mit dem qualitativen Zusammenhang zwischen gesamt flüchtigen organischen Verbindungen und Kohlenmonoxid aus Abbildung 8, kann für die Gesamtstaubemissionen von Biomassefeuerungen auch Kohlenmonoxid als Indikator verwendet werden (Abbildung 9).

Die Entstehung von Partikel bei der thermischen Nutzung von Biomasse kann in zwei grundsätzliche Bildungspfade eingeteilt werden (vgl. Sektor 4 in Abbildung 5, Seite 9). Der primäre Partikelpfad beschreibt die Partikel, die aus dem Brennstoff direkt als sehr kleine, luftgetragene Teilchen in flüssigen oder festen Aggregatzustand in Erscheinung treten. Diese primären Partikel können sowohl aus organischem Material bestehen, wie z.B. noch nicht vollständig umgesetzter Brennstoff, als auch aus anorganischem Material, wie z.B. Fremdeile oder Ascheteilchen, die am Brennstoff anhaften. Die primären Partikel treten üblicherweise als Agglomerat aus dem Brennstoff in Erscheinung. Der sekundäre Partikelpfad beschreibt die Entstehung von Partikel aus gasförmigen Vorläufersubstanzen.

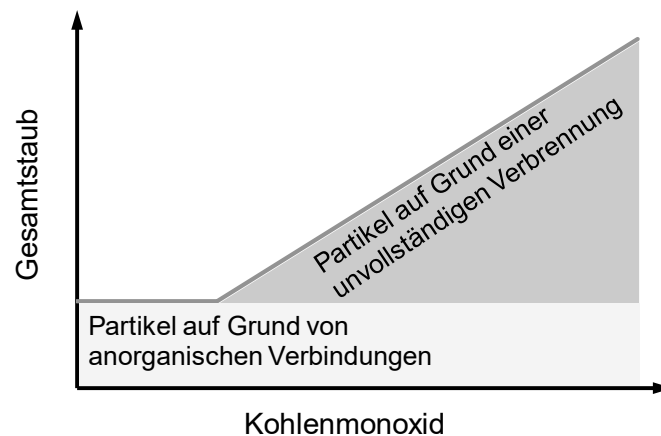


Abbildung 9: Qualitativer Zusammenhang von Gesamtstaubemissionen in Abhängigkeit der Kohlenmonoxidkonzentration bei Biomassefeuerungen in Anlehnung an Oser *et al.* (2003) und eigenen unveröffentlichten Messergebnissen.

Diese Vorläufersubstanzen treten gasförmig aus dem Brennstoff aus und bilden sich auf dem Weg durch die Feuerung durch Wechsel des Aggregatzustandes von gasförmig zu flüssig oder von gasförmig zu fest als Partikel aus. Ob ein Stoff gasförmig, flüssig oder fest vorliegt, ist vom vorliegenden Druck und der Temperatur abhängig. Üblicherweise werden Biomassefeuerungen mit Umgebungsdruck betrieben und sind dadurch nur noch von der Gastemperatur abhängig. Erfährt das betrachtete Gas eine Abkühlung, bedarf es für die

Einleitung eines Phasenwechsels einen Kondensationskeim. Bilden sich Kondensationskeime aus einer übersättigten Dampfphase von Molekülen, die sich in einem metastabilen Zustand befinden, wird dies als homogene Nukleation bezeichnet. An diese Kondensationskeime lagern sich weitere Moleküle an und leiten den Übergang des Stoffes in die dazugehörige thermodynamisch stabilere Phase ein und es findet eine Partikelbildung durch homogene Kondensation statt. Die für die Kondensation nötigen Keime liegen bei der Biomasseverbrennung auch anderweitig vor. Primäre Partikel dienen als Kondensationskeime und es erfolgt die Anlagerung der Moleküle an den Phasengrenzflächen. Ob der Stoff von der gasförmigen Phase in die flüssige oder gleich in die feste Phase übergeht, hängt von dem einzelnen Stoff ab. Auf dem Weg durch die Feuerung wachsen die Partikel weiter an, in dem sich gasförmige Moleküle an der Oberfläche anlagern (Kondensation). Des Weiteren findet ein Partikelwachstum durch Kollision von kleineren Partikel und deren Verbindung zu einem neuen größeren Partikel (Koagulation) statt. Das Partikelwachstum durch Kondensation und Koagulation kann gleichzeitig stattfinden. Daher kann bei der Biomasseverbrennung nicht von einem bzw. dem Partikel gesprochen werden, da sich diese als Agglomerat aus vielförmigen und vielschichtigen Partikel mit festen und flüssigen Phasen aus unterschiedlichen Molekülen zusammensetzen (*Schäfer 2016*).

#### 2.3.4 Partikel – PAK, Ruß

Eine besondere Art der Partikel, welche auf Grund einer unvollständigen Verbrennung aus Kohlenwasserstoffverbindungen entsteht, soll nachfolgend genauer beschrieben werden: Die Bildung von Ruß und polyzyklischen aromatischen Kohlenwasserstoffen (PAK). Die EPA (US Environmental Protection Agency) erstellte 1971 eine Liste von 16 PAK, welche als karzinogen eingestuft wurden (*Keith 2015*) und deshalb bei Emissionsmessungen auch erfasst werden sollten. Allerdings wird die 16 EPA-Liste als nicht mehr zeitgemäß angesehen und eine Erweiterung der PAK Liste wird in *Andersson et al. (2015)* vorgeschlagen.

Die Höhe der PAK- und Ruß-Emission aus Feuerungen wird bestimmt durch die Differenz aus deren Bildung und Oxidation. Bei der pyrolytischen Zersetzung von Holz konnte *Klingel (2008)* in dem freigesetzten Gas sowohl Vorläufersubstanzen, als auch einige gasförmige polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe bestimmen. Daher ist bei der Biomassefeuerung die Bildung von PAK durch unterschiedliche Bildungspfade denkbar. Bei der Biomasseverbrennung steigt die monozyklische aromatische Kohlenwasserstoffverbindung Benzol und der polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoff Naphthalin stark an. Diese sind überwiegend Bruchstücke aus der pyrolytischen Zersetzung der Biomasse und treten direkt aus der Holzoberfläche aus.

Ein weiterer möglicher Bildungspfad von PAK- und Ruß-Emissionen, welcher vornehmlich bei der stationären Verbrennung den Hauptbildungspfad darstellt, ist der aus gasförmigen Vorläufersubstanzen. In *Frenklach et al. (1994)* wurden die Rußbildungs- und Rußabbau-pfade im Labor detailliert untersucht. Dabei geht die PAK- und die Ruß-Bildung Hand in Hand. Bei hohen Temperaturen ( $1.200\text{ K} \leq T_G \leq 2.200\text{ K}$ ) und der Abwesenheit von Sauerstoff setzt die Bildung von PAKs und Ruß, beginnend mit der Bildung des ersten monozyklischen aromatischen Kohlenwasserstoffs durch Ringbildung von Acetylen bzw. Ethin ( $\text{C}_2\text{H}_2$ ) zu Benzol ( $\text{C}_6\text{H}_6$ ), ein. Danach erfolgt ein weiteres Anwachsen durch Abstraktion eines Wasserstoffatoms und anschließende Anlagerung von Acetylen bis zum ersten

polyzyklischen aromatischen Kohlenstoff, dem Naphtalin ( $C_{10}H_8$ ). Durch weitere Abstraktion von Wasserstoffatomen und Addition von Acetylen findet ein Anwachsen von PAKs statt. Ein Wachstum der Moleküle findet gleichzeitig durch Anlagerung von Acetylen und Bildung eines weiteren Rings und durch Aufeinandertreffen von Molekülen und Verschmelzung zu einem einzigen Molekül (Koagulation) statt. Die Bildung von PAKs und Ruß erfolgt innerhalb weniger Millisekunden (*Hu 2002*). Bevor Ruß in Erscheinung tritt, wird ein Maximum der PAK-Konzentration beobachtet (*Weiner et al. 1989* und *McKinnon et al. 2007*). Aus den in dieser Umgebung noch gasförmigen, zweidimensionalen PAK-Moleküle bilden sich sphärische Partikel, welche dann als Ruß-Partikel bezeichnet werden. Ruß-Partikel tritt als schwarzer, spröder Stoff ohne geordnete Kristallstruktur, bestehend aus Kohlenstoff und

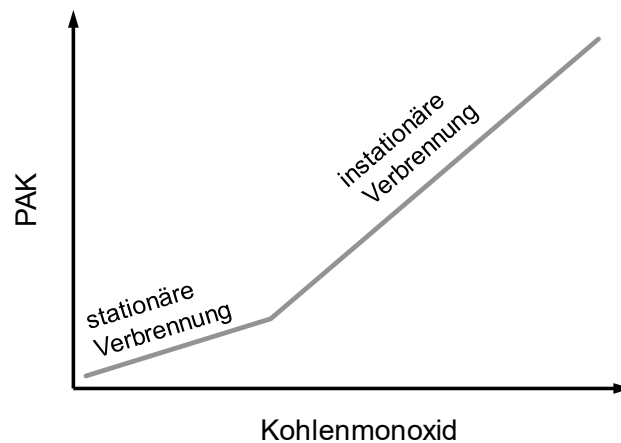


Abbildung 10: Qualitativer Zusammenhang von Emissionen von polyzyklischen aromatischen Kohlenwasserstoffen (PAK) in Abhängigkeit der Kohlenmonoxidkonzentration bei chargenweise betriebenen Biomassefeuerungen nach *Struschka et al. (2013.11)*.

Wasserstoff, in Erscheinung. Das Kohlenstoff-zu-Wasserstoffverhältnis wird bei „jungen“ Ruß-Partikel mit Eins angegeben und nimmt mit weiterem Wachstum ab (*Haynes et al. 1981*). Im Gegensatz zu industriell hergestellten Ruß-Partikeln, bestehen bei der Biomasseverbrennung die Ruß-Partikel aus einem Kollektiv aus unterschiedlichen kondensierten Kohlenwasserstoffen und anorganische Verbindungen. Da PAK und Ruß ebenfalls Produkte der unvollständigen Verbrennung sind, kann nach *Struschka et al. (2013.11)* ein Zusammenhang zu Kohlenmonoxid, wie in Abbildung 10 hergestellt werden. Verläuft der Verbrennungsprozess stationär, z. B. in der Hauptverbrennungsphase, ist ein moderater Anstieg der PAK-Konzentrationen bei einem Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration festzustellen. Bei instationären Verbrennungsvorgängen, wie z. B. beim Anzündvorgang des Holzes, ist ein steiler Anstieg der PAK-Konzentrationen erkennbar.

### 2.3.5 Stickstoffoxide- NO<sub>x</sub>

Eine weitere bedeutende verbrennungsbegleitende Emission stellen die Stickstoffoxide (NO<sub>x</sub>) dar (siehe UBA 2015.02). Die Stickstoffoxidkonzentrationen nehmen bei Biomassefeuerungen, bei vergleichbaren Verbrennungsbedingungen, mit steigendem Brennstoffstickstoffgehalt zu (*Keller 1994, Eder et al. 2006, Hartmann et al. 2007*). Die Bildungspfade von Stickstoffverbindungen werden unter anderem in *Keller (1994)* detailliert beschrieben. Die Oxidation des im Brennstoff gebundenen Stickstoffs stellt hier den wichtigsten NO<sub>x</sub>-Bildungspfad dar (NO<sub>x</sub> siehe Begriffsdefinition, Seite VIII). Die Bildung von thermischen oder prompten NO<sub>x</sub> durch die Reaktion von Luftstickstoff mit Sauerstoff aus der Verbrennungsluft ist aufgrund der Verbrennungsbedingungen bei den betrachteten Biomassefeuerungen nur von untergeordneter Bedeutung. Dies zeigten Verbrennungsversuche bei *Keller (1994)* mit der Substitution des Luftstickstoffes durch Argon.

Bei der pyrolytischen Zersetzung von Biomasse wird der Brennstoffstickstoff in Form von stickstoffoxidbildenden Komponenten als Ammoniak (NH<sub>3</sub>), Cyanwasserstoff (HCN) und Stickstoffmonoxid (NO) freigesetzt (vgl. Sektor C in Abbildung 5, Seite 9). *Keller (1994)* und *Seifert et al. (2003)* konnten Ammoniak, Cyanwasserstoff und Stickstoffmonoxid als wichtigste Vorläufersubstanzen für Stickstoffoxide identifizieren. Der übrige Brennstoffstickstoff wird als elementarer Stickstoff freigesetzt. Ein gewisser Teil wird nicht freigesetzt und verbleibt in der Asche bzw. in den Entgasungsrückständen. Bei der homogenen Reaktion von Cyanwasserstoff und Ammoniak in der Gasphase ist in Abhängigkeit der Temperatur die Stöchiometrie entscheidend, ob deren Weiterreaktion zu NO oder zu molekularem Stickstoff (N<sub>2</sub>) abläuft. Bei Temperaturen von  $1.100\text{ °C} \leq \vartheta_G \leq 1.200\text{ °C}$  und unter sauerstoffarmen Bedingungen wird die NO-Bildung unterdrückt und das Gleichgewicht verschiebt sich in Richtung von molekularem Stickstoff.

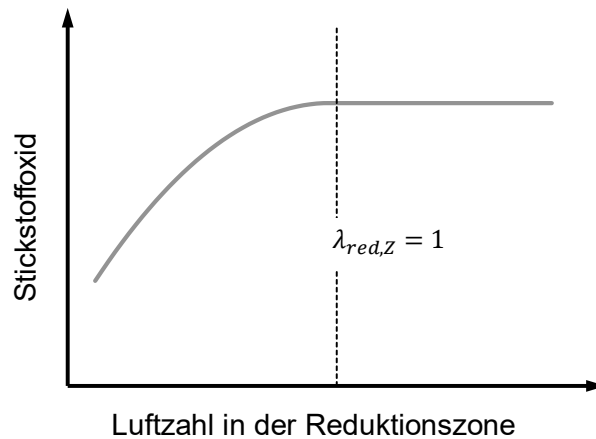


Abbildung 11: Qualitativer Zusammenhang der Stickstoffoxidkonzentrationen in Abhängigkeit der Luftzahl in der Reduktionszone (Juschka et al. 2015.10)

Für die Reduktion der Stickstoffverbindungen in der Gasphase sind nach Keller (1994) die Haupteinflussparameter die Temperatur, die Sauerstoffkonzentration, der Gehalt von Methan ( $\text{CH}_4$ ), Cyanwasserstoff ( $\text{HCN}$ ) und Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ). Die Konzentrationen von Wasserstoff, Wasserdampf, Kohlenmonoxid und Kohlendioxid haben keinen nennenswerten Einfluss auf die Reduktion der Stickstoffverbindungen (Keller 1994). In Juschka et al. (2015.05b) konnte der Abbau von Stickstoffoxiden durch die Verringerung der Luftzahl in einer definierten Zone zur Reduktion von stickoxidbildenden Komponenten an einer Biomassefeuerung nachgewiesen werden. Abbildung 11 zeigt an Hand einer  $\text{NO}_x$ - $\lambda$ -Charakteristik den qualitativen Zusammenhang der Stickstoffoxidkonzentration in Abhängigkeit der Luftzahl in einer definierten Zone zur Reduktion von stickstoffoxidbildenden Komponenten.

### 2.3.6 Weitere Emissionen

Zusätzlich zu den Partikeln, Stickstoffoxiden und den Produkten der unvollständigen Verbrennung wie Kohlenmonoxid und Kohlenwasserstoffe treten weitere Emissionen bei der thermischen Nutzung von Biomasse auf. Aus dem im Brennstoff enthaltenen Schwefel bildet sich überwiegend Schwefeloxid ( $\text{SO}_x$ ). Aus Chlor bilden sich unter anderem Chlorwasserstoff ( $\text{HCl}$ ) und unter Umständen in äußerst geringen Mengen auch Dioxine und Furane. Diese Emissionen sind, mit Ausnahme der Dioxin- und Furanbildung, weitestgehend nicht von der Vollständigkeit der Verbrennung oder von den Verbrennungsbedingungen abhängig. Mit steigendem Gehalt der Elemente Schwefel und Chlor steigen auch die Emissionen von Schwefeloxiden und Chlorverbindungen im Abgas. Die Bildung der Emissionen aus den Elementen Schwefel und Chlor ist bei der thermischen Nutzung von Biomasse ein anderes Forschungsfeld und soll in dieser Arbeit nicht näher betrachtet werden. Weitergehende Literatur über die Bildung und Reduktion von weiteren Emissionen ist in dem Buch „Energie aus Biomasse“ (Kaltschmitt et al. 2009) zu finden.



## 2.4 Verbrennungstechnische Qualitätskriterien

Die Umwandlung des Brennstoffes in einer Feuerung soll verlustfrei und im Idealfall vollständig zu Kohlendioxid und Wasser erfolgen. Die Erzeugung von Emissionen, wie z.B. Kohlenmonoxid, TVOC, sowie Partikel, Stickstoffoxid und Verbindungen mit den Elementen Schwefel und Chlor sollen möglichst nicht auftreten. In dieser Arbeit sollen nur Qualitätskriterien für Kohlenmonoxid, als Vertreter von Produkten der unvollständigen Verbrennung und für Stickstoffoxide erörtert werden. Die Emissionen, wie z. B. unvermeidbare Partikel aus der vollständigen Verbrennung oder Verbindungen mit den Elementen Schwefel und Chlor, sollen nicht betrachtet werden.

Aus feuerungstechnischer Sicht lässt sich die Qualität einer Feuerung in Hinblick auf die Produkte der unvollständigen Verbrennung anhand von Kriterien definieren. Die Kriterien von qualitativ hochwertigen Biomassefeuerungen sollen mit Hilfe der CO- $\lambda$ -Charakteristik beschrieben werden. Abbildung 12 zeigt den Wirkungsgrad und die CO-Konzentration über der Luftzahl  $\lambda$ . Mit zunehmender Luftzahl sinkt der Wirkungsgrad einer Feuerung, da mehr Verbrennungsluft dem System zugeführt wird als für die vollständige Umsetzung des Brennstoffes benötigt wird. Dieser zusätzliche Luftmassenstrom muss unnötigerweise erwärmt werden und damit steigt der Abgasverlust. In Bezug auf den Wirkungsgrad sollte die Feuerung nahe bei der Luftzahl  $\lambda = 1$  betrieben werden.

Ein weiteres Kriterium ist die Qualität der Verbrennung, die über die Kohlenmonoxidkonzentration im Abgas beschrieben wird. Kohlenmonoxid kann als Leitgröße zur Bewertung der Vollständigkeit der Verbrennung angesehen werden. Gegenüber Feuerungen mit den Brennstoffen Erdgas und Heizöl oder großen Biomassefeuerungen, unterliegen kleinere und mittlere Feuerungen für feste Biobrennstoffe teilweise starken Schwankungen des Restsauerstoffes im Abgas. Die Ursachen können Leistungsänderungen, Regelvorgänge

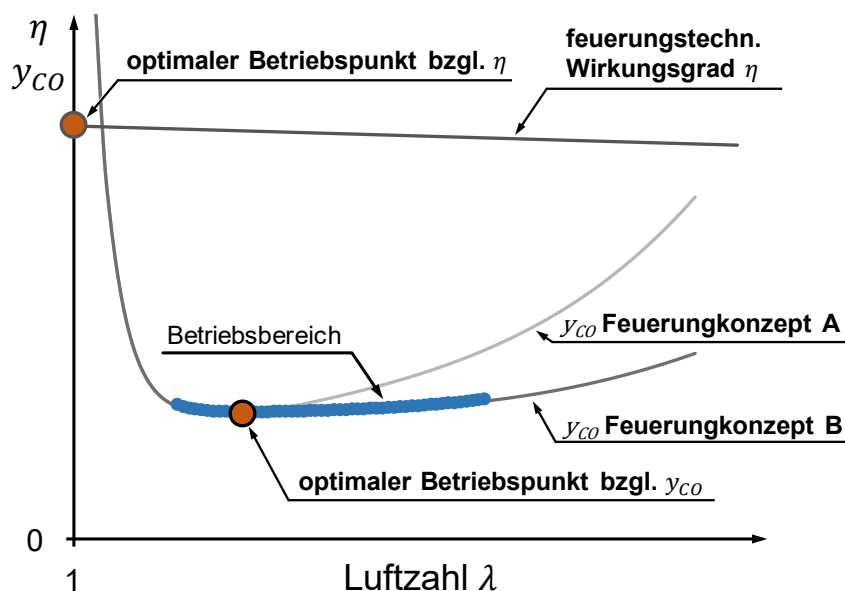


Abbildung 12: Verbrennungstechnische Qualitätskriterien einer Feuerung: Wirkungsgrad, CO- $\lambda$ -Charakteristik und Betriebsbereich.

oder durch die Inhomogenität des Brennstoffes sein. Durch die Inhomogenität des Brennstoffes werden im Brennstoffbett Schwankungen hervorgerufen, die sich sowohl auf die Gaszusammensetzung als auch in der Leistung auswirken. Auf Grund der Trägheit des Gesamtsystems Feuerung können diese kurzzeitigen Schwankungen nicht ohne weiteres durch eine Erhöhung bzw. Verringerung des Verbrennungsluftmassenstroms ausgeregelt werden. In Abbildung 12 sind typische wannenförmige CO- $\lambda$ -Charakteristiken beispielhaft für ein Feuerungskonzept A und Feuerungskonzept B dargestellt. Dabei kann ein Minimum der CO-Konzentration gefunden werden, welches den optimalen Betriebspunkt definiert. Findet die Verbrennung links des optimalen Betriebspunkts statt, ist ein steiler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration zu verzeichnen. Obwohl die Luftzahl größer Eins ist, kann es auf Grund von Strahlenbildung zu einem lokalen Luftmangel kommen. Bei geringer Turbulenz erhöht sich die Zeit für die Auflösung der Strahlen, die sich dann bis in Bereiche mit geringen Temperaturen ziehen können. In diesen kalten Bereichen ist die Temperatur dann nicht mehr für eine vollständige Verbrennung ausreichend. Daher werden üblicherweise Biomassefeuerungen mit genügend Abstand rechts vom optimalen Betriebspunkt geführt.

Wird der Feuerungsprozess rechts vom optimalen Betriebspunkt betrieben ist ein moderater Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration zu verzeichnen. Durch den erhöhten Verbrennungsluftstrom, welcher dann aufgeheizt werden muss, sinkt die Temperatur im Brennraum. Zusätzlich verringert sich die Aufenthaltszeit der brennbaren Komponenten in Bereichen mit hohen Temperaturen auf Grund der höheren Geschwindigkeiten.

Soll ein Vergleich verschiedener Feuerungskonzepte vorgenommen werden, ist das für die Praxisanwendung wichtigste Qualitätskriterium der Betriebsbereich. Dieser ist dadurch definiert, dass bei einem Anstieg der Luftzahl die Kohlenmonoxidkonzentration nicht bzw. nur sehr gering ansteigt. Daher sollte dieser Betriebsbereich bei Biomassefeuerung so groß wie möglich ausfallen. Bei den in Abbildung 12 dargestellten Feuerungskonzepten kann das Konzept B als qualitativ hochwertiger bezeichnet werden.

Bei einer Biomassefeuerung ist nicht der optimale Betriebspunkt in Bezug auf minimale Kohlenmonoxidkonzentrationen die ausschlaggebende Kenngröße. Diese wird üblicherweise bei der Überprüfung auf dem Prüfstand unter idealisierten Bedingungen erreicht.

Die Herausforderung ist nun, eine verlässliche Vorhersage der CO- $\lambda$ -Charakteristik mit Hilfe der CFD-Simulation zu erstellen, ohne eine Messung durchführen zu müssen. Danach kann aus verbrennungstechnischer Sicht eine Auswahl berechneter konstruktiver Ansätze für eine qualitativ hochwertige Feuerung nach folgenden Kriterien erfolgen:

- hoher Wirkungsgrad  
   ↳  $\lambda$  nahe Eins
- Emissionen minimieren  
   ↳ CO nahe Null
- großer Betriebsbereich

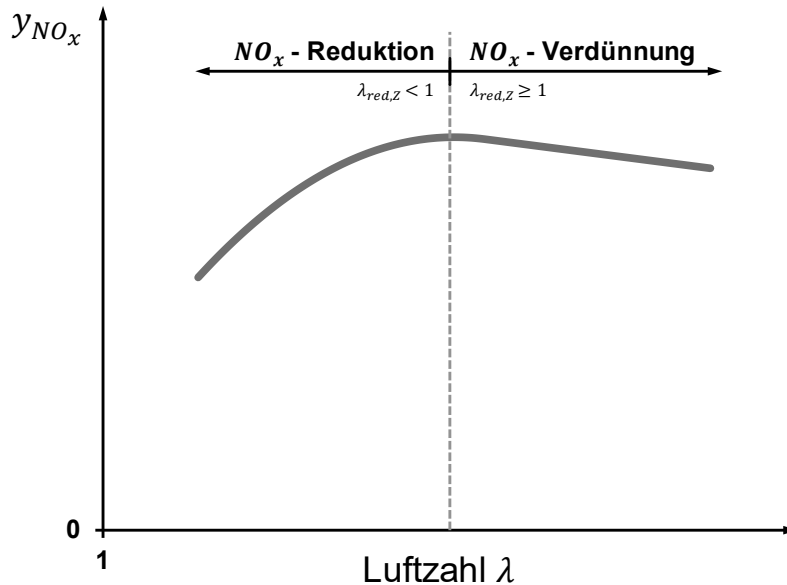


Abbildung 13:  $NO_x$ - $\lambda$ -Charakteristik als verbrennungstechnisches Qualitätskriterium einer Reduktionszone.

Für die Bewertung von unterschiedlichen Feuerungskonzepten bezüglich minimaler Stickstoffdioxidkonzentrationen im Abgas, kann eine Bewertung der Zone zur Reduktion von stickstoffdioxidbildenden Vorläufersubstanzen, wie z.B. Stickstoffmonoxid (NO), Ammoniak ( $NH_3$ ), Cyanwasserstoff (HCN) vorgenommen werden. Abbildung 13 zeigt beispielhaft den Verlauf der Stickstoffdioxidkonzentration über die Luftzahl. Die  $NO_x$ - $\lambda$ -Charakteristik weist bei einer individuellen Luftzahl ein Maximum auf. Das Niveau der Stickstoffdioxidkonzentration wird bei einer Biomassefeuerung maßgeblich von dem Gehalt von Stickstoff im Brennstoff und von den Bedingungen im Brennstoffbett beeinflusst (vgl. Kapitel 2.3.5 Seite 17 ff). Rechts vom Maximum findet eine Abnahme der Stickstoffdioxidkonzentration in Folge von Verdünnung statt. Der Abbau von Stickstoffverbindungen findet in einer Reduktionszone statt, wenn entsprechende Voraussetzungen zur Reduktion von Stickstoffverbindungen geschaffen sind. In Abbildung 13 ist beispielhaft eine Abnahme der Stickstoffdioxidkonzentrationen links vom Maximum durch die Reduktion von stickstoffdioxidbildenden Vorläufersubstanzen zu erkennen. Aus verbrennungstechnischer Sicht kann eine Auswahl konstruktiver Ansätze für eine qualitativ hochwertige Reduktionszone erfolgen, wenn in einer definierten Zone folgende Kriterien erfüllt sind:

- Stöchiometrie in der Reduktionszone  
 $\rightarrow \lambda$  kleiner Eins
- Temperatur in der Reduktionszone  
 $\rightarrow 1.100\text{ °C} \leq \vartheta_G \leq 1.200\text{ °C}$

## 2.5 Prinzipieller Aufbau von Biomassefeuerungen

Die Biomassefeuerung ist die konstruktive Umsetzung in eine technische Apparatur, die dem Zweck der Umwandlung der Biomasse in Wärme dient. Eine detaillierte Übersicht von Biomassefeuerungen bietet der Leitfaden „Feste Biobrennstoffe“ (FNR 2014), das Handbuch „Bioenergie Kleinanlagen“ (FNR 2007), sowie das Buch „Energie aus Biomasse“ (Kaltschmitt et al. 2009).

Für die Beschreibung des technischen Standards von Biomassefeuerungen soll die Gesamtfunktion „Feuerung“ abstrahiert und in einzelne Teilfunktionen untergliedert werden. Abbildung 14 zeigt die einzelnen Teilfunktionen, wobei die Anordnung nicht festgelegt ist. So könnte die Teilfunktion Oxidationsraum (Sekundärkammer) auch innerhalb des Feuerraumes liegen. Jede Teilfunktion hat eine bestimmte Aufgabe um die Ziele der verlustfreien Umwandlung der Biomasse in Wärme zu erreichen. Der für den Umwandlungsprozess benötigte Brennstoff wird über eine Fülltür (6), Beschickungseinrichtung (7) oder einen Vorratsbehälter (7) dem System zugeführt. Für die Umwandlung der Biomasse in Wärme ist die Teilfunktion (1), die Primärzone, verantwortlich. Dort findet eine teilweise Umwandlung des Brennstoffes in Wärme statt. Der Überschuss an Sauerstoff beeinflusst die Vollständigkeit der Oxidation des Kohlenstoffes in Kohlendioxid und des Wasserstoffes in Wasser. Die Wärmefreisetzung sorgt für eine weitere Trocknung des Brennstoffes und die Zersetzung der langkettigen organischen Verbindungen in flüchtige Komponenten. Dies geschieht durch Zugabe von Primärluft, die den Brennstoff umströmt. Aus der Interaktion zwischen Brennstoff und Sauerstoff ergibt sich die Wärmefreisetzung und damit einhergehend die Trocknung und weitere Freisetzung von gasförmigen Komponenten in den Gasbereich. Somit bestimmt die Menge der Primärluft maßgeblich die Leistung der Feuerung.

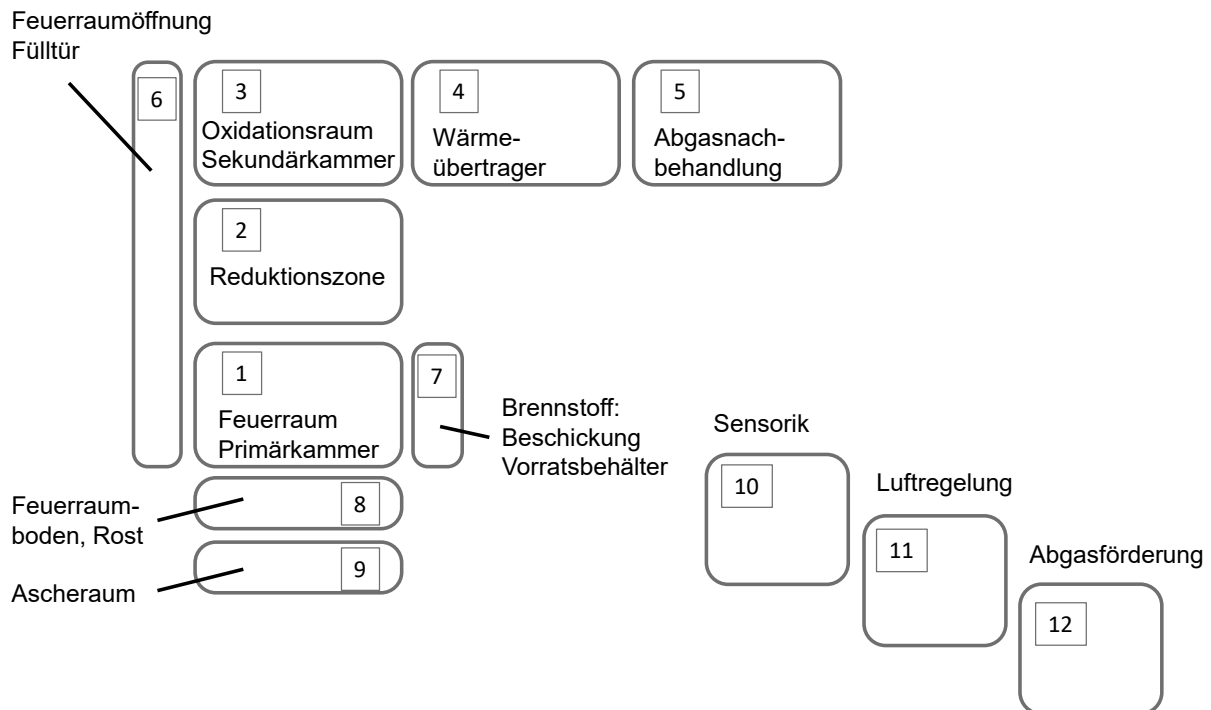


Abbildung 14: Aufteilung der abstrahierten Gesamtfunktion „Feuerung“ in mehrere Teilfunktionen.

Um eine hohe Regelgüte der Leistung zu erreichen, hat die Primärkammer die Funktion, den Prozess der gleichmäßigen Teiloxidierung und Entgasung des Brennstoffes zu ermöglichen. Die anfallenden Verbrennungsrückstände, welche im Idealfall ausschließlich aus mineralischen Aschebestandteilen bestehen, verbleiben auf dem Feuerraumboden (8) oder werden über den Rost (8) aus der Primärkammer in den Ascheraum (9) gefördert. Dies kann durch die Schwerkraft oder durch eine mechanische Einrichtung geschehen. Für die Reduktion von Stickstoffoxide wird eine Reduktionszone (2) oberhalb der Primärkammer geschaffen. Unter sauerstoffarmen Bedingungen und bei Temperaturen von  $1.100\text{ °C} \leq \vartheta_G \leq 1.200\text{ °C}$  wird die  $\text{NO}_x$ -Bildung unterdrückt und das Gleichgewicht verschiebt sich in Richtung von molekularem Stickstoff.

Die noch nicht vollständig oxidierten Kohlenwasserstoffe und das Kohlenmonoxid werden in der Teilfunktion (3), die Sekundärzone, durch Einbringung von Sekundär- und teilweise auch durch Tertiärluft im Idealfall vollständig zu Kohlendioxid und Wasser oxidiert. Für die Teilfunktion der Sekundärzone ergibt sich eine Kaskadenanforderung an die konstruktive Ausführung, um eine vollständige Oxidation innerhalb kurzer Zeit zu erreichen. Die erste und wichtigste Kaskade ist die homogene Durchmischung der kohlen- und wasserstoffhaltigen Reaktionspartner mit Sauerstoff. Je schneller die Durchmischung geschieht, desto effizienter greift diese. Die Zuführung und Durchmischung der Verbrennungsluft mit den Reaktionspartnern sollte daher mit einer hohen Turbulenz geschehen, damit durch relativ kurze Diffusionsvorgänge ein vollständiger Konzentrationsausgleich bzw. eine vollständige Mischung von brennbaren Bestandteilen und der Verbrennungsluft stattfindet. Die nachfolgende Kaskade sorgt für eine schnelle Reaktion der Reaktionspartner auf Grund eines hohen Temperaturniveaus. Dies geht einher mit einer Verkürzung der Wegstrecke der Reaktionspartner durch die Feuerung. Bei einem hohen Temperaturniveau kann die Qualität der Durchmischung und damit die Wegstrecke der Reaktionspartner in engen Grenzen kompensiert werden. Das Erreichen von hohen Temperaturen in der Oxidationszone kann durch eine annähernde adiabate Wand erreicht werden. Des Weiteren ist die Stöchiometrie für hohe Reaktionstemperaturen ausschlaggebend (vgl. Abbildung 6, Seite 10). Die letzte Kaskade, die Verweilzeit der Reaktionspartner ergibt sich aus den vorherigen Kaskaden, d.h. den Reaktionspartnern muss konstruktiv der Raum gegeben werden um auf einem hohen Temperaturniveau miteinander reagieren zu können. Wird die Reaktionsgeschwindigkeit durch Herabsenken der Temperatur verringert, kann eine Erhöhung der Verweilzeit dies nur im geringen Maße kompensieren. Eine Herabsenkung der Temperatur erfolgt z.B. durch eine kalte Feuerraumwand oder durch die Einbringung von Sekundär- und Tertiärluft.

Die während des Verbrennungsprozesses entstandenen Abgase werden in einen Wärmeübertrager (4) überführt und abgekühlt. Dabei erfolgt die räumliche Trennung der Wärmeabgabe vom Abgas an ein anders Medium. Dies kann im einfachsten Fall die Raumluft sein. Wird die Feuerung für die Bereitstellung von Heizenergie, zur Trinkwassererwärmung oder für Prozesswärme genutzt, wird üblicherweise Wasser als Wärmeträger genutzt. Für die Service- und Reinigungsarbeiten werden entsprechende Zugänge (6) in der Feuerung bereitgestellt.

Für die Einhaltung von gesetzlichen Vorgaben (Grenzwerten) der Emissionen wie Kohlenmonoxid, TVOC, Partikel und Stickstoffoxid ist teilweise eine Abgasnachbehandlung (5) erforderlich. Diese kann ein Partikelabscheider, ein Katalysator

für Kohlenmonoxid und gesamtflüchtige organische Verbindungen (TVOC) oder auch eine Einheit zur Stickstoffoxidreduktion beinhalten.

Damit das Abgas aus der Feuerung transportiert wird, bedarf es einer Druckdifferenz zwischen dem Einlass der Verbrennungsluft und der Ausgangsöffnung der Feuerung. Da das Abgas gegenüber der Umgebung eine höhere Temperatur und dadurch eine geringere Dichte als die Umgebung besitzt, entsteht im senkrecht stehenden Kamin ein Auftrieb des leichteren Gases. Dieser Auftrieb erzeugt im Abgassystem einen Unterdruck, welcher sich über den Brennraum bis zur Öffnung der Zuführung der Verbrennungsluft ausgleicht. Dadurch entsteht eine Strömung von der Öffnung der Verbrennungsluft bis zum Ausgang für das Abgas. Fallen die Druckverluste in der Feuerungsanlage zu groß aus oder sind die Abgastemperaturen zu gering, wird die nötige Strömung mit Hilfe eines Zuluft- / Abgasgebläse (12) erzeugt.

Als Regelkonzepte kommen Leistungs- und Verbrennungsregelungen (11) zum Einsatz. Als übergeordneter Regelkreis wird üblicherweise ein Leistungsregler verwendet. Durch Messung von Temperaturen, mit Hilfe der Sensorik (10), wird die Primärluft mittels einem Gebläse oder durch Zuluftklappen entsprechend eingeregelt. Bei *mechanisch beschickten* Feuerungen wird zusätzlich die Brennstoffmenge eingeregelt. Als Messgröße wird bei Feuerung ohne Wasserwärmeübertrager die Abgastemperatur herangezogen, Feuerungen mit Wasserwärmeübertrager wird üblicherweise zur Wassertemperatur die Abgastemperatur für den Regelkreis genutzt. Moderne Biomassefeuerungen sind zusätzlich zur Leistungsregelung mit einer Verbrennungsregelung ausgestattet. Bei Verbrennungsregelungen wird der Sauerstoffgehalt im Abgas gemessen. Mit Hilfe von Experimenten an der Feuerung wird ein individueller optimierter Restsauerstoffgehalt im Abgas bestimmt und dient dann als Zielgröße. Dieser Zielwert ist ein Kompromiss der Minimierung des Restsauerstoffgehalts um die Abgasverluste zu minimieren und der Maximierung des Restsauerstoffs um eine weitgehend vollständige Verbrennung zu erreichen. Regelungen, die durch Messung des Kohlenmonoxids direkt die Verbrennungsqualität bestimmen, kommen derzeit nicht zum Einsatz (*Bischof 2017*).

## 2.6 Beispielhafter Aufbau von Biomassefeuerungen

Biomassefeuerungen haben für unterschiedliche Konstruktionen verschiedene Bezeichnungen. Hinzu kommen teilweise noch firmenspezifische Produktnamen. Allerdings lassen sich alle Konstruktionsprinzipien auf die in Abbildung 14 auf Seite 22 genannten Teilfunktionen herunterbrechen. Für die verlustfreie Umwandlung von Brennstoff in Wärme sind in jeder einzelnen Teilfunktion Optimierungsmöglichkeiten vorhanden.

In dieser Arbeit wird ausschließlich auf die verbrennungstechnische Optimierung nach den Qualitätskriterien für eine gute Verbrennung nach Kapitel 2.4, Seite 19 eingegangen. Für die Minimierung der Produkte der unvollständigen Verbrennung erfolgt die Optimierung im Bereich der Sekundärzone (Teilfunktion 3), für die Reduzierung der Stickoxide erfolgt die Optimierung in der Reduktionszone (Teilfunktion 2).

Bei einer *chargenweise betriebenen* Feuerung für den Wohnraum wird in einem Brennraum Brennstoff durch Zugabe von Primärluft umgesetzt. Die Befüllung findet überwiegend über eine Tür mit Sichtscheibe statt. Der beispielhafte Aufbau dieser Art der Feuerungen zeigt Abbildung 15 und soll nachfolgend *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung genannt werden.

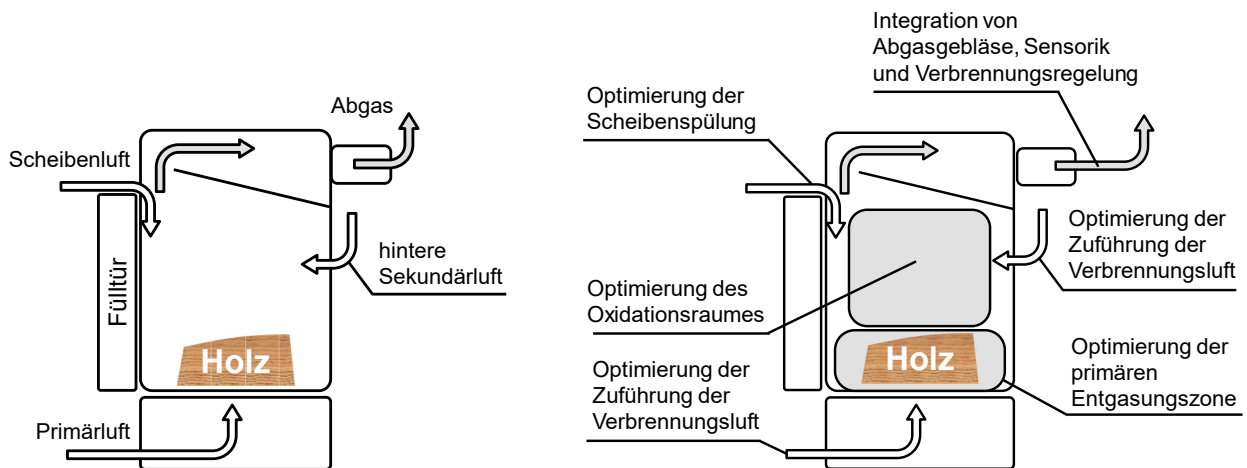


Abbildung 15: Beispielhafter Aufbau und Optimierungsmöglichkeiten einer chargenweise betriebenen Einzelraumfeuerung mit Durchbrandprinzip.

Bei diesen Feuerungen wird als Feuerraumkonzept üblicherweise das Durchbrandprinzip verwendet, d.h. die Verbrennungsluft wird von unten durch einen Rost und durch den gesamten Brennstoff geleitet. Da der gesamte Brennstoff sich dabei in Reaktion befindet, wird nur eine geringe Menge an Brennstoff aufgelegt. Ist die Feuerung ohne Rost ausgeführt, wird die Verbrennungsluft im unteren Bereich des Brennstoffes eingebracht. Dieses Feuerraumkonzept wird als oberer Abbrand bezeichnet. Vereinzelt werden auch Feuerungen mit unterem Abbrand angeboten. Dabei werden die Verbrennungsgase über einen speziellen Brennteller nach unten in eine Sekundärbrennkammer geleitet. Diese Art der Feuerung bietet z.B. die Fa. Specht mit der Produktbezeichnung Xeoos an. Um die Sichtscheibe vor Verunreinigungen zu schützen, wird meist die Sekundärluft als Scheibenluft über die Sichtscheibe geleitet. Feuerungen modernerer Bauweise haben üblicherweise eine „spätere Sekundärluft“ an der Rückwand oder an der Seitenwand des Brennraumes. Teilweise wird diese als Tertiärluft bezeichnet. Die Abgase gelangen schließlich über eine Umlenkplatte in die Nachverbrennungszone. Meist ist dieser Bereich nicht wärmegeklämt und dient gleichzeitig als Wärmeübertrager, bevor das Abgas über das Abgasrohr in den Schornstein geleitet wird. Ist der Nachverbrennungsbereich mit Schamotte wärmegeklämt, werden zur weiteren Wärmeabgabe die heißen Abgase in eine Nachheizfläche geführt, um dann über das Abgasrohr in den Schornstein zu gelangen. Teilweise werden für die Bereitstellung von Warmwasser im Wärmeübertragerbereich wasserführende Bauteile eingebracht. Der überwiegende Teil von *chargenweise betriebenen* Feuerungen für den Wohnraum weist eine manuelle Luftregelung auf. Einige Hersteller bieten auch eine elektronische Leistungsregelung an, allerdings verhindern diese vor allem Fehlbedienungen des Betreibers. Auf Grund des einfach gehaltenen Regelungskonzeptes ist ein Vermindern der Emissionen nur bedingt möglich.

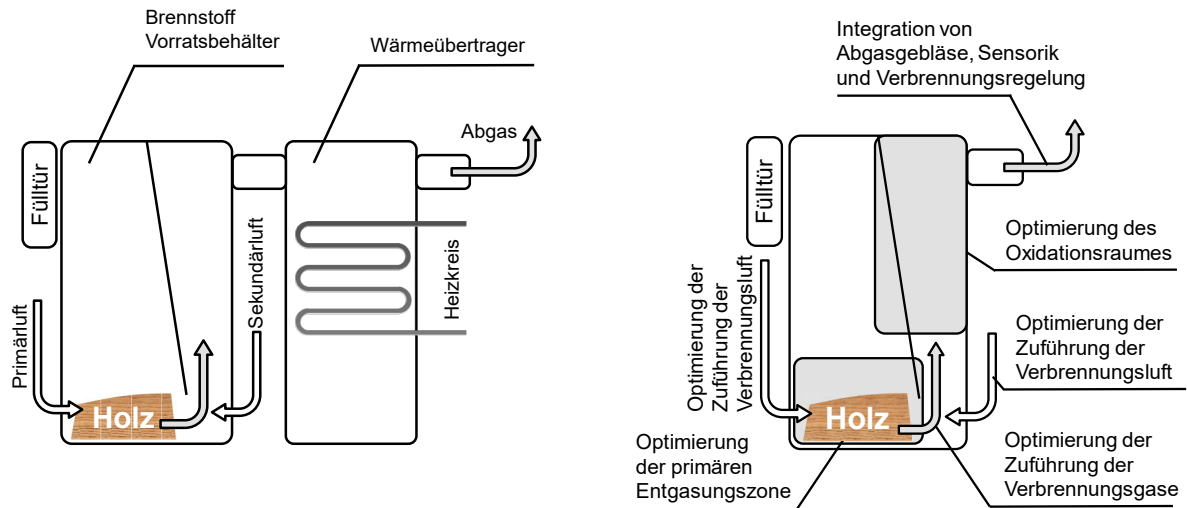


Abbildung 16: Beispielhafter Aufbau und Optimierungsmöglichkeiten eines *chargenweise betriebenen* Heizkessels mit seitlichem Unterbrand und Wasserwärmeübertrager.

*Chargenweise betriebene* Feuerungen (Heizkessel) zur zentralen Gebäudeheizung und Trinkwassererwärmung werden als Stückholzkessel oder auch als Vergaserkessel bezeichnet. Diese Feuerungen werden üblicherweise im Heizungskeller und nicht im Wohnraum aufgestellt. Dieser Feuerungstyp besitzt einen Vorratsbehälter für den Brennstoff, um eine längere Betriebszeit zu gewährleisten. Unmittelbar im unteren Bereich befindet sich die Primärkammer. Dort erfolgt mittels Primärluft die pyrolytische Zersetzung des Brennstoffes und die Oxidation des Kohlenstoffes. Eine quasikontinuierliche Brennstoffförderung wird dadurch erreicht, dass durch die Umsetzung des Brennstoffes nur im unteren Bereich der Primärkammer ein Nachrutschen des Brennstoffes ermöglicht. Die Verbrennungsgase gelangen bei einer Feuerung mit seitlichen Unterbrand in die seitlich angeordnete Sekundärkammer (Abbildung 16) oder mit vertikalen Unterbrand in die darunterliegende Sekundärkammer. Unter Zugabe von Sekundärluft werden diese Verbrennungsgase im Idealfall vollständig verbrannt. Im nachgeschalteten Wärmeübertrager geben die heißen Abgase ihre Wärme an des Heizungswasser ab. Moderne *chargenweise betriebene* Feuerungen zur zentralen Gebäudeheizung verfügen üblicherweise über eine leistungsabhängige, sauerstoffbasierte Verbrennungsregelung und ein Gebläse zur Überwindung des Druckverlustes der Feuerung.



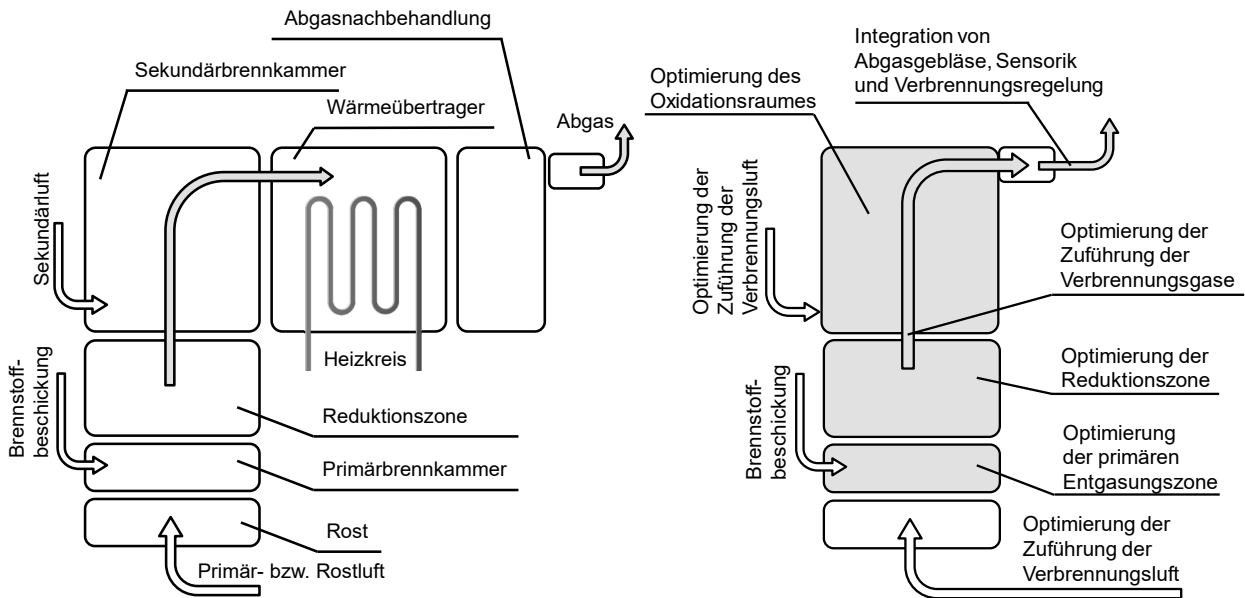


Abbildung 17: Beispielhafter Aufbau und Optimierungsmöglichkeiten für eine *mechanisch beschickte* Biomassefeuerung mit Reduktionszone, Wasserwärmeübertrager und Abgasnachbehandlung.

Bei einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung wird der Brennstoff mit Hilfe einer mechanischen Einrichtung kontinuierlich in die Primärkammer gefördert. Die Zündung des Brennstoffes erfolgt ebenfalls automatisch über ein Zündgebläse. Der Brennstoff wird unter Zugabe von Primärluft durch einen Rost teiloxidiert, um dann mit Hilfe der Sekundärluft im Idealfall vollständig zu oxidieren. Bei *mechanisch beschickten* Biomassefeuerungen verfügt der Rost über Bewegungselemente, um die Verbrennungsrückstände mechanisch aus der Primärkammer zu entfernen. Die Wärmeabgabe der heißen Abgase an das Heizungswasser erfolgt im nachgeschalteten Wärmeübertrager. Ist eine Abgasnachbehandlung notwendig, wird das abgekühlte Abgas in ein nachgeschaltetes System überführt, um dann über den Schornstein in die Umgebungsluft zu gelangen. Moderne *mechanisch beschickte* Feuerungen verfügen über eine leistungsabhängige, sauerstoffbasierte Luftregelung und einem Gebläse zur Überwindung des Druckverlustes der Feuerung und der Abgasnachbehandlung.

### 3 Werkzeuge für die Entwicklung von Biomassefeuerungen

Für das Verständnis der Vorgänge in einer Feuerung ist es hilfreich die Strömungsverhältnisse in der Brennkammer bildlich zu erfassen. Dies gilt vor allem, wenn dieser zu untersuchende Bereich in der realen Feuerung nicht visuell zugänglich ist. Um die Strömung auf sehr anschauliche Art zu visualisieren, kann dies z. B. mit einem transparenten Modell der Feuerung oder der Brennkammer mit Hilfe von Aerosolen (Kalt-Nebel) und einem Laser erfolgen. Diese Technik ist in der Automobilindustrie, in der Luftfahrt und in der Umwelttechnik ein etabliertes und häufig eingesetztes Verfahren. Bei der Entwicklung von Biomassefeuerungen kommt die Visualisierung der Strömung bisher nicht zum Einsatz. Vielmehr wird die Strömungsvisualisierung mit Aerosol und Laser überwiegend für die Validierung der CFD-Simulation eingesetzt (z.B. in *Kiener et al. 2012*). Um nicht nur die Strömung, sondern auch die Temperatur und die Gaskonzentrationen im dreidimensionalen Raum zu visualisieren stellt die CFD-Simulation ein weiteres Entwicklungswerkzeug zur Verfügung. Bei der Entwicklung von Biomassefeuerungen sollen die Werkzeuge Aerosol mit Laser und die CFD-Simulation im nachfolgenden Abschnitt beschrieben werden. Diese Werkzeuge sollen für die Entwicklung und Optimierung von Biomassefeuerungen auf ihre praktische Anwendung und auf die Aussagekraft hinsichtlich der Qualität bewertet werden.

#### 3.1 Strömungsvisualisierung mit Aerosolen und Laser

In Abbildung 18 links ist beispielhaft der Aufbau zur Visualisierung der Strömung einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung in einem Kaltmodell im Maßstab 1:1 mit Hilfe von Kalt-Nebel und eines Linienlasers schematisch dargestellt. Die Aerosole werden von der Strömung mittransportiert und reflektieren die gebündelten Lichtstrahlen des Laserlichtes. Dadurch entsteht eine flächenhafte Darstellung der Strömung. Die visualisierte Strömung einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung zeigt Abbildung 18 rechts.

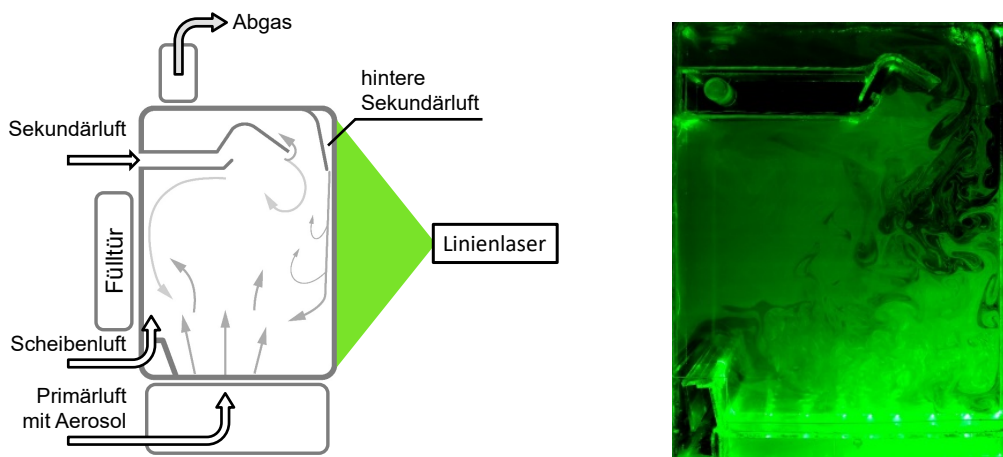


Abbildung 18: Links: Schematischer Aufbau und grafische Auswertung der Strömungsführung. Rechts: Visualisierung der Strömung in einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung mit Hilfe eines Linienlasers und Kalt-Nebel.

Für die Visualisierung der Strömung müssen entsprechende Zugänglichkeit der Lichtquelle und der Aufnahmetechnik geschaffen werden. Dies stellt teilweise große Einschränkungen im Design von Brennkammern dar. Sollen große Brennkammern abgebildet werden, müssen diese skaliert werden. Des Weiteren müssen nach *Baillifard et al. (2008)* Ähnlichkeitsbedingungen, wie z.B. geometrische, kinematische und dynamische Ähnlichkeiten der Strömung beachtet werden. Im Kaltversuch wird üblicherweise Umgebungsluft mit einer konstanten Temperatur genutzt. In der realen Feuerung ändern sich auf Grund der Reaktion die Gaszusammensetzung und die Temperatur im Brennraum. Dadurch ändern sich sowohl die dynamischen, als auch die kinematischen Ähnlichkeitsbedingungen durch den Weg der Feuerung und sind somit nicht an jeder Stelle einzuhalten.

In Abbildung 18 rechts wurden die Volumenströme der Sekundär- und Primärluft so eingestellt, wie sie in der Hauptverbrennungsphase einer realen Feuerung auftreten. Dabei sind die kleinskalierten Wirbel in der Strömung der hinteren Sekundärluft gut ersichtlich. Diese Strömung lässt die Annahme zu, dass diese für eine schnelle Vermischung von Verbrennungsluft und Pyrolysegase sorgen. Da nicht nur die Mischung, sondern auch die Temperatur für eine vollständige Verbrennung entscheidend sind, können keine quantitativen Aussagen zum Emissionsverhalten mit Hilfe der Beurteilung der Strömung im Kaltmodell gemacht werden. Ebenso sind im Kaltmodell keine Reaktionen möglich und es können dadurch keine Aussagen über die Verteilung der Temperatur und der Gaskonzentration gemacht werden.

Durch die chemischen Reaktionen im Brennraum findet unter anderem eine Temperaturerhöhung des Gases statt und damit steigt das Betriebsvolumen an. Bei gleichem Querschnitt zwischen dem Modell und der realen Feuerung ergeben sich höhere Geschwindigkeiten im Ausgangsbereich in der realen Feuerung. Dadurch ist teilweise nur eine lokale Betrachtung der Strömungsverhältnisse möglich, wie beispielsweise im Bereich der Sekundärlufteinbringung. Obwohl die Qualität des Kaltmodells nach Abbildung 18 rechts, hinsichtlich Geometrie und Luftströmungen nicht sonderlich hoch war und keine Reaktionen betrachtet wurden, konnte in *Juschka et al. (2012)* die Strömung im Kaltmodell mit der Strömung im Prototyp der Feuerung in den Grundzügen visuell bestätigt werden.

Wird die Strömungsvisualisierung mit Hilfe von Aerosol und Laser für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eingesetzt, bedarf es einer großen Erfahrung, um vor allem bei skalierten Modellen die Ähnlichkeitsbedingungen richtig zu bestimmen und die visualisierten Strömungen in der Feuerung richtig zu deuten. Des Weiteren ist der Aufwand für den Modellbau, in Bezug auf die Fertigungsgenauigkeit und der Zugänglichkeit für die Aufnahmetechnik und Lichtquelle nicht zu unterschätzen.

Da keine chemischen Reaktionen bei diesem Entwicklungswerkzeug betrachtet werden, können die Feuerungskonzepte in Folge dessen nicht nach den verbrennungstechnischen Qualitätskriterien nach Kapitel 2.4, Seite 19 bewertet werden. Daher soll das Entwicklungswerkzeug Aerosol mit Laser nicht weiter betrachtet werden.

### 3.2 Computational Fluid Dynamics - CFD

Für die Entwicklung und Optimierung von Biomassefeuerungen stellt die computergestützte Simulation ein weiteres Entwicklungswerkzeug zur Verfügung und umfasst folgende Arbeitsschritte (Andersson et al. 2001):

- (1) Vorbereitende Schritte wie z. B. die Bilanzierung der Stoffströme
- (2) Modellaufbau
- (3) Vernetzung
- (4) Berechnung der Strömung und Reaktion, sowie des Energietransportes
- (5) Visualisierung der Ergebnisse
- (6) Auswertung und Bewertung der Ergebnisse

Abbildung 19 zeigt schematisch die Arbeitsschritte (2), (3) und (5) bei der Erstellung einer CFD Simulation für beispielsweise eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung.

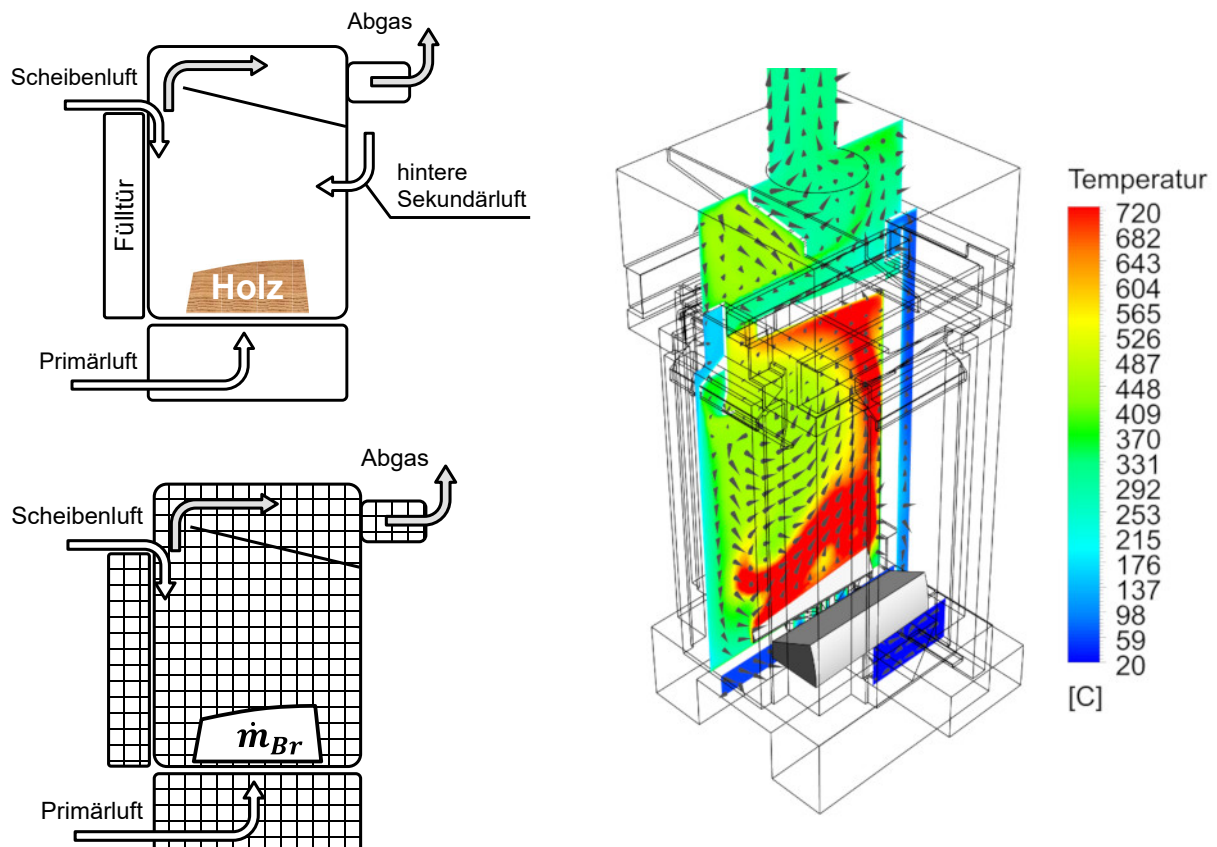


Abbildung 19: Arbeitsschritte: Erzeugung einer CFD-konformen Geometrie (links oben), Vernetzung (links unten), Setzen der Randbedingungen und Lösung der Erhaltungsgleichung (solver), Visualisierung und grafische Aufarbeitung der Ergebnisse (rechts).

Für die Bearbeitung dieser Teilschritte stehen kommerzielle und nicht kommerzielle CFD-Software zur Verfügung. In Tabelle 1 sind die für diese Arbeit genutzten kommerziellen Programme zur Durchführung von CFD-Simulation aufgelistet.

Die zu untersuchenden Feuerungskonstruktionen müssen für die CFD-Simulation vereinfacht und in eine CFD-konforme Modellgeometrie überführt werden. Durch Einteilung der Geometrie in finite Volumenelemente wird die Geometrie in ein mathematisches Rechennetz überführt (Kapitel 3.2.1). Das erstellte Rechennetz wird dann mit Randbedingungen und Teilmodellen versehen (pre-processing).

Die physikalischen, dynamischen und chemischen Vorgänge werden durch theoretische Modelle mathematisch beschrieben. Die programmtechnische Umsetzung der mathematischen Modelle wird in Teilmodellen durch unterschiedliche Software Lösungen umgesetzt. Bei der Simulation von Biomassefeuerungen sind die Teilmodelle für den Energietransport, die Strömung und die chemische Reaktion auszuwählen und einige Parameter sind für den entsprechenden Anwendungsfall zu definieren.

Die Strömung wird über ein Turbulenzmodell beschrieben (Kapitel 3.2.2). Der Energietransport in der Brennkammer einer Biomassefeuerung findet überwiegend durch Strahlung statt und wird mit Hilfe eines Strahlungsmodell beschrieben (Kapitel 3.2.2). Ein weiteres Teilmodell ist die Beschreibung der Verbrennung. Da die Reaktion von Holz zu komplex ist, muss die Verbrennung vereinfacht und globale Reaktionspfade mathematisch formuliert werden (Kapitel 3.2.3). Die Berechnung der homogenen chemischen Reaktionen wird mit einem Reaktionsmodell durchgeführt (Kapitel 3.2.4).

Die mathematischen Gleichungen werden in der entsprechenden Software durch einen Löser (engl.: solver) gelöst. Dabei wird in jedem Volumenelement die Strömung, die Energie und die Verbrennungsreaktionen berechnet. Anschließend können die Ergebnisse in Tabellen ausgegeben werden. Für ein besseres Verständnis der Vorgänge in den Feuerräumen werden die Ergebnisse oft grafisch aufgearbeitet und visualisiert (post-processing). Um die Massenströme der realen Feuerung in CFD-Simulation wieder zugeben, bedarf es in den vorbereitenden Schritten einer Bilanzierung der Massenströme der Verbrennungsluft und des Synthesegases, sowie dessen Zusammensetzung (Kapitel 3.2.5).

Tabelle 1: Für die Anwendung der Simulation verwendete Programme in der vorliegenden Arbeit.

Arbeitsschritt	Name Software
(1) Vorbereitende Schritte	Microsoft® Excel® (Tabellenkalkulation)
(2) Geometrie erzeugen	Solidworks®
(3) Vernetzung	Ansys® Meshing®
(4) CFD-Simulation	Ansys® Fluent® V14.1
(5) Visualisierung	Ansys® CFD-Post
(6) Auswertung der Ergebnisse	Microsoft® Excel® (Tabellenkalkulation)

### 3.2.1 Geometrie und Vernetzung

Die zu untersuchende Geometrie muss von einer CAD-Konstruktion für die Fertigung in ein CFD-konformes Modell überführt werden. Dabei wird der Fluidraum mit allen relevanten Geometrien abgebildet. Anschließend kann ein mathematisches Rechengitter mit Hilfe einer Vernetzer-Software erzeugt werden.

Die Qualität des Rechnetzes ist entscheidend für die Qualität der CFD-Simulation und erfordert diesbezüglich ein iteratives Vorgehen für die entsprechende Geometrie. Dabei geht es darum, ein möglichst feines Rechnetetz mit detaillierter Abbildung der Geometrie zu erreichen um die geometrische Realität wiederzugeben. Allerdings steigt mit der Anzahl an Volumenelementen die Speicher- und Rechenleistung. Daher sollten alle Vereinfachungen bei der Abbildung der Geometrie genutzt werden. Bei der Vernetzung ist die Balance zu finden zwischen einer detaillierten Abbildung der Geometrie und durch Vereinfachungen die Anzahl an Volumenelemente gering zu halten. Die Größe und damit die Anzahl der Zellen kann mit Hilfe von Qualitätskriterien für das Gitter bestimmt werden (*ANSYS Theory Guide 2013, ANSYS User's Guide 2013*).

Oftmals ist es aufwendig, ein Rechnetetz mit möglichst wenigen Zellen aber mit einer ausreichenden Qualität zu generieren. Die Besonderheit dabei liegt in den vergleichsweise kleinen Querschnitten für die Luftkanäle und den im Vergleich hierzu großen Volumina im Brennraum.

### 3.2.2 Strömung und Energietransport

Bei der numerischen Strömungsmechanik werden für die turbulente, reaktive Strömung im dreidimensionalen Raum, die zeitlich gemittelte Erhaltungsgleichung der Masse (Massenerhaltungssatz), des Impulses (Navier-Stokes-Gleichungen) und der Energie (Energieerhaltungssatz) durch ein iteratives Verfahren gelöst (RANS: **R**eynolds **A**veraged **N**avier-**S**tokes **S**imulation). Da die mathematische Beschreibung von turbulenten Strömungsvorgängen ein sehr umfangreiches Gebiet umfasst, wird im folgenden Kapitel nur auf die für diese Arbeit relevanten Aspekte eingegangen. Für eine detaillierte Beschreibung der physikalischen und mathematischen Grundlagen der turbulenten Strömung und des Energietransports wird auf die Literatur verwiesen (z.B. *Görner 1991, Gerlinger 2005, Joos 2006, Surek et al. 2007, Ferziger et al. 2008, Laurien et al. 2011, Eppele et al. 2012, Schwarze 2013, ANSYS Theory Guide 2013, ANSYS User's Guide 2013*).

Da sich eine spezielle Strömung überwiegend auf Grund der Geometrie einstellt, wird die Strömung durch ein iteratives Verfahren berechnet. Die Ergebnisse einer Rechenzelle, wie z. B. die Geschwindigkeit und die Richtung, werden an die angrenzenden Rechenzellen weitergegeben. Die Ausgangsgröße der einen Zelle dient dabei als Eingangsgröße der angrenzenden Zelle. Die Strömung durch eine Feuerung wird somit von der Einlass- zu der Ausgangsöffnung berechnet. Anfangs ändert sich die Strömung durch das Model stark und erst bei genügend Iterationsschritte ist nur noch eine geringe Änderung der Ergebnisse festzustellen. Ein Maß ist die Kontinuität (engl: continuity), wenn sich von einem Iterationsschritt zum nächsten sich die Ergebnisse nur noch sehr gering unterscheiden. Ändern sich die Ausgangsgrößen wie z. B. die Abgastemperatur, die Konzentrationen von Sauerstoff und Kohlenmonoxid von einem Iterationsschritt zum nächsten nicht mehr

signifikant, ist die Lösung konvergent (Beispiel in Abbildung D76 bis Abbildung D79 im Anhang, Seite 138 ff). Es werden üblicherweise nur stationäre Zustände simuliert, obwohl je nach Feuerungsart, wie z.B. bei *chargenweise betriebenen* Feuerungen die Betriebsbedingungen instationär und zeitabhängig verlaufen. Bei einer zeitabhängigen Simulation der instationären Verbrennungsvorgänge müssen in jeden Zeitschritt Informationen über die veränderten Randbedingungen vorliegen. Auf Grund der Komplexität der Verbrennungsvorgänge liegen bei der Biomasseverbrennung diese Informationen nicht vor.

Üblicherweise wird bei industriellen Anwendungen das vielfach validierte  $k-\varepsilon$  Turbulenzmodell eingesetzt. Dies stellt einen guten Kompromiss aus Vorhersagegenauigkeit und numerischer Stabilität dar (*Magel 1997*). Das Modell ist für den Freistrahler konzipiert, d. h. die Strömung findet ohne den Einfluss einer Wand statt. In Biomassefeuerungen ist auf Grund der relativ kleinen Brennkammern der Wandeinfluss nicht zu vernachlässigen. Zur Berechnung des Strömungsfeldes mit Wandeinfluss, steht das  $k-\omega$  Turbulenzmodell nach *Wilcox (1988)* und das  $k-\omega$  SST<sup>4</sup> Turbulenzmodell nach *Menter (1994)* zur Verfügung. Das  $k-\omega$  SST Turbulenzmodell vereint das robuste, vielfach validierte Turbulenzmodell für den Freistrahler, mit einem Modell für die Wandströmung (*Beirrow 2012*). In *Dietl (2012)* konnte die prinzipielle Eignung des  $k-\omega$  SST Turbulenzmodells für die Anwendung bei Biomassefeuerungen in den Versuchen an einem Kaltmodell einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung gezeigt werden.

Der Energietransport in der Brennkammer einer Biomassefeuerung findet neben der Wärmeleitung und Konvektion, überwiegend durch Strahlung der Flamme, Glut und Brennkammerwände statt. Diese Energiebilanz wird in der CFD-Simulation durch Lösen einer weiteren Transportgleichung realisiert. Für den Energietransport in Folge von Strahlung hat sich das Discrete Ordinates Model (DOM) bezüglich Genauigkeit und Rechenaufwand für Biomassefeuerungen bewährt (*Scharler 2001, Schütz 2012, Kurz 2014*). Dieses Strahlungsmodell löst für eine diskrete Anzahl von Strahlen entlang des Strahlungsweges die Intensitätsbilanz (siehe *ANSYS Theory Guide 2013*). Der Rechenaufwand steigt mit der Anzahl der betrachteten Flächen des Kontrollvolumens (Pixel) und der Anzahl der betrachteten Kontrollstrahlen im Raumwinkel. Die Abnahme der Intensität der Energie im Gasraum nimmt hauptsächlich durch die Strahlungsabsorption der Moleküle  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$  ab. Die Berechnung der Intensitätsabnahme im Gas einer Biomassefeuerung erfolgt bei der CFD-Simulation üblicherweise über das Weighted-Sum-of-Gray-Gas Model (WSGGM). Für eine ausführliche Beschreibung der Energieübertragung durch Strahlung und auf die entsprechenden Modelle soll auf die Literatur verwiesen werden, wie z.B. *Smith et al. (1982), Raithby et al. (1990), Chui et al. (1993), Ströhle (2004),* sowie *Görner (1991), ANSYS Theory Guide (2013)* und *ANSYS User's Guide (2013)*.

---

<sup>4</sup> SST: Shear Stress Transport

### 3.2.3 Reaktionspfade der Holzverbrennung in der CFD-Simulation

Der reale Holzabbrand ist ein komplexer Vorgang, bei der die Interaktionen zwischen den Phasen Trocknung, Pyrolyse, homogene Reaktion der flüchtigen Gase und heterogener Reaktion des festen Rückstandes, sowie die Interaktion zwischen dem Brennstoff und seiner Umgebung auftritt. Die Inhomogenität des Holzes (Kernholz, Randholz, Astlöcher, Stückigkeit, Faserrichtung) und die Holzart (Hart-, Weichholz), wirken sich auf die Entgasung, sowie den Zerfall der Holzstücke während der Verbrennung aus. Die mathematische Beschreibung für die Simulation gestaltet sich dadurch sehr schwierig, um diesen äußerst komplexen Holzabbrand abbilden zu können. Bei *chargenweise betriebenen* Feuerungen, wie z.B. bei Einzelraumfeuerungen oder bei Stückholzkesseln, kommt noch die instationäre und zeitabhängige Betriebsweise hinzu.

Die bei der Holzverbrennung vorkommenden Vorgänge Trocknung, Pyrolyse, heterogene Reaktion des festen Restkohlenstoffes werden teilweise durch detaillierte, nichtkommerzielle Partikelmodelle beschrieben. Die Partikelmodelle bzw. die Modelle zur Beschreibung des Brennstoffbettes von Rostfeuerungen wurden überwiegend in wissenschaftlichen Untersuchungen entwickelt und eingesetzt wie z.B. in *Bruch (2001)*, *Scharler (2001)*, *Thuman et al. (2001)*, *Wurzenberger et al. (2001)*, *Peters (2002)*, *Zahirović et al. (2004)*, *Rückert (2005)*, *Porteiro et al. (2009)*, *Galgano et al. (2006)*, *Mehrabian et al. (2012)*, *Mehrabian et al. (2014)*, *Gómez et al. (2015.07)*, *Ström et al. (2013.10)*, *Ström et al. (2013.12)*, *Kurz (2014)*, *Seljeskog et al. (2014)*, *Ström et al. (2015)*, *Peters et al. (2017)*, *Holtz et al. (2017)*, *Schwabauer et al. (2017)*. Für diese detaillierten Reaktionsmodelle, welche die Interaktion zwischen Wärmefreisetzung, Entgasung und Wärmeabgabe von Brennstoffpartikel beschreiben, werden hohe Anforderung an die Rechenleistung gestellt (*Mehrabian et al. 2015*, *Holtz et al. 2017<sup>5</sup>*).

Um praxistaugliche Rechenzeiten zu realisieren, wird daher die primäre Entgasungszone oftmals nicht numerisch in der CFD-Simulation simuliert. In einem vorgelagerten Prozess wird die Reaktion der festen Biomasse modelliert und so die Zusammensetzung der aus der Oberfläche austretenden Pyrolysegase bestimmt (z.B. in *Bruch 2001*, *Poreiro et al. 2009*). Für die Parametrisierung der Berechnungsmodelle sind umfangreiche messtechnische Voruntersuchungen nötig. In *Obernberger et al. 2003* wird der verwendete Brennstoff in einem Laborreaktor umfassend messtechnisch untersucht, um dann die Zusammensetzung der Pyrolysegase durch das nicht kommerzielle BIOSB.XLS-Modul zu bestimmen. In *Mätzing et al. (2017)* wird ebenfalls der Brennstoff mit dem KLEEA – Laborreaktor messtechnisch untersucht, um den nicht kommerziellen KLEEA – Code des Karlsruher Institutes für Technologie (KIT) zu parametrisieren. Mit dem KLEEA – Code wird die Zusammensetzung der Pyrolysegase über dem Brennstoffbett berechnet und dient als Randbedingung in der CFD-Simulation.

Bei der pyrolytischen Zersetzung des Brennstoffes entstehen eine Vielzahl an unterschiedlichen festen, flüssigen und gasförmigen Komponenten. Für die Reduzierung der Komplexität wird in der CFD-Simulation ein Synthesegas als Ersatz für den Brennstoff definiert. Das Synthesegas tritt aus der Oberfläche der Holzstücke bzw. aus dem Brennstoffbett aus. Die homogene Gasphasenreaktion des Synthesegases im Gasraum oberhalb des Brennstoffes wird durch ein vereinfachtes mathematisches Modell mit globalen

---

<sup>5</sup> Mündliche Mitteilung: Für einen Simulationsfall werden mehrere Wochen benötigt.



Reaktionspfaden berechnet. Die heterogene Kohlenstoffreaktion an der Oberfläche wird teilweise durch Oberflächenreaktionsmodelle abgebildet. Abbildung 20 zeigt schematisch die bei der CFD-Simulation von Biomassefeuerungen eingesetzten globalen Reaktionspfade.

Die reduzierten globalen Reaktionspfade gehen hauptsächlich auf die Arbeiten von *Dryer et al. (1973)*, *Howard et al. (1973)*, *Hautman et al. (1981)*, *Westbrook et al. (1981)*, *Westbrook et al. (1984)* und *Jones et al. (1988)* zurück. Die Gültigkeit einer Übertragung der globalen, reduzierten homogenen Reaktionspfade gegenüber einer detaillierten Reaktionschemie konnte *Magel (1997)*, *Förtsch et al. (2001)* und *Knaus (2001)* bei Kohlestaubfeuerungen zeigen. Für Biomassefeuerungen konnte die generelle Eignung der reduzierten, homogenen Reaktionspfade in einer Vielzahl von Veröffentlichungen festgestellt werden. In Kapitel 3.3, Seite 46 ff werden die für diese Arbeit interessanten Anwendungen genannt.

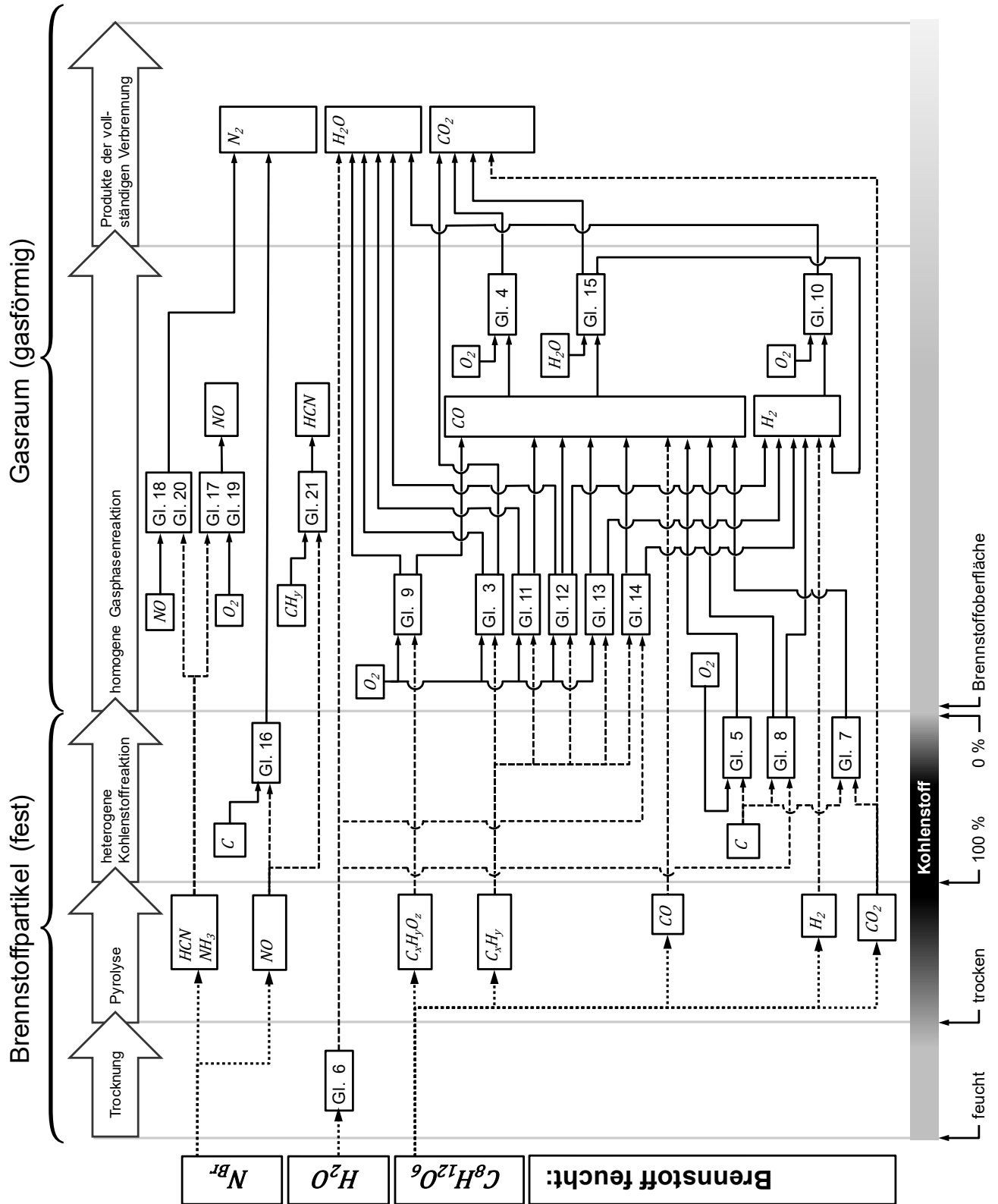


Abbildung 20: Reaktionspfade zur Beschreibung der Biomasseverbrennung in der CFD-Simulation.

### Trocknung der Holzstücke

Bei der Trocknung der Biomasse verdampft das in der Zellstruktur eingeschlossene und gebundene Wasser. Nur wenn ein detailliertes Partikelmodell eingesetzt wird, wird auch der Trocknungsprozess in der CFD-Simulation modelliert. Ansonsten wird angenommen, dass Wasserdampf ( $H_2O$ ) aus der Holzoberfläche tritt.



### Pyrolytische Zersetzung

Bei der pyrolytischen Zersetzung erfährt die Biomasse einen Gewichtsverlust von ca. 83 % (vgl. Tabelle A26, Seite 128 mittlere Werte für wasser- und aschefreies Holz, bezeichnet als flüchtige Stoffe). Die festen Holzbestandteile pyrolysieren dabei in gasförmige Einzelkomponenten wie z.B.  $C_xH_yO_z$ ,  $C_xH_y$ ,  $CO$ ,  $H_2$ ,  $CO_2$ . Die Einzelkomponenten stehen überwiegend in einem festen Verhältnis zu einander und werden anhand von Messungen bestimmt, z.B. *Di Blasi et al. (2001)*, *Thunman et al. (2001)*. Das Pyrolysegas tritt dann aus der Brennstoffoberfläche aus. Die Weiterreaktion des Pyrolysegases, bzw. der gasförmigen Einzelkomponenten, findet mit den entsprechenden Reaktionspfaden im Gasraum als eine homogene Gasphasenreaktion statt.

### Heterogene Kohlenstoffreaktion

Der als Endprodukt der pyrolytischen Zersetzung gebildete feste Kohlenstoff wird in einer heterogenen Oberflächenreaktion nach Gleichung (5) zu Kohlenmonoxid teiloxydiert:



Bei der Umsetzung des Kohlenstoffes stellt sich in Abhängigkeit der Temperatur ein Gleichgewicht zwischen Kohlenstoffdioxid und Kohlenmonoxid nach Gleichung (7) ein (Boudouard-Gleichgewichtsreaktion).



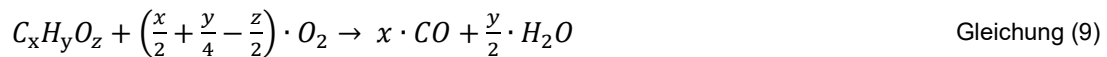
Des Weiteren ist eine Gleichgewichtsreaktion von Wasserdampf zu Wasserstoff nach Gleichung (8) an der heißen Kohlenstoffoberfläche denkbar.



### Homogene Gasphasenreaktion

Die bei der Pyrolyse entstandenen gasförmigen Bestandteile werden in einigen Untersuchungen in höhere Kohlenwasserstoffe und in leicht flüchtige Bestandteile aufgeteilt. Die höheren Kohlenwasserstoffe (z.B. in *Thunman et al. 2001* als  $C_6H_{6,2}O_{0,2}$  oder *Porteiro et al. 2009* als  $C_6H_4$ ) des Pyrolysegases werden mit Sauerstoff nach Gleichung (9) teiloxidiert.

Ein-Schritt Kohlenwasserstoff Reaktion ( $C_xH_yO_z$  - 1step):



Das aus der Biomasse austretende Kohlenmonoxid (CO) oxidiert nach Gleichung (4) zu Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>).



Der aus der Biomasse austretende Wasserstoff (H<sub>2</sub>) oxidiert mit Sauerstoff nach Gleichung (10) zu Wasserdampf (H<sub>2</sub>O).



Für die Reaktion der leicht flüchtigen Kohlenwasserstoffe ( $C_xH_y$ ) kommen in der Literatur differenzierte Reaktionspfade zur Anwendung. Die leicht flüchtigen Kohlenwasserstoffe werden überwiegend als Methan definiert.

Die in der Literatur zu findenden Reaktionspfade für Methan sind:

- Ein-Schritt-Reaktionspfade
- Reaktionspfade, welche vorwärts und rückwärts verlaufen
- mehrere gleichzeitig ablaufende Ein-Schritt-Reaktionspfade
- Mehr-Schritt Reaktionspfade über Zwischenprodukte
- konkurrierende Reaktionspfade

Die Methan-Reaktion kann mit einem Ein-Schritt, Zwei-Schritt, Drei-Schritt oder Vier-Schritt Pfad beschrieben werden. In der Ein-Schritt Reaktion wird nach Gleichung (3) Methan (CH<sub>4</sub>) direkt mit Sauerstoff (O<sub>2</sub>) vollständig zu Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) und Wasserdampf (H<sub>2</sub>O) oxidiert.

Ein-Schritt-Methan Reaktion (CH<sub>4</sub> - 1step):



Bei der Zwei-Schritt Methanreaktion reagiert nach Gleichung (11) im ersten Schritt Methan ( $\text{CH}_4$ ) mit Sauerstoff ( $\text{O}_2$ ) zu Kohlenmonoxid ( $\text{CO}$ ) und Wasserdampf ( $\text{H}_2\text{O}$ ). Das durch die Spaltung der Methanmoleküle entstandene Kohlenmonoxid reagiert dann nach Gleichung (4) im zweiten Schritt mit Sauerstoff zu Kohlendioxid ( $\text{CO}_2$ ).

Zwei-Schritt-Methan Reaktion ( $\text{CH}_4$  - 2step):



Bei der nach *Brink (1998)* vorgeschlagenen Drei-Schritt Methan Reaktion wird der im Methan ( $\text{CH}_4$ ) enthaltene Wasserstoff ( $\text{H}_2$ ) nicht vollständig zu Wasser oxidiert, sondern nach Gleichung (12) zu gleichen Teilen in Wasserstoff ( $\text{H}_2$ ) und Wasserdampf ( $\text{H}_2\text{O}$ ) gespalten. Der Kohlenstoff ( $\text{C}$ ) im Methan reagiert nach Gleichung (12) zu Kohlenmonoxid. Im weiteren Reaktionsschritt erfolgt dann die Umsetzung des Kohlenmonoxids ( $\text{CO}$ ) nach Gleichung (4) zu Kohlenstoffdioxid ( $\text{CO}_2$ ). Der Wasserstoff ( $\text{H}_2$ ) oxidiert nach Gleichung (10) zu Wasserdampf ( $\text{H}_2\text{O}$ ).

Drei-Schritt-Methan Reaktion ( $\text{CH}_4$  - 3step) mit Gleichung (4) und Gleichung (10)



In der nach *Jones et al. (1988)* entwickelten Vier-Schritt Reaktion wird nach Gleichung (13) das Methan ( $\text{CH}_4$ ) mit Hilfe von Sauerstoff ( $\text{O}_2$ ) in Kohlenmonoxid ( $\text{CO}$ ) und Wasserstoff ( $\text{H}_2$ ) gespalten. Mit Wasserdampf ( $\text{H}_2\text{O}$ ) wird das Methan ( $\text{CH}_4$ ) nach Gleichung (14) zu Kohlenmonoxid ( $\text{CO}$ ) und Wasserstoff ( $\text{H}_2$ ) reformiert. Weiter ist auch eine Wasser-Gas-Shift Gleichgewichtsreaktion nach Gleichung (15) von Wasserdampf ( $\text{H}_2\text{O}$ ) mit Kohlenmonoxid ( $\text{CO}$ ) zu Wasserstoff ( $\text{H}_2$ ) und Kohlendioxid ( $\text{CO}_2$ ) enthalten. Der durch die Spaltung der Methanmoleküle entstandene Wasserstoff, sowie der aus der Biomasse austretende Wasserstoff ( $\text{H}_2$ ) oxidiert durch eine 1-Schritt-Wasserstoff Reaktion nach Gleichung (10) zu Wasserdampf ( $\text{H}_2\text{O}$ ).

Vier-Schritt-Methan Reaktion ( $\text{CH}_4$  - 4step):



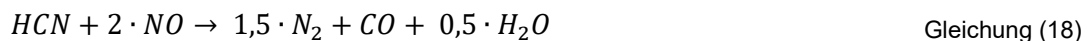
## Reduktion von Stickstoffmonoxid

Bei der Pyrolyse wird der Brennstoffstickstoff  $N_{Br}$  in Form von stickstoffoxidbildenden Komponenten als Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ), Cyanwasserstoff (HCN) und Stickstoffmonoxid (NO) freigesetzt. Die stickstoffoxidbildenden Komponenten werden bei der Oxidation überwiegend in Stickstoffmonoxid (NO) umgewandelt (Keller 1994). Kilpinen (1992) beschreibt ein Reaktionsmodell (Kilpinen92) mit detaillierter Reaktionskinetik zur Reduktion von stickstoffoxidbildenden Komponenten. Dieses detaillierte Reaktionsmodell umfasst 49 Spezies und 253 Reaktionspfade. In der CFD-Simulation werden überwiegend reduzierte globale Reaktionspfade genutzt, um den Rechenaufwand gering zu halten.

Die heterogene Reduktion von Stickstoffmonoxid (NO) an der Holzkohleoberfläche wird von Kilpinen et al. (2002) nach Gleichung (16) beschrieben.



De Soete (1975) beschreibt einen reduzierten globalen Reaktionspfad für die homogene Reduktion von Cyanwasserstoff nach Gleichung (17) bzw. die homogene Oxidation nach Gleichung (18).



Brink et al. (2001) schlägt einen Ansatz mit einem reduzierten globalen Reaktionspfad zur Beschreibung der Stickstoffreduktion vor. Dabei wird die homogene Reduktion von Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ) nach Gleichung (19) bzw. die homogene Oxidation nach Gleichung (20) genutzt. Nach Obernberger et al. (2003) ist dies auch zulässig, da bei Pyrolyseversuche mit unterschiedlichen biogenen Brennstoffen in einem Laborreaktor nur sehr geringe Mengen an Cyanwasserstoff (HCN) in den Pyrolysegasen festgestellt wurden.



Chen et al. 1996 beschreibt eine Reaktion von Stickstoffmonoxid (NO) und Methan ( $\text{CH}_4$ ) zu Cyanwasserstoff (HCN) nach Gleichung (21). Dieser Reaktionspfad wird als Reburne bezeichnet.



Die Gültigkeit einer Übertragung der globalen, reduzierten Reaktionspfade im Vergleich zu einer detaillierten Reaktionschemie konnte Obernberger et al. (2003) bei der Biomasseverbrennung und Müller (2015) bei Kohlestaubfeuerungen zeigen.

### 3.2.4 Verbrennungsmodelle der homogenen chemischen Reaktion

Die mathematische Beschreibung und die programmtechnische Umsetzung der Reaktionspfade in der homogenen chemischen Reaktion und der Berechnung der Reaktionsgeschwindigkeit in einer reaktiven Strömung erfolgt bei der CFD-Simulation üblicherweise mit den Modellen Finite-Rate (kin), Eddy Dissipation Model (EDM) bzw. eine Kombination aus den beiden Modellen (kin/EDM), sowie mit dem Eddy Dissipation Concept (EDC).

#### Finite-Rate Model (kin)

Das Finite-Rate Model (kin) beschreibt eine temperaturabhängige Reaktionsgeschwindigkeit und wird durch einen Arrhenius-Ansatz (*Arrhenius 1889*) nach Gleichung (C38) auf Seite 135 im Anhang angenähert und mit Faktoren parametrisiert. Für jeden Reaktionspfad nach Gleichung (4) bis Gleichung (15) aus dem vorherigen Kapitel 3.2.3 wird durch einen Arrhenius-Ansatzes parametrisiert. Die Faktoren im Arrhenius-Ansatz gehen hauptsächlich auf die Arbeiten von *Hottel et al. (1965)*, *Dryer et al. (1973)*, *Howard et al. (1973)*, *Hautman et al. (1981)*, *Westbrook et al. (1981)*, *Westbrook et al. (1984)* und *Jones et al. (1988)* zurück. Um die Qualität der Feuerung beurteilen zu können, wird in der CFD Simulation überwiegend die Kohlenmonoxidkonzentration als Vertreter von unverbrannten Bestandteilen der Verbrennung herangezogen. Tabelle 2 gibt beispielhaft den parametrisierten Arrhenius-Ansatz für die Kohlenmonoxidreaktion unterschiedlicher Autoren wieder, wie sie unter anderem bei der CFD-Simulation von Biomassefeuerungen eingesetzt wird.

Tabelle 2: Faktoren des Arrhenius-Ansatzes für die Kohlenmonoxidreaktion nach Gleichung (4) unterschiedlicher Autoren.

Quelle		Reaktionsgeschwindigkeit $\dot{r}_{CO}^{kin}$ in $kmol \cdot (m^3 \cdot s)^{-1}$
<i>Hottel et al. (1965)</i>	$\dot{r}_{CO}^{kin,Hottel}$	$2,5 \cdot 10^8 \cdot \exp\left(-\frac{6,716 \cdot 10^7}{R \cdot T_g}\right) [CO] [O_2]^{0,3} [H_2O]^{0,5}$
<i>Howard et al. (1973)</i>	$\dot{r}_{CO}^{kin,Howard}$	$1,3 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(-\frac{1,256 \cdot 10^8}{R \cdot T_g}\right) [CO] [O_2]^{0,5} [H_2O]^{0,5}$
<i>Hautman et al. (1981)</i>	$\dot{r}_{CO}^{kin,Hautman}$	$5,42 \cdot 10^9 \cdot \exp\left(-\frac{1,255 \cdot 10^8}{R \cdot T_g}\right) [CO] [O_2]^{0,5} [H_2O]^{0,5}$
<i>Westbrook et al. (1984)</i>	$\dot{r}_{CO}^{kin,Westbrook}$	$2,239 \cdot 10^{12} \cdot \exp\left(-\frac{1,7 \cdot 10^8}{R \cdot T_g}\right) [CO] [O_2]^{0,25} [H_2O]^{0,5}$

### Eddy Dissipation Model (EDM)

Das Eddy Dissipation Model (EDM) nach *Magnussen et al. (1977)* beschreibt die Reaktionsgeschwindigkeiten durch Mischungsvorgänge. Die Berechnung der Mischungskontrollierten Reaktionsgeschwindigkeit im EDM geht auf das Eddy-Break-Up Model nach *Spalding (1977)* zurück. Die Berechnung der Reaktionsgeschwindigkeit im EDM erfolgt nach Gleichung (C39), Seite 136 im Anhang. Die Reaktionsgeschwindigkeit ist bei diesem Mischungskontrollierten Ansatz allein von der molekularen Mischung abhängig und geht dabei von einem Ansatz „vermischt ist gleich verbrannt“ aus. Die Parametrisierung des Berechnungsmodells für die Berechnung der Mischungskontrollierten Reaktionsgeschwindigkeit erfolgt mit den Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  und  $B_{Mag}$ . Der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  hat einen Wertebereich von  $A_{Mag} = [0,4; 4,0]$  und muss je nach Anwendungsfall bestimmt werden. Der Wert des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  wird in der CFD-Simulation dahingehend gewählt, damit eine Übereinstimmung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation wie z.B. die Gastemperatur oder die Kohlenmonoxidkonzentration mit den Messwerten erfolgt. Der Magnussen-Koeffizient  $B_{Mag}$  wird üblicherweise mit  $B_{Mag} = 0,5$  konstant belassen. Für die ingenieurtechnische Anwendung eignet sich das EDM auf Grund der weit verbreiteten Anwendung im Besonderen, da es in den meisten kommerziellen CFD-Programmen implementiert ist (*Magel 1997, Brink et al. 2000*).

### Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM)

Im Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) wird in jeder Rechenzelle die Reaktionsgeschwindigkeit anhand von zwei mathematischen Formulierungen parallel gerechnet (siehe Abbildung 21). Die mathematische Formulierung für die Reaktionsgeschwindigkeit 1 ( $\dot{r}_i^{kin}$ ) ist dabei nach einem Arrhenius-Ansatzes temperaturkontrolliert, die für die Reaktionsgeschwindigkeit 2 ( $\dot{r}_i^{EDM}$ ) durch das EDM Mischungskontrolliert. Bei jedem Iterationsschritt findet in jeder Rechenzelle eine Minimumsabfrage statt und das Ergebnis mit der geringsten Reaktionsgeschwindigkeit wird für die weitere Berechnung gewählt. Mit diesem Modell wird demnach dem Einfluss der Temperatur und Mischungsgüte auf die Reaktionsgeschwindigkeit Rechnung getragen.

Abbildung 22 zeigt schematisch den Einfluss auf die Verteilung der einzelnen Berechnungspfade Mischungskontrolliert (rot) und temperaturkontrolliert (blau) über das Strömungsfeld in einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung. Diese Verteilung der einzelnen Berechnungspfade ist abhängig von der Wahl des Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$ . Wird ein kleiner Wert für den Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  gewählt, findet eine Berechnung in der Simulation überwiegend temperaturkontrolliert statt und es werden relativ hohe Konzentrationen von Kohlenmonoxid berechnet. Wird hingegen ein großer Wert für den Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  gewählt, erfolgt die berechnete Reaktion in der Simulation überwiegend Mischungskontrolliert und es werden geringere Konzentrationen von Kohlenmonoxid errechnet.



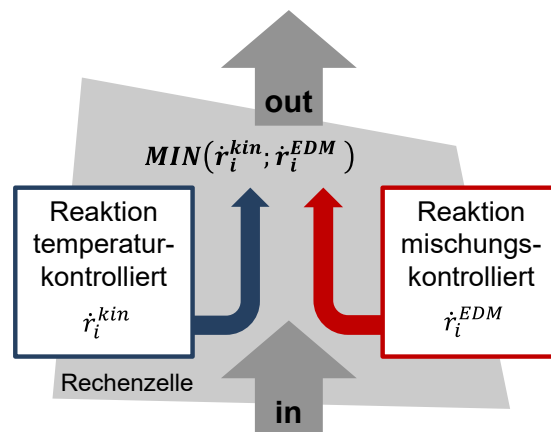


Abbildung 21: Schematische Darstellung der Berechnung der Reaktionsgeschwindigkeiten im EDM.

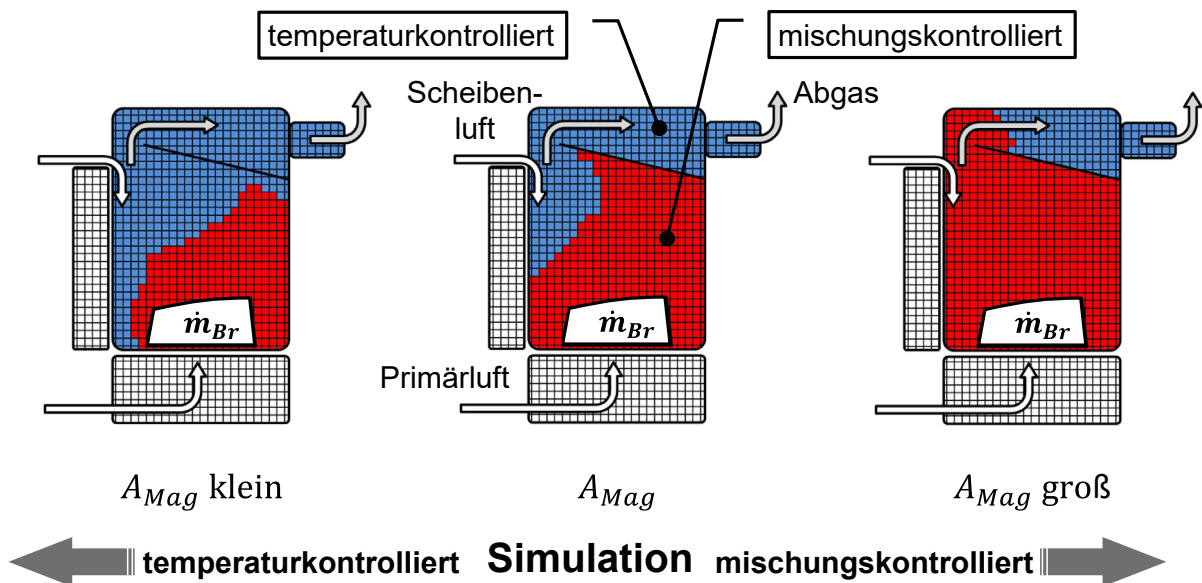


Abbildung 22: Schematische Darstellung des Einflusses des mischungskontrollierten Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  auf die Verteilung der einzelnen Berechnungspfade im EDM.

### Eddy Dissipation Concept (EDC)

Das Eddy Dissipation Concept (EDC) nach *Magnussen (1981)* ist eine Weiterentwicklung des Eddy Dissipation Models (EDM). Eine ausführliche Beschreibung des Eddy Dissipation Concept ist z.B. auch in *Magel (1997)* und *Ertesvag et al. (1999)* zu finden. Beim EDC wird das Volumen der Gasphase in ein Reaktionsgebiet (fine-structure) und in das umgebende Fluid unterteilt. Die Reaktion der Gase findet nur in dem Reaktionsgebiet statt. Aus den Turbulenzgrößen der umgebenden Strömung wird die Größe des Reaktionsgebietes bestimmt (*Förtsch et al. 2001*). Sind die brennbaren Gase und der Sauerstoff auf molekularer Ebene vollständig vermischt und ist eine ausreichend hohe Temperatur vorhanden, laufen die chemischen Reaktionen ab. Die für die chemische Reaktion zur Verfügung stehende Zeit und damit der Anteil der umgesetzten Gasspezies werden durch eine mittlere Aufenthaltszeit der zu reagierenden Stoffe im Reaktionsgebiet bestimmt. Die Berechnung der Reaktionsgeschwindigkeit im Reaktionsgebiet erfolgt im EDC ebenfalls über einen Arrhenius-Ansatz nach Tabelle C33 auf Seite 137 im Anhang. Auf Grund der Aufteilung im EDC in ein umgebendes Fluid und in ein Reaktionsgebiet, ist eine Implementierung von detaillierten Reaktionspfaden möglich. Das EDC ist bei reaktiven Strömungen mit hoher Reynoldszahl validiert (*Magel 1997, Shiehnejadhesar et al. 2014*).

### 3.2.5 Stoffstrombilanzierung

Da die Strömung entscheidend auf die Verbrennungsbedingungen wirkt, müssen die Volumenströme der Verbrennungsluft so berechnet werden, wie sie in der realen Feuerung auftreten. Da der Verbrennungsluftstrom bei einer *chargenweise betriebenen* Feuerung üblicherweise vom Unterdruck im Schornsteinsystem beeinflusst wird, wird bei der Simulation von einer idealisierten, stationären Feuerung ausgegangen. Dadurch können konstante Volumenströme an den Eingängen für die Verbrennungsluft angegeben werden. Eine Simulation des Schornsteinsystems und die daraus resultierende Verbrennungsluftmenge erfolgt üblicherweise nicht. Bei *mechanisch beschickten* Feuerungen wird der Differenzdruck in der Feuerung mit Hilfe eines Gebläses erzeugt. Auf die Abbildung eines Gebläses zur Erzeugung des Unterdruckes wird in der CFD-Simulation verzichtet.

Bei der Biomasseverbrennung pyrolysieren die festen Holzbestandteile in gasförmige Einzelkomponenten (Pyrolysegas) und treten üblicherweise aus der Brennstoffoberfläche aus. Die Weiterreaktion des Pyrolysegases, bzw. der gasförmigen Einzelkomponenten, findet mit den entsprechenden Reaktionspfaden im Gasraum als eine homogene Gasphasenreaktion statt. Für die CFD-Simulation muss ein Synthesegas als Ersatz für biogene Brennstoffe bestimmt werden. Die Hauptbestandteile des Pyrolysegases konnte *Klingel (2008)* mit bis zu 66% aus Kohlenmonoxid, 15% aromatische Kohlenwasserstoffe und zu 10% aliphatische Kohlenwasserstoffe<sup>6</sup>, als Vertreter in gleichen Anteilen Buten (C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>), Ethan (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) und Methan (CH<sub>4</sub>) benennen. Wasserstoff (H<sub>2</sub>) konnte *Klingel (2008)* bei seinen Messungen nicht detektieren. Als Ersatz für biogene Brennstoffe wird ein Synthesegas definiert und setzt sich aus den Bestandteilen C<sub>x</sub>H<sub>y</sub>, CO, CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O zusammen. Da bei naturbelassenen, rindenfreien Holzbrennstoffen die Ascheanteile, sowie die Elemente

---

<sup>6</sup> aliphatische Kohlenwasserstoffe sind organische Verbindungen, bestehend aus Kohlenstoff und Wasserstoff. Diese Stoffklasse weist keine aromatischen Ringsysteme, wie z.B. Benzol, auf (*Latscha et al., 2016*).

Schwefel, Chlor und Stickstoff in sehr geringen Mengen vorhanden sind, werden diese nicht mit betrachtet. Des Weiteren verbleibt die Asche zum Großteil in der Feuerung. Die Kohlenwasserstoffverbindung  $C_xH_y$  wird üblicherweise als  $CH_4$  definiert. Ausgehend von einer Holzzusammensetzung nach Tabelle A26 bzw. Tabelle A27 auf Seite 128 im Anhang, können die Massenströme für die Verbrennungsluft, des Synthesegases als Ersatz für biogene Brennstoffe und für das Abgas berechnet werden.

Abbildung 23 zeigt schematisch die Bilanzierung der Stoffströme bei einer definierten Feuerungsleistung für das Gesamtsystem „Feuerung“. Ausgehend von einer Feuerungswärmeleistung ( $P_{F,th}$ ), kann ein Brennstoffmassenstrom ( $\dot{m}_{Br}$ ) anhand der physikalischen ( $H_{i,Br}$ ) und chemischen ( $x_{i,Br}$ ) Eigenschaften des Brennstoffes, mit Hilfe der Verbrennungsrechnung berechnet werden (vgl. *Joost 2006 und Kaltschmitt et al. 2009*). Für eine vollständige Umsetzung des Brennstoffmassenstroms ( $\dot{m}_{Br}$ ) wird ein Verbrennungsluftstrom ( $\dot{m}_L$ ) benötigt, der bei Biomassefeuerungen üblicherweise in einem überstöchiometrischen Verhältnis steht ( $\lambda > 1$ ). Unter Annahme einer vollständigen Verbrennung, kann für den Brennstoffmassenstrom ( $\dot{m}_{Br}$ ) und den Verbrennungsluftstrom ( $\dot{m}_L$ ) ein Abgasmassenstrom ( $\dot{m}_{Abg}$ ), sowie die Abgaszusammensetzung ( $x_{i,Abg}$ ) bilanziert werden. Damit stimmen die berechneten Eingangsvolumenströme und der Abgasvolumenstrom mit denen überein, wie sie an der realen Feuerung bei stationären Bedingungen zu erwarten sind. Ausgehend vom Abgasmassenstrom ( $\dot{m}_{Abg}$ ), sowie dessen Zusammensetzung ( $x_{i,Abg}$ ), kann z.B. bei einem  $CH_4$ -2step Reaktionspfad ein Synthesegasmassenstrom ( $\dot{m}_{SyG}$ ) mit einer Zusammensetzung ( $x_{i,SyG}$ ) berechnet werden. Dieses Synthesegas weist bei dem berechneten Massenstrom ( $\dot{m}_{SyG}$ ) und dem daraus resultierenden Heizwert ( $H_{i,SyG}$ ) auf Grund dessen Zusammensetzung ( $x_{i,SyG}$ ) eine chemische Leistung auf, die der vorher festgelegten Feuerungswärmeleistung ( $P_{F,th}$ ) der zu untersuchenden Feuerung entspricht. Die Formeln für die Berechnung der Massenströme sind in Gleichung (B33) bis Gleichung (B35), auf den Seiten 133 ff zu finden. Anhand von einem zu definierenden Verhältnis von Methan zu Kohlenmonoxid im Brennstoffgemisch kann die Bilanzgleichung nach dem Schema aus Abbildung 23 gelöst werden.

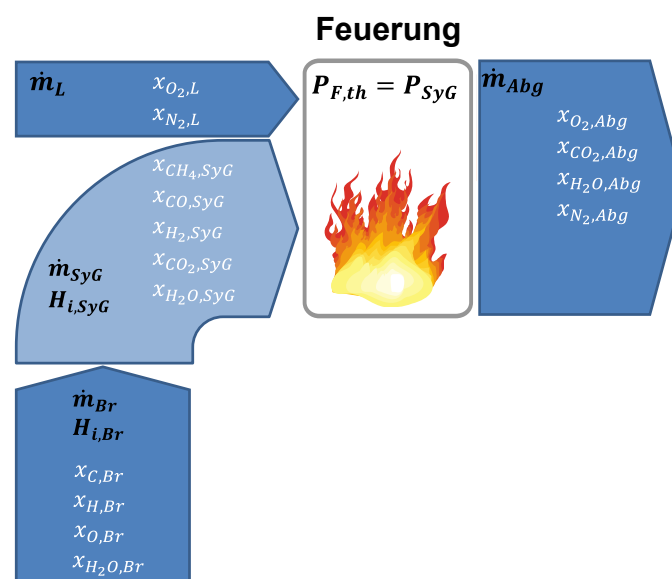


Abbildung 23: Schematische Darstellung der Bilanzierung der Stoffströme und der Leistung für das Gesamtsystem „Feuerung“.

### 3.3 Literaturübersicht über den Einsatz der CFD-Simulation bei Biomassefeuerungen

In diesem Kapitel soll ein Auszug der in der Literatur zu findenden Anwendungen bei kleinen und mittleren (Biomasse-) Feuerungen erfolgen, mit dem Fokus auf den Ergebnissen zu den berechneten Kohlenmonoxidkonzentrationen. Dabei findet eine Unterscheidung zwischen *chargenweise betriebenen* Feuerungen (Kapitel 3.3.1) und *mechanisch beschickten* Feuerungen (Kapitel 3.3.2) statt. Es soll ergründet werden, ob sich die Modelle als ingenieurstechnisches Werkzeug eignen und ob eine direkte Aussage über das Emissionsverhalten der Biomassefeuerung möglich ist. Ein Vergleich von unterschiedlichen Brennraumkonzepten soll Anhand des Vergleiches der berechneten CO- $\lambda$ -Charakteristik bzw. NO<sub>x</sub>- $\lambda$ -Charakteristik durchgeführt werden. Ein Fazit über den Einsatz der CFD-Simulation für die betrachteten Anwendungsfälle in der Literatur wird im Kapitel 3.3.3 aufgeführt.

#### 3.3.1 Chargenweise betriebene Feuerungen

**Unterberger (2005)** untersucht die sekundäre Verbrennungszone einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung mit seitlichen Unterbrand nach Abbildung 16, Seite 26. Für die Untersuchung wird der nicht kommerzielle AIOLOS Strömungslöser des Instituts für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik der Universität Stuttgart (*Schnell et al. 1995*) eingesetzt. *Unterberger et al. 1998* bestimmt die Eingangsgrößen der Randbedingungen durch umfangreiche Messungen an einer realen Feuerung. Die Gasphasenreaktion wird mit dem Eddy Dissipation Concept (EDC) in Kombination mit einem Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39 abgebildet und mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* parametrisiert. Die Modellierung der Strahlung erfolgt mit dem Discrete Ordinates Model (DOM) in Kombination mit dem Weighted-Sum-of-Gray-Gas Model (WSGGM). In *Knaus et al. (1999)* wird an dem Modell der sekundären Verbrennungszone differenzierte Turbulenzmodelle angewandt, mit dem Ergebnis, dass das k- $\epsilon$  Modell mit geringer Reynoldszahl am besten mit den Messwerten übereinstimmt. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in *Unterberger 2005* nicht statt, es wird lediglich ein stationärer Betriebspunkt untersucht. Dabei werden die Ergebnisse aus der CFD-Simulation mit den Messwerten einer vorhandenen Konstruktion validiert. Eine Ableitung auf eine Optimierung der Feuerung mit Hilfe der CFD-Simulation wird nicht gemacht. Ob sich die eingesetzten Simulationsmodelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eignen, kann nicht bewertet werden.

**Scharler et al. (2009)** optimiert eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung mit Hilfe der CFD-Simulation. Ein empirisches Brennstoffmodell nach *Scharler (2001.11)* wird für Stückholz erweitert und für die zeitabhängige Brennstoffumsetzung genutzt. Die Feuerung wird mit der Software ANSYS Fluent simuliert. Für die turbulente Strömung nutzt *Scharler et al. (2009)* das Realizable k- $\epsilon$  Modell. Die Gasphasenreaktion erfolgt mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) in Kombination mit einem Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39. Angaben zum verwendeten Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  und zu den Faktoren im Arrhenius-Ansatz wird nicht gemacht. Die Modellierung der Strahlung erfolgt mit dem Discrete Ordinates Model (DOM). Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in dieser Untersuchung nicht statt,

es wird lediglich ein stationärer Betriebspunkt betrachtet. In der Untersuchung werden Ergebnisse von zwei Optimierungen mit Messwerten verglichen. Allerdings wird nicht näher auf die Randbedingungen beim Vergleichspunkt, wie z. B. Luftzahl, Mittelwertbildung und auf die Anzahl der Abbrände eingegangen. Des Weiteren werden die Randbedingungen der Simulation zwischen den beiden Optimierungen verändert. Dabei wird die Brennstoffzusammensetzung und damit der Heizwert, sowie die Luftzahl verändert. In wieweit sich diese Änderungen auf das Simulationsergebnis auswirken, ist nicht abzuschätzen.

**Odermatt et al. (2012)** setzt für die Optimierung der Sekundärbrennkammer einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung mit zweistufiger Verbrennung die CFD-Simulation ein. Die Feuerung wird mit der Software ANSYS CFX simuliert. Die Gasphasenreaktion erfolgt mit einem Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 1,0$  im EDM. Angaben zum Strömungs-, Strahlungsmodell und zu den Reaktionspfaden werden nicht gemacht. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in dieser Untersuchung nicht statt, sondern es wird die Optimierung aus Kenngrößen der CFD-Simulation abgeleitet. Bei dieser Entwicklung erfolgt die Optimierung der Feuerung hauptsächlich durch die Visualisierung der Strömungs-, Temperatur- und der Konzentrationsverhältnisse in der Brennkammer. Ob sich die eingesetzten Modelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eignen, kann nicht bewertet werden.

**Schütz (2012)** untersucht eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung nach dem Sturzbrandprinzip, welche im Bearbeitungsverlauf allerdings umgebaut wird, so dass nach dem Umbau die Einzelraumfeuerung nach dem Durchbrandprinzip betrieben wird. Als Brennstoff dienen handelsübliche zylindrische Holzbriketts. Die Simulation der Feuerung erfolgt mit der Software ANSYS Fluent. Für die turbulente Strömung nutzt **Schütz (2012)** das k- $\epsilon$  Modell. Die Gasphasenreaktion wird mit dem EDC in Kombination mit einem Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (11), Seite 39 und einem Ein-Schritt-Wasserstoff Reaktionspfad nach Gleichung (10), Seite 38 berechnet. Die Parametrisierung des Arrhenius-Ansatzes erfolgt nach **Westbrook et al. (1984)**. Die Strahlung wird mit dem Discrete Ordinates Model (DOM) in Kombination mit einem WSGG-Model modelliert. Zusätzlich wird ein Rußmodell zur Berechnung der Gesamtstaubemissionen genutzt. Ein Vergleich zwischen Messung und CFD-Simulation findet über Mittelwerte der Hauptbrandphase statt. Dabei werden die Gastemperaturen und die Konzentrationen der Gase CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CO und CH<sub>4</sub> über eine grafische Korrelation in einem Diagramm verglichen. Die Korrelation der Gastemperatur erreicht ein Bestimmtheitsmaß von  $R^2 = 0,7$ . Dabei liegen die Gastemperaturen aus der CFD-Simulation ca. 300 K über der gemessenen Rauchgastemperatur. Nach **Schütz (2012)** könnte dies mit der Messposition zusammenhängen. Für die Gaskonzentrationen CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CO wird ein Bestimmtheitsmaß von  $R^2 = 0,84 - 0,88$  erreicht. Allerdings ist eine Verschiebung der Winkelhalbierenden bei den betrachteten Größen CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CO festzustellen. Bei O<sub>2</sub> ist eine Verschiebung von ca.  $y_{O_2} = 3 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  zu sehen. Bei den CO-Konzentrationen wird im unteren Bereich eine Kohlenmonoxidkonzentration von ca.  $y_{CO} = 1.000 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  gemessen. Mit der CFD-Simulation wurde ein ca. 3 fache höhere Kohlenmonoxidkonzentration von ca.  $y_{CO} = 3.000 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  berechnet. Im oberen Konzentrationsbereich wird in der Messung eine Kohlenmonoxidkonzentration von ca.  $y_{CO} = 4.000 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  und in der

CFD-Simulation von  $ca\ y_{CO} = 5.000\ mol/mol \cdot 10^{-6}$  erreicht. Anzumerken ist, dass der anzustrebende Bereich für die Kohlenmonoxidkonzentration bei Einzelraumfeuerung deutlich unterhalb von  $y_{CO} = 1.000\ mol/mol \cdot 10^{-6}$  liegt. Eine Korrelation zwischen den  $CH_4$ -Konzentrationen aus den Ergebnissen der Simulation und den gemessenen TVOC-Konzentrationen kann nicht festgestellt werden. Eine Korrelation zwischen den gemessenen Gesamtstaubemissionen und der Ruß-Konzentration aus den Ergebnissen des Rußmodells kann ebenfalls nicht gefunden werden. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in dieser Untersuchung nicht statt. Über die Eignung der eingesetzten Modelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen, können keine Aussagen getroffen werden.

**Sénéchal (2013)** untersucht mit der Software Ansys CFX zwei *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung mit Keramikfilter. Für die Gasphasenreaktion wird das Eddy Dissipation Concept (EDC) genutzt. Zum verwendeten Turbulenzmodell werden keine Angaben gemacht. Als Reaktionspfad kommt ein Ein-Schritt-Kohlenwasserstoff nach Gleichung (9), Seite 38 und ein Ein-Schritt-Kohlenmonoxid nach Gleichung (4), Seite 11 zum Einsatz. Bei dem Ein-Schritt-Kohlenwasserstoff Reaktionspfad werden die Faktoren im Arrhenius-Ansatzes empirisch durch umfangreiche Messungen ermittelt. Die Parametrisierung des Ein-Schritt-Kohlenmonoxid Reaktionspfades erfolgt mit den Faktoren nach *Westbrook et al. (1984)*. Die Strahlung wird mit dem Discrete Ordinates Model (DOM) modelliert. Der Fokus dieser Arbeit liegt auf der Dimensionierung von Brennräumen und der Möglichkeiten zur Simulation von Keramikfilter in *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerungen. In der Untersuchung findet kein ausführlicher Vergleich der Kohlenmonoxidkonzentration zwischen Simulation und Messung statt. Ob sich die eingesetzten Modelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eignen, kann nicht bewertet werden.

### 3.3.2 Mechanisch beschickte Feuerungen

**Scharler (2001)** simuliert eine Biomassefeuerung mit der Software ANSYS Fluent. Die turbulente Strömung wird mit dem Realizable k- $\epsilon$  Modell modelliert, die Strahlung mit dem Discrete Ordinates Model (DOM) in Kombination mit dem WSGG-Model. Die Gasphasenreaktion wird mit dem kin/EDM in Kombination mit einem nach *Brink (1998)* vorgeschlagenen Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39 durchgeführt. Die Parametrisierung des Arrhenius-Ansatzes erfolgt nach *Howard et al. (1973)*. Die Bestimmung des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  im mischungs-kontrollierten Reaktionspfad erfolgt durch umfangreiche Messungen in *Scharler et al. (2001.09)* und *Scharler (2001.11)* an einer Rostfeuerung. Dabei wird die Rostfeuerung in einen stationären Betrieb gebracht. Der Vergleich findet über Stundenmittelwerte bei konstanter Last statt. Als Brennstoff dienen sowohl Hackschnitzel als auch Spanplatten. Die beste Übereinstimmung der Kohlenmonoxidkonzentrationen zwischen Messung und Simulation wird mit einem Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 0,6$  erreicht. Je nach Messposition in der Biomassefeuerung und des verwendeten Brennstoffes wird mit einem anderen Magnussen-Koeffizient, der sich zwischen  $A_{Mag} = 0,6$  bis  $A_{Mag} = 2,0$  bewegte, eine bessere Übereinstimmung mit den Messergebnissen erreicht. Ein Vergleich

der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in dieser Untersuchung nicht statt, betrachtet wurde lediglich ein stationärer Betriebspunkt. Der Fokus dieser Arbeit liegt auf der Entwicklung eines empirischen Brennstoffbettmodells und dessen Validierung. Die Eignung der eingesetzten Simulationsmodelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen kann nicht bewertet werden.

**Zuberbühler (2002)** untersucht eine mechanisch beschickte Biomassefeuerung mit dem nicht kommerziellen Strömungslöser AIOLOS. Die Durchführung der Simulationen erfolgt durch einen Mitarbeiter<sup>7</sup>. Angaben zum verwendeten Reaktionspfad, zu den Reaktionsmodellen, sowie zum Strömungs- und Strahlungsmodell erfolgt nicht. Die Eingangsgrößen der Randbedingungen werden durch umfangreiche Messungen an einer realen Feuerung bestimmt. Bei dieser Untersuchung wird in der CFD-Simulation die Feuerung in zwei Teilfunktionen (TLF) unterteilt und in unterschiedlichen Komplexitäten simuliert. Die Primärzone (TLF-1) wird mit chemischen Reaktionen simuliert, damit die zu erwartenden Temperaturen und die Luftzahl räumlich erfasst werden können. Anhand dieser Bedingungen wird die Qualität einer Reduktionszone oberhalb des Brennstoffbettes auf eine mögliche NO<sub>x</sub>-Minderung beurteilt (vgl. Kapitel 2.4 Verbrennungstechnische Qualitätskriterien, Seite 19ff). In der untersuchten Primärkammer wird nur am Ende der Brennkammer eine Reduktionszone ausgemacht und damit konnte mit dieser Konstruktion nur eine geringe NO<sub>x</sub>-Minderungen festgestellt werden. Dies bestätigten auch die Messungen an einer realen Feuerung. In der Sekundärkammer (TLF-2) wird anschließend die Mischungsgüte des Gasmassenstromes aus der Primärkammer (TLF-1) und der Sekundärluft mit Hilfe eines Mischungsbruches berechnet. Reaktionen werden in der Sekundärkammer nicht berücksichtigt. In Folge dessen findet kein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik statt, sondern lediglich ein stationärer Betriebspunkt. Die Wirkung der Reduktionszone in der Primärkammer wird plausibel dargestellt. In wie weit sich die eingesetzten Modelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen in Bezug auf geringe Konzentrationen von Produkten der unvollständigen Verbrennung eignen, kann nicht bewertet werden.

**Rückert (2005)** erstellt ein numerisches Modell, um bei Rostfeuerungen die physikalischen und chemischen Teilprozesse der pyrolytische Zersetzung und der heterogenen Reaktion des festen Rückstandes im Brennstoffbett zu beschreiben. Für diese Untersuchung kommt der nicht kommerzielle Strömungslöser AIOLOS zu Einsatz. Die Bestimmung der Eingangsgrößen der Randbedingungen erfolgt durch umfangreiche Messungen an einer realen Feuerung. Die Gasphasenreaktion wird mit dem Eddy Dissipation Concept (EDC) in Kombination mit einem globalen Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39 beschrieben und mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz für Kohlenmonoxid nach *Hautman et al. (1981)* parametrisiert. Die Strahlung wird mit dem Discrete Ordinates Model (DOM) in Kombination mit dem WSGG-Model modelliert. Für die Berechnung der turbulenten Strömung nutzt *Rückert (2005)* das k- $\epsilon$  Modell. Ein Vergleich der Temperaturverteilung und der Gaskonzentrationen über dem Brennstoffbett zeigt eine gute Übereinstimmung zwischen den Messungen an einer realen Feuerung und den Ergebnissen aus der Simulation. In einer

---

<sup>7</sup> Dieter Förtsch: Unveröffentlichte, interne Projektarbeit: Durchführung von Simulationsberechnungen mit dem Simulationsprogramm AIOLOS anhand vorgegebener Geometrie und Randbedingungen.

größtechnischen Müllverbrennungsanlage wird bei unterschiedlichen Sekundärluftkonfigurationen mit Hilfe der Simulation die  $O_2$ - und CO-Konzentration visualisiert. Die dargestellten Ergebnisse können dann die Ergebnisse aus der Messung bestätigen. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in dieser Untersuchung nicht statt, es wurde lediglich ein stationärer Betriebspunkt betrachtet. In wieweit sich die eingesetzten Simulationsmodelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eignen, kann nicht bewertet werden.

**Scharler et al. (2005)** unterstützt die Entwicklung einer mechanisch beschickten Feuerung für die Brennstoffe Holzpellets und Hackschnitzel mit einer Nennwärmeleistung von  $P_{F,th} = 150$  kW mit der CFD-Software ANSYS Fluent. Das Brennstoffbett wird mit einem empirischen Brennstoffmodell nach *Scharler (2001.11)* modelliert. Die Berechnung der turbulenten Strömung erfolgt mit dem Realizable k- $\epsilon$  Modell. Die Gasphasenreaktion wird mit dem kin/EDM in Kombination mit einem Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad abgebildet. Angaben zum verwendeten Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  und zu den Faktoren im Arrhenius-Ansatz für die CO-Reaktion werden nicht gemacht. Die Strahlung wird mit dem DO-Model modelliert. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in dieser Untersuchung nicht statt, sondern es wird ein stationärer Betriebspunkt betrachtet, welcher nicht näher beschrieben wird. Die Darstellung der Verbesserung der Verbrennungsbedingungen erfolgt überwiegend durch Zweidimensionale kolorierte Grafiken der Temperatur, Sauerstoff- und Kohlenmonoxidkonzentrationen. Bei dieser Entwicklung erfolgt die Optimierung der Feuerung hauptsächlich durch die Visualisierung der Strömung, Temperatur- und der Konzentrationsverhältnisse in der Brennkammer. Wie die CFD-Simulation und die verwendeten Modelle für die Identifizierung von Optimierungsmaßnahmen eingesetzt werden, kann mit den veröffentlichten Ergebnissen nicht bewertet werden.

**Kiener et al. (2012)** bzw. *Nussbaumer et al. (2013)* und *Nussbaumer et al. (2015)* untersuchen die Optimierung der Sekundärlufteindüsung für eine Erweiterung der Teillastfähigkeit einer Rostfeuerung mit Hilfe der CFD-Software ANSYS CFX. Die Rostfeuerung weist eine Feuerungswärmeleistung von 1,2 MW auf. Die Modellierung des Brennstoffbetts erfolgt in Anlehnung an *Klasen et al. (1999)*. Für die Gasphasenreaktion nutzt *Kiener et al. (2012)* das Eddy Dissipation Model (EDM). Angaben zum verwendeten Strömungsmodell und zum verwendeten Reaktionspfad werden nicht gemacht. Bei der Gasphasenreaktion wird mit dem EDM nur der Mischungskontrollierten Berechnungspfad mit einem Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 1,0$  betrachtet. In *Nussbaumer et al. (2015)* wird der Magnussen-Koeffizient anhand der Ergebnisse von umfangreichen Messungen an einer realen Feuerung auf dem Prüfstand auf  $A_{Mag} = 2,0$  erhöht. In *Nussbaumer et al. (2015)* wird die turbulente Strömung mit dem k- $\epsilon$  Modell modelliert. Angaben zur Modellierung der Strahlung fehlen sowohl in *Kiener et al. (2012)* bzw. *Nussbaumer et al. (2013)* als auch in *Nussbaumer et al. (2015)*. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet in diesen Untersuchungen nicht statt. Die Bewertung und die Optimierung der Sekundärlufteindüsung wird punktuell mit Hilfe von Indikatoren abgeleitet. Als Indikator dient das Verhältnis der über die Simulation berechneten Kohlenmonoxidkonzentration im Verhältnis zu einer Referenzkohlenmonoxidkonzentration. Eine genauere Beschreibung der Referenzkohlenmonoxidkonzentration erfolgt nicht. Außerdem dient die Mischungseffizienz als Indikator für eine verbesserte Sekundärlufteindüsung. Die Eignung der in diesen Untersuchungen



eingesetzten Modelle und Methoden für die Entwicklung von Biomassefeuerungen kann nicht bewertet werden.

**Kurz (2014)** erstellt ein numerisches Modell, um bei Rostfeuerungen die physikalischen und chemischen Teilprozesse pyrolytische Zersetzung und heterogene Reaktion des festen Rückstandes im Brennstoffbett von Biomassefeuerungen zu beschreiben. Dieses Modell wird in dem nicht-kommerziellen Strömungslöser AIOLOS implementiert. Die Gasphasenreaktionen werden mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) in Kombination mit einem globalen Kohlenwasserstoffreaktionspfad nach Gleichung (9), Seite 38, ein Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39 und ein Wasserstoffreaktionspfad nach Gleichung (10), Seite 38 beschrieben. Die Kohlenmonoxidreaktion wird mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Hautman et al. (1981)* parametrisiert. Die Strahlung wird mit dem DO-Model in Kombination mit dem WSGG-Model modelliert. Die Berechnung der turbulenten Strömung erfolgt mit dem  $k$ - $\epsilon$  Modell. Ein Vergleich der Temperaturverteilung und der Gasspezies  $O_2$ ,  $CO$  und  $CO_2$  über dem Brennstoffbett zeigt eine gute Übereinstimmung zwischen den Ergebnissen aus der Simulation und der Messung an einer mittleren Biomassefeuerung mit einer FWL von 240 kW. Für den Mischungskontrollierten Berechnungspfad im EDM wird ein Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 0,6$  gewählt. Dabei zeigt sich, dass der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  einen maßgeblichen Einfluss auf das Temperaturniveau in der Brennkammer hat. *Kurz (2014)* stellt fest, dass der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  nicht allgemeingültig ist und anhand von Messungen an realen Feuerungsanlagen bestimmt werden muss. Ein Vergleich der  $CO$ - $\lambda$ -Charakteristik findet in dieser Untersuchung nicht statt, sondern es wird lediglich ein stationärer Betriebspunkt betrachtet. Der Fokus dieser Arbeit liegt auf der Erstellung eines Modells zur Beschreibung der Vorgänge im Brennstoffbett und die Validierung des Modells durch Messungen an realen Feuerungsanlagen. In wieweit sich die verwendeten Modelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eignen, kann nicht bewertet werden.

**Shiehnejadhesar et al. (2015)** stellt ein Modell zur Beschreibung der Reaktionsvorgänge vor. Für die Entwicklung und die Validierung der Reaktionsmodelle dient eine mechanisch beschickte Unterschub-Pelletfeuerung. Die Feuerung wird mit der Software ANSYS Fluent simuliert. Für das Brennstoffbett nutzt *Shiehnejadhesar et al. (2015)* das nicht kommerzielle empirische Bettmodell nach *Obernberger et al. (2003)*. Die Eingangsgrößen zur Parametrisierung des Brennstoffbetts erfolgt anhand von Ergebnissen aus umfangreichen Messungen auf dem Prüfstand (*Stubenberger et al. 2008*). Die Gasphasenreaktion wird mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) in Kombination mit einem globalen Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39 beschrieben. Der Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  im EDM wird mit Hilfe von umfangreichen Messergebnissen bestimmt. Angaben zu den Faktoren im Arrhenius-Ansatz für die Reaktion von Kohlenmonoxid werden nicht gemacht. Weiterhin wird mit dem Eddy Dissipation Concept (EDC) in Kombination mit einem Reaktionspfad, welche 12 Spezies und 25 Reaktionen behandelt, vergleichende Simulationen durchgeführt. Die Strahlung wird mit dem DO-Model in Kombination mit dem WSGG-Model modelliert. Für die turbulente Strömung wird das Realizable  $k$ - $\epsilon$  Modell mit Wandfunktion genutzt. Des Weiteren wird in der Untersuchung zur Berechnung der Stickstoffdioxidkonzentration das nicht kommerzielle Kilpinen92

(*Kilpinen 1992*) Reaktionsmodell mit 28 Reaktionsspezies und 102 Reaktionspfaden implementiert. Die Berechnung der Stickstoffoxide findet mit einem von *Zahirović et al. (2011.01)* entwickelten und in *Zahirović et al. (2011.06)* validierten Reaktionsmodell statt. Dabei wird zuerst eine Berechnung der Strömungs- und Temperaturverteilung in der Feuerung durchgeführt, danach wird in einem nachgeschalteten CFD-NO<sub>x</sub>-Postprozessor mit detaillierten Reaktionspfaden die Stickstoffoxidkonzentration berechnet. Die Bestimmung der stickstoffoxidbildenden Vorläufersubstanzen erfolgt ebenfalls in *Stubenberger et al. (2008)* und dienen als Eingangsgröße für das nicht kommerzielle empirische Bettmodell nach *Obernberger et al. (2003)*. Der Vergleich und die Bewertung der unterschiedlichen Modelle erfolgt hauptsächlich graphisch. Eine punktuelle Validierung der Kohlenmonoxid- und der Stickstoffoxidkonzentrationen ergibt zum einen eine gute Übereinstimmung zwischen den untersuchten Reaktionsmodellen, als auch zwischen der Messung und der Simulation. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik bzw. der NO<sub>x</sub>- $\lambda$ -Charakteristik findet nicht statt, sondern es wird lediglich ein stationärer Betriebspunkt betrachtet, welcher nicht näher beschrieben wird. Der Fokus dieser Untersuchung liegt auf der Entwicklung von neuen Reaktionsmodellen und deren Vergleich zu den etablierten Reaktionsmodellen kin/EDM und EDC. Inwieweit sich die eingesetzten Reaktionsmodelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eignen, kann nicht bewertet werden.

***Mehrabian et al. (2015)*** validiert an einer Rostfeuerungsanlage mit einer Feuerungswärmeleistung von 180 kW das in *Mehrabian et al. (2014)* entwickelte 3-D Brennstoffbettmodell. Des Weiteren werden vergleichende Simulationen mit einem empirischen Brennstoffbettmodell aus *Scharler (2001.11)* durchgeführt. Die Simulation erfolgt mit der Software ANSYS Fluent. Die Gasphasenreaktion wird mit einem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kinEDM) in Kombination mit einem globalen Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39 berechnet. Vergleichend werden Berechnungen mit einem kin/EDM mit Kohlenwasserstoffreaktionspfad nach Gleichung (9), Seite 38 und einem Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12), Seite 39 durchgeführt. Angaben zum Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  im EDM und zu den Faktoren im Arrhenius-Ansatz für die Reaktion von Kohlenmonoxid werden nicht gemacht. Weiter wird mit dem EDC in Kombination mit einem Reaktionspfad, welche 12 Spezies und 25 Reaktionen behandelt vergleichende Simulationen durchgeführt. Angaben zum Strahlungsmodell und zum Turbulenzmodell werden nicht gemacht. Ein Vergleich der mit den unterschiedlichen Modellen erhaltenen Simulationsergebnissen erfolgt hauptsächlich graphisch. Eine punktuelle Validierung der Kohlenmonoxidkonzentration ergibt eine gute Übereinstimmung zwischen allen Modellen. Ein Vergleich der CO- $\lambda$ -Charakteristik findet nicht statt, sondern es wurde lediglich ein stationärer Betriebspunkt betrachtet. Der Fokus liegt auf der Entwicklung von Modellen und deren Validierung. Die Eignung der eingesetzten Modelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen, kann nicht bewertet werden. Angemerkt wird, dass sich die Rechenzeit auf Grund des eingesetzten 3-D Bettmodells erheblich erhöht. Die Rechenzeiten liegen mit einer Workstation (8 Kern Prozessor) mit dem 3-D Bettmodell und dem kin/EDM bei ca. 10 Tagen. Wird die Rostfeuerungsanlage mit dem 3-D Bettmodell und dem EDC simuliert erhöht sich die Rechenzeit auf ca. 15 – 20 Tage.

**Gómez et al. (2015.06)** untersucht eine mechanisch beschickte Unterschubfeuerung mit einer Feuerungsleistung von 60 kW mittels CFD-Software ANSYS Fluent. Als Brennstoff dienen Holzpellets. Das Brennstoffbett ist in einem Untermodell nach Gómez et al. (2014) und Gómez et al. (2015.07) implementiert. Die Berechnung der Gasphasenreaktionen erfolgt mit einem Kohlenwasserstoff ( $C_4H_6$ ) Reaktionspfad nach Gleichung (9), Seite 38, einem Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad Gleichung (11), Seite 39, sowie mit einem Ein-Schritt-Wasserstoff Reaktionspfad nach Gleichung (10), Seite 38. Des Weiteren wird eine Wasser-Gas-Shift Gleichgewichtsreaktion nach Gleichung (15), Seite 39 implementiert. Angaben zur Modellierung der turbulenten Strömung werden nicht gemacht. Die Gasphasenreaktion wird mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) modelliert. Angaben zum verwendeten Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  im Mischungskontrollierten Berechnungspfad im EDM erfolgt nicht. Der temperaturkontrollierte Berechnungspfad für die Kohlenmonoxidoxidation wird mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach Westbrook et al. (1984) parametrisiert. Angaben zur Modellierung der Strahlung fehlen. Die Eingangsgrößen der Randbedingungen, wie z.B. die Brennstoffmenge und die Volumenströme der Verbrennungsluft, werden durch umfangreiche Messungen an einer realen Feuerung auf dem Prüfstand bestimmt. Eine punktuelle Validierung der Kohlenmonoxidkonzentration ergibt eine gute Übereinstimmung zwischen Simulation und Messung. Ein Vergleich der  $CO-\lambda$ -Charakteristik findet nicht statt, da der Fokus dieser Untersuchung auf der Entwicklung eines Brennstoffbettmodells und dessen Validierung liegt. In wieweit sich die eingesetzten Simulationsmodelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen eignen, kann nicht bewertet werden.

**Gómez et al. (2015.11)** untersucht eine mechanisch beschickte Pelletfeuerung für die Aufstellung im Wohnraum mit einer Feuerungsleistung von  $P_{F,th} = 20 \text{ kW}$  mittels CFD-Software ANSYS Fluent. Das Brennstoffbett ist in einem Untermodell nach Gómez et al. (2014) und Gómez et al. (2015.07) implementiert. Die Berechnung der Gasphasenreaktion erfolge mit einem Kohlenwasserstoff ( $C_4H_6$ ) Reaktionspfad nach Gleichung (9), Seite 38, einem Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad Gleichung (11), Seite 39, sowie mit einem Ein-Schritt-Wasserstoff Reaktionspfad nach Gleichung (10), Seite 38. Des Weiteren wird eine Wasser-Gas-Shift Gleichgewichtsreaktion nach Gleichung (15), Seite 39 implementiert. Die turbulente Strömung wird mit einem Realizable  $k-\varepsilon$  Modell durchgeführt. Die Gasphasenreaktion wird mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) modelliert. Für den Mischungskontrollierten Berechnungspfad im EDM wird ein Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 4,0$  gewählt. Der temperaturkontrollierte Berechnungspfad für die Kohlenmonoxidoxidation wird mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach Westbrook et al. (1984) parametrisiert. Für die Berechnung der Strahlung wird ein verändertes Discrete Ordinate Model (DOM) eingesetzt, welches Gómez et al. (2013) für die Simulation eines Solarabsorbers nutzt. Die Intensitätsabnahme in der Gasphase wird mit dem WSGG-Modell modelliert. Sowohl in der Simulation als auch in der Messung sind Kohlenmonoxidkonzentrationen von  $y_{CO} > 4.000 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  zu verzeichnen. Ein Vergleich der  $CO-\lambda$ -Charakteristik findet nicht in dieser Untersuchung nicht statt. Der Fokus liegt auf der Entwicklung eines Brennstoffbettmodells und dessen Validierung. Des Weiteren werden unterschiedliche Brennstoffdosiersysteme untersucht. Die Eignung der eingesetzten Simulationsmodelle für die Entwicklung von Biomassefeuerungen kann nicht bewertet werden.

### 3.3.3 Fazit der Literaturübersicht über den Einsatz der CFD-Simulation

Die turbulente Strömung wird in bisherigen Arbeiten zur CFD-Simulation überwiegend mit dem  $k-\varepsilon$  Strömungsmodell berechnet. Die Modellierung der Strahlung erfolgt meistens über das Discrete Ordinate Modell (DOM) in Kombination mit dem Weighted-Sum-of-Gray-Gas Model (WSGGM) für die Intensitätsabnahme durch die Gasmoleküle. Die homogenen Gasphasenreaktionen werden entweder mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) oder mit dem Eddy Dissipation Concept (EDC) modelliert. Bei einer detaillierten Parametrisierung sind die Ergebnisse mit dem kin/EDM und EDC vergleichbar (*Shiehnejadhesar et al. 2015, Mehrabian et al. 2015*). Für die Gasphasenreaktion kommt in den meisten Fällen ein 3-Schritt-Methan oder ein 2-Schritt-Methan in Kombination mit einem 1-Schritt-Wasserstoff Reaktionspfad zur Anwendung. Die Bestimmung der Stickstoffoxidkonzentration wird überwiegend in einem nachgeschalteten Berechnungsschritt durchgeführt. Wird das EDM zur Modellierung der Gasphasenreaktion genutzt wird oft der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  im Mischungskontrollierten Berechnungspfad nicht genannt. Nach *Scharler (2001)* ist eine Validierung (Begriffsdefinition siehe Seite VIII) der Simulation nötig. In *Kurz (2014)* wird dies präzisiert. So muss demnach eine Validierung der Simulation für jeden Anwendungsfall durchgeführt werden, da die Reaktionsparameter nicht allgemeingültig sind. Die Bestimmung der Parameter für die CFD-Modelle erfolgt überwiegend anhand von umfangreichen Messungen an einer realen Feuerung. Die in der öffentlich zugänglichen Literatur durchgeführten CFD-Simulation kommen überwiegend in der universitären Forschung zur Anwendung. Dabei werden hauptsächlich neue Modelle entwickelt. Diese Modelle werden dann an bereits existierenden Feuerungsanlagen validiert, um die generelle Eignung zu überprüfen. Dabei werden die Modellparameter auf den expliziten Anwendungsfall angepasst. Für die in der Literatur beschriebenen Untersuchungen und feuerungstechnischen Optimierungen mit Hilfe der CFD-Simulation mit den entsprechenden Modellen wird meist eine gute punktuelle Übereinstimmung erreicht. Findet eine entsprechende Parametrisierung der CFD-Simulation statt, stimmen die Kohlenmonoxid- und die Stickstoffoxidkonzentrationen mit den Messwerten gut überein. Dabei wird in den überwiegenden Fällen ein (optimaler) Betriebspunkt bei einer Sauerstoffkonzentration und einer Feuerungswärmeleistung untersucht. Die untersuchte Optimierung wird meistens durch die Visualisierung der Strömungs- und Temperaturverhältnisse, sowie der berechneten Gaskonzentrationen dargestellt. Die für eine praxisrelevante Aussagekraft typische Darstellung der  $CO-\lambda$ -Charakteristik, bzw. der  $NO_x-\lambda$ -Charakteristik zur Bewertung des Emissionsverhaltens von unterschiedlichen Brennkammerkonzepten erfolgt nicht.

## 4 Eigene Untersuchungen zur CFD-Simulation von Biomassefeuerungen

In diesem Kapitel sollen die eigenen Arbeiten zum Einsatz der CFD-Simulation detailliert an zwei Biomassefeuerungen beschrieben werden. Hierfür wird eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung (Kapitel 4.1) und ein Prototyp einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung (Kapitel 4.2) ausgewählt.

Bei der *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung soll mit Hilfe der CFD-Simulation eine Optimierung hinsichtlich des Emissionsverhaltens untersucht werden. Dies soll ohne zuvor durchgeführte Emissionsmessungen an einer realen Feuerung erfolgen. Mit Hilfe der CFD-Simulation soll im Voraus das Emissionsverhalten der originalen und einer modifizierten Feuerung bestimmt werden. Die Bewertung der Optimierung soll an Hand der CO- $\lambda$ -Charakteristik der originalen und der modifizierten Feuerung erfolgen. Anschließend erfolgt eine messtechnische Evaluierung (siehe Begriffsdefinitionen) der CFD-Simulation mit den realen Feuerungen.

Der Prototyp einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung wurde vor der CFD-Simulation auf dem Prüfstand umfangreich messtechnisch untersucht. Die Evaluierung der CFD-Simulation soll im Nachhinein mit den Messwerten erfolgen. Dabei liegt der Fokus weniger auf der Bewertung des Emissionsverhaltens durch einer CO- $\lambda$ -Charakteristik, bzw. NO<sub>x</sub> - $\lambda$ -Charakteristik, sondern auf der richtigen Wiedergabe der Verbrennungsbedingungen in der Brennkammer und der Ausbildung einer Reduktionszone. Die Bewertung der Reduktionszone soll indirekt anhand der Verteilung von Temperatur und Sauerstoffkonzentration in der Brennkammer erfolgen.

### 4.1 CFD bei einer chargenweise betriebenen Feuerung

Der Einsatz der CFD-Simulation in der Vorausbewertung soll am Beispiel einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung aufgezeigt werden. Als Vertreter einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung wird ein Kaminofen aus *Struschka et al. (2013)* gewählt. Dabei wird das originale, unveränderte Serienmodell des Herstellers mit einer modifizierten Konstruktion hinsichtlich des Emissionsverhaltens durch die Erstellung einer CO- $\lambda$ -Charakteristik verglichen. Die Ergebnisse der Simulation der originalen und der modifizierten Einzelraumfeuerung sollen dann auf dem Prüfstand messtechnisch überprüft werden. Da es für *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerungen keine gesetzliche Emissionsanforderung für Stickstoffdioxid (NO<sub>x</sub>) bestehen (*1. BImSchV*), beschränkt sich die CFD-Simulation auf die Berechnung der CO- $\lambda$ -Charakteristik.

#### 4.1.1 Modellaufbau und Vernetzung

Die zu untersuchende Feuerung weist einen schlanken, hohen Feuerraum mit drei Sichtscheiben auf. Die Feuerung besitzt einen Fächerrost, der über einem Schieber verschlossen werden kann. Die Primär- und Sekundärluft sind über Schieber unabhängig voneinander einzustellen. Die *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung ist für Stückholz mit einer maximalen Länge von 30 cm geeignet. Die feuerungstechnischen Daten sind im Anhang in Tabelle A28 auf Seite 129 aufgelistet.

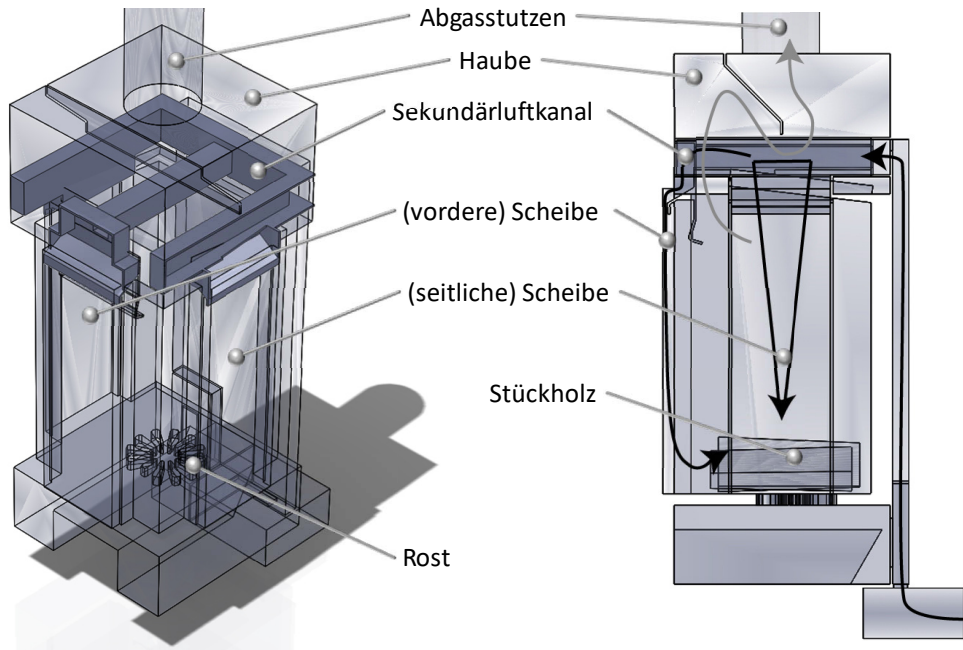


Abbildung 24: Konzeptionelle Luft- und Abgas-Führung in der originalen *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung.

In der originalen *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung wird die Primärluft über den Fächerrost, der im Betrieb geöffnet ist, den Holzstücken zugeführt. Die Sekundärluft wird über die Rückwand in den oberen Bereich geführt und dort w-förmig auf die drei Sichtscheiben geführt (siehe Abbildung 24 links). Die Gase gelangen über eine Umlenkplatte in die Haube und von dort aus nach einer weiteren Umlenkung in das Abgasrohr (Strömungsführung siehe grauer Pfeil in Abbildung 24). Durch die Umlenkung in der Haube wird der Luftkanal der vorderen Scheibenluft umströmt und dadurch vorgewärmt. Zusätzlich wird die Aufenthaltszeit in der Haube für eine bessere Wärmeabgabe erhöht.

In der modifizierten Einzelraumfeuerung wurden in der hinteren Rückwand zusätzliche Löcher für die Verbrennungsluft eingebracht. Des Weiteren wurden in der Modifikation die Seitenkanäle des w-förmigen Sekundärkanals für die seitliche Scheibenluft aus der originalen Einzelraumfeuerung durch drei orthogonal verlaufende Kanäle geändert (vgl. Abbildung 25). Zusätzlich wurde im Durchgang zwischen Brennraum und Haube ein Blech eingebracht, damit die Abgase vollständig in die Haube gelangen und dann die orthogonalen Luftkanäle gleichmäßig umströmen. Damit die orthogonalen Luftkanäle vollständig umströmt werden, wird das Umlenkblech in der Haube neu positioniert (vgl. Abbildung 25, vergrößerter Ausschnitt). Um den veränderten Strömungswiderstand durch die neue Luftführung zu kompensieren, wurde der Spalt der vorderen Scheibenluft von 8 mm auf 5 mm verringert. Der Spalt der seitlichen Scheibenluft wurde bei 5 mm belassen.

Die *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung muss von einer CAD-Konstruktion für die Fertigung in ein CFD-konformes Modell überführt werden (siehe Abbildung 26). Dabei wurde der Fluidraum mit allen relevanten Geometrien als ein zusammenhängendes Bauteil neu erstellt. Auf die Modellierung der Umlenkplatte und der Feuerraumwände als Bauteil wurde verzichtet. Diese wird als virtuelle Wand mit entsprechender Dicke und den dazugehörigen Materialeigenschaften als Randbedingung definiert. Dadurch kann die Anzahl der Zellen

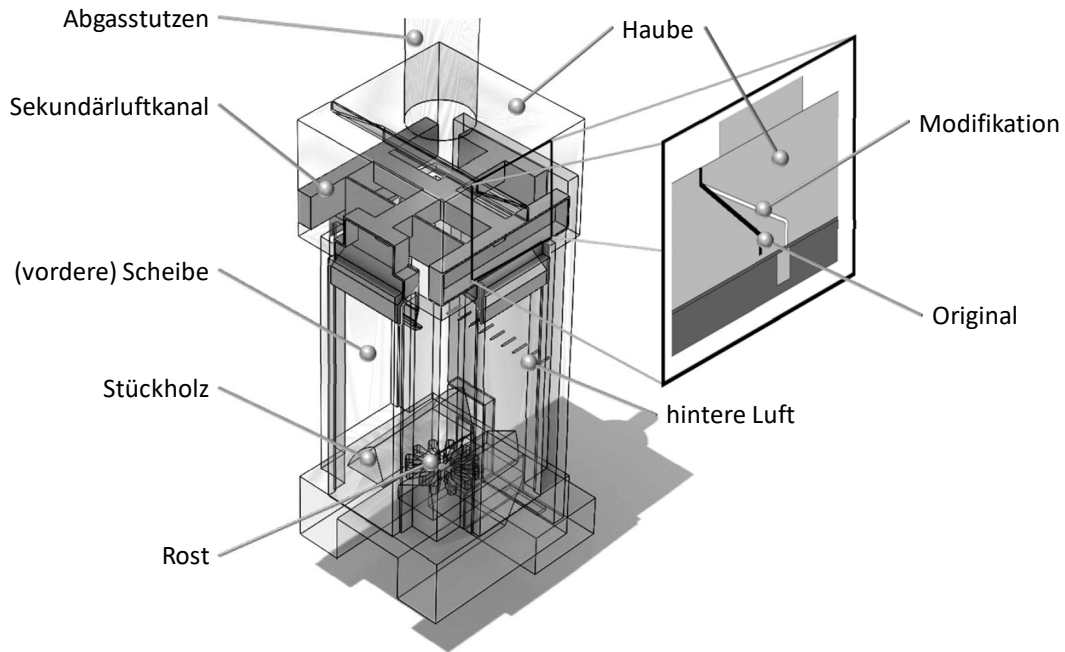


Abbildung 25: Konzeptionelle Luft- und Abgas-Führung in der *chargenweise betriebenen* Feuerung in der Modifikation.

verringert werden. Anschließend konnte dieser Volumenkörper mit Hilfe einer Vernetzer-Software in ein mathematisches Rechengitter überführt werden. Bei *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerungen ist es aufwendig, ein Rechengitter mit möglichst wenigen Zellen aber mit einer ausreichenden Qualität zu generieren. Die Besonderheit bei Einzelraumfeuerungen liegt in den vergleichsweise kleinen Querschnitten für die Luftkanäle, gerade im Bereich der Scheibenluft und den im Vergleich hierzu großen Volumina im Brennraum.

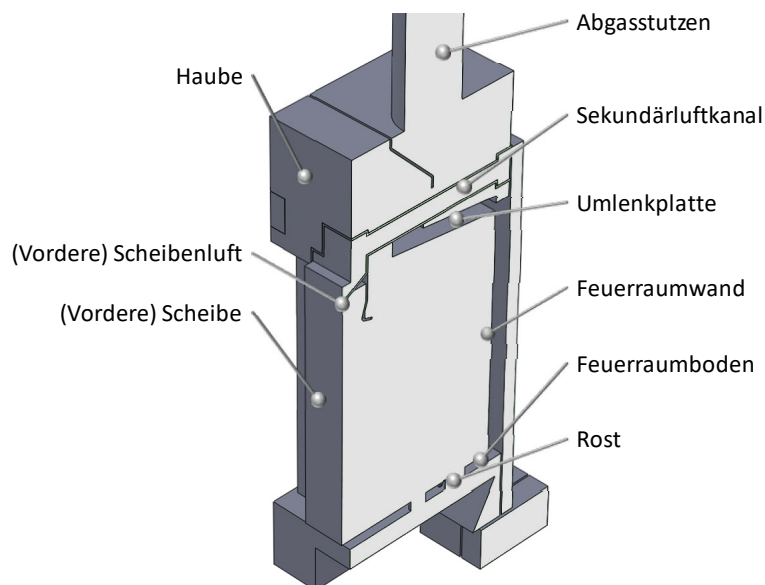


Abbildung 26: Schnittbild einer *chargenweise betriebenen* Feuerung als CFD-konformes 3D-Modell.



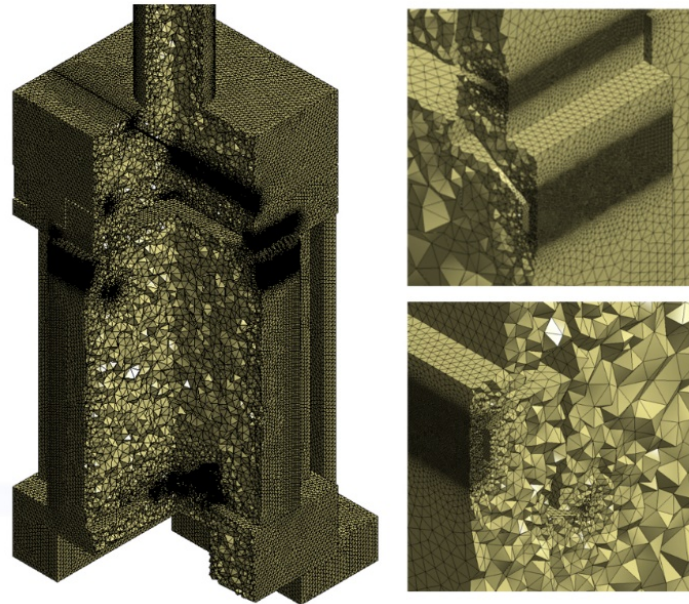


Abbildung 27: Erstelltes Rechennetz der *chargenweise betriebenen* Feuerung.

Abbildung 27 zeigt beispielhaft das erstellte Rechennetz der originalen Feuerung. Für die Erstellung des Rechennetzes wurden globale Netzparameter gewählt. Die Größe und damit die Anzahl der Zellen wurden für beide Konzepte der Einzelraumfeuerung mit Hilfe von Qualitätskriterien für das Gitter bestimmt (siehe *ANSYS User's Guide 2013*). Die Gitterdiskretisierung erfolgte zudem mit einer Sensitivitätsanalyse. Die erste Simulation wurde mit einem Gitter mit ca. 0,86 Mio. Zellen durchgeführt. Allerdings kam es bei dieser Gitterauflösung in einzelnen Rechnungen nicht zu einer Konvergenz der Simulationslösung, sondern zu einer Divergenz, die dann zu einem Abbruch der Simulation führte. Daraufhin wurden die globalen Netzparameter angepasst und das Rechengitter der sehr kleinen Querschnitte im Bereich der Scheibenluft lokal verfeinert (vgl. Abbildung 27 rechts). Mit diesem qualitativ verbesserten Rechennetz bestehen die beiden Konzepte der Einzelraumfeuerung jeweils aus ca. 8,63 Mio. Zellen.

#### 4.1.2 Modellauswahl und Stoffstrombilanzierung

Für die Modellierung der turbulenten Strömung wird das  $k-\omega$  SST Modell gewählt, um den Wandeinfluss in der Simulation Rechnung zu tragen. Die Berechnung der Gasphasenreaktionen soll mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM), in Kombination mit einem irreversiblen Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (11), Seite 39, erfolgen. Für den temperaturkontrollierten Berechnungspfad werden die Faktoren im Arrhenius-Ansatz für die Umsetzung von Kohlenmonoxid von *Westbrook et al. (1984)* genutzt. Mit diesen Faktoren konnte in *Schütz (2012)* bei unterschiedlichen Betriebszuständen eine tendenziell gute Korrelation der Kohlenmonoxidkonzentration bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung erreicht werden. Die Umsetzung des Methans findet ausschließlich über den mischungskontrollierten Berechnungspfad statt. Dies wird damit begründet, dass die Beurteilung der Qualität einer Feuerung ausschließlich über die Kohlenmonoxidkonzentration stattfinden soll. Zusätzlich kann nach Abbildung 8, Seite 13 angenommen werden, dass die Umsetzung des Kohlenmonoxids zu Kohlendioxid den langsamsten Reaktionsschritt darstellt. Für *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerungen



sind für den mischungskontrollierten Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  keine Richtwerte in der Literatur zu finden. *Odermatt et al. (2012)* nutzt einen Wert von  $A_{Mag} = 1,0$ , allerdings ohne Angaben des Reaktionspfades. *Blank et al. (2015)* nennt in einer Präsentation einen Wert von  $A_{Mag} = 0,8$  bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung. *Gómez et al. (2015.11)* nutzt für eine *mechanisch beschickte* Pelletfeuerung für den Wohnraum einen Wert von  $A_{Mag} = 4,0$ .

Für diese Untersuchung einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung soll mit einem gewählten Magnussen-Koeffizient im mischungskontrollierten Berechnungspfades mit  $A_{Mag} = 3,5$  als Startwert begonnen werden. Werden keine schlüssigen Kohlenmonoxidkonzentrationen erreicht, soll der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  entsprechend angepasst werden. Für die Modellierung der Strahlung wird das DO-Model in Kombination mit dem WSGG-Model eingesetzt.

In den technischen Daten des Kaminofens sind keine Informationen über den mittleren Restsauerstoffgehalt in der Hauptverbrennungsphase mit den geringsten Kohlenmonoxidemissionen angegeben. Vermutlich wird die *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung unter optimalen Bedingungen in der Hauptverbrennung bei minimalen Kohlenmonoxidkonzentrationen einen Restsauerstoffgehalt bei ca.  $y_{O_2} = 8 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  erreicht. In der Praxis wird üblicherweise der Sauerstoffgehalt nicht gemessen und wird bei ca.  $y_{O_2} = 12 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  oder höher liegen. Für den Referenzfall soll ein Restsauerstoffgehalt im Abgas von  $y_{O_2} = 10 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  festgelegt werden. Dieser Restsauerstoffgehalt entspricht einer Luftzahl von  $\lambda = 1,99$ . Der definierte Referenzfall repräsentiert die Hauptverbrennungsphase mit den geringsten zu erwartenden Kohlenmonoxidemissionen.

Die Bilanzierung der Stoffströme erfolgt nach dem Schema aus Kapitel 3.2.5, Seite 44 ff. Das Massenverhältnis von Kohlenmonoxid im Brennstoffgemisch wird nach *Klingel (2008)* für ein Produktgas bei  $T_G = 1.073 \text{ K}$ , ohne Restsauerstoff mit  $x_{CO} = 0,43 \text{ g/g}$  gewählt und danach iterativ das Massenverhältnis von Methan im Brennstoffgemisch gewählt, sodass die Leistung des Synthesegases einer gewünschten Feuerungswärmeleistung entspricht.

Das Synthesegas strömt von den inneren Schichten durch die äußerste Holzkohleschicht und tritt an der Oberfläche der Holzstücke aus (vgl. Sektor A in Abbildung 2, Seite 9). Die pyrolytische Zersetzung ist eine endotherme Reaktion und die Temperatur der relativ kühlen Pyrolysegase nimmt erst an der Grenzfläche der Brennstoffoberfläche wieder zu (*Thuman et al. 2002, Galgano et al. 2006 Mehrabian et al. 2012, Ström et al 2013.10, Ström et al 2013.12, Ström et al. 2015*). Ist die Temperatur oberhalb der Zündtemperatur des Synthesegases von ca.  $T_G = 773 \text{ K}$  bis  $T_G = 923 \text{ K}$  und ist genügend Sauerstoff vorhanden, wird die Reaktion des Synthesegases oberhalb der Holzstücke eingeleitet (*Klingel 2008*). Die Temperatur des aus der Oberfläche ausströmenden Gases ergibt sich aus der durch Rückstrahlung erwärmten Oberfläche und durch die heterogene Reaktion des Kohlenstoffes in der Randschicht des Holzstückes. Üblicherweise wird in der CFD-Simulation eine Temperatur des ausströmenden Gases als Randbedingung definiert. Bei einer *chargenweise betriebenen* Stückholzfeuerung nutzt *Unterberger (2005)* eine aus Messungen bestimmte Gastemperatur von  $T_{Gas} = 1.173 \text{ K}$  als Randbedingung für den Eintritt in die sekundäre Verbrennungszone. In *Seljeskog et al. (2014)* wird ein Abbrandmodell für Stückholz in *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerungen vorgestellt. Darin wird eine

Oberflächentemperatur von ca.  $T_{Br} = 973 K$  errechnet. In *Bugge et al. (2014)* wird die Konversionsrate von Stickstoff in Stickstoffoxid einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung mit Hilfe der CFD-Simulation bestimmt. Darin wird die Temperatur der ausströmenden Gase mit  $T_{SyG} = 773 K$  benannt. *Odermatt et al. (2012)* nutzt eine Temperatur der Vergasungsprodukte von  $T_{SyG} = 973 K$  um eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung mit getrennter Primär- und Sekundärkammer mit Hilfe der CFD-Simulation zu optimieren. *Scharler et al. (2009)* verwendet ein empirisches Brennstoffbettmodell, welches für Rostfeuerungen in *Scharler (2001)* entwickelt wurde, für die Simulation einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung. Die Temperatur der ausströmenden Gase wird in dieser Untersuchung nicht genannt. *Schütz (2012)* verwendet eine Temperatur von  $T_{SyG} = 973 K$  für das aus der Holzoberfläche strömende Synthesegas und begründet dies mit Messwerten aus *Richard et al. (1990)*, *Thunman et al. (2001)* und *Glarborg et al. (2004)*. *Sénéchal (2013)* nennt keine Temperaturen des ausströmenden Gases aus der Holzoberfläche für die Simulation der beiden *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerungen mit Schaumkeramikfilter.

Für diese Untersuchung einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung wird für das Synthesegas, welches aus der Holzoberfläche ausströmt, eine Temperatur von  $T_{SyG} = 973 K$  als Randbedingung vorgegeben. Dies entspricht dem Mittelwert aus *Unterberger (2005)*, *Odermatt et al. (2012)*, *Schütz (2012)*, *Seljeskog et al. (2014)* und *Bugge et al. (2014)*.

Die Massenströme, die physikalischen und chemischen Eigenschaften des Synthesegases als Ersatz für Holzbrennstoffe gibt Tabelle 3 wieder. Für die richtige Berechnung der Wandtemperatur und dem damit verbundenen Wärmetransport an die Umgebung, müssen Randbedingungen für jede Fläche definiert werden. Ebenso muss die Vorwärmung der Verbrennungsluft in den Luftkanälen durch geeignete Randbedingungen abgeschätzt werden. Im Anhang in Tabelle A29, Seite 129 sind beispielhaft einige gewählte Randbedingungen für die Simulationsrechnungen für beide Konzepte der *chargenweise betrieben* Einzelraumfeuerung aufgeführt.

Tabelle 3: Die Massenströme, die physikalischen und chemischen Eigenschaften des Synthesegases als Ersatz für Holzbrennstoffe für die Simulation der beiden Konzepte einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung.

	Eingangsgröße	Massenstrom	Massenverhältnis		Temperatur Gas	Heizwert
			$x_i$	$x_i$		
		$\dot{m}_i$ in $\frac{g}{s}$	$\frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_{SyG}}$	$\frac{\dot{m}_{L,Pri}}{\dot{m}_{L,Ges}}$	$T_G$ in K	$H_{i,SyG}$ in $\frac{kJ}{kg}$
$r_{CO}^{kin, Westbrook}$	Verbrennungsluft bei einer Luftzahl $\lambda = 2$	Luft	6,20		293	
	Synthesegas mit einer Heizleistung von $P_{SyG} = 10 kW$	CO	0,33	0,43	973	13.197
CH <sub>4</sub> -2step		CH <sub>4</sub>	0,13	0,18		
		H <sub>2</sub>	0,00	0,00		
		CO <sub>2</sub>	0,17	0,22		
		H <sub>2</sub> O	0,13	0,17		

### 4.1.3 Ergebnisse der CFD-Simulation

Wird mit den vorher genannten Randbedingungen eine Simulation im Referenzpunkt bei  $y_{O_2,Ref} = 10 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  und einem Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 3,5$  durchgeführt, wird eine Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 1.097 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  erreicht. Diese Kohlenmonoxidkonzentration entspricht einer Massenkonzentration von  $c_{CO,Bez} = 1.035 \text{ mg/m}^3$  bei einem Bezugssauerstoffgehalt im Abgas von  $y_{O_2} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  (siehe Berechnung nach Gleichung (B36) und Gleichung (B37), im Anhang, Seite 134). Diese Massenkonzentration stimmen mit den Angaben  $c_{CO,Bez} < 1.125 \text{ mg/m}^3$  bei  $y_{O_2} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  aus den technischen Daten des Kaminofens nach Tabelle A28 im Anhang, S. 129 überein. Daher soll keine Anpassung des mischungskontrollierten Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  erfolgen.

In Abbildung 28 ist die CO- $\lambda$ -Charakteristik der beiden Kaminofenkonzepte dargestellt. Im Bezugspunkt bei  $\lambda = 1,99$ , ist gegenüber der originalen Feuerung die Kohlenmonoxidkonzentration der Modifikation um  $y_{CO} = 460 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  geringer. Dies entspricht einer Verbesserung der Kohlenmonoxidkonzentration im Bezugspunkt von ca. 40 %. Wird die CO- $\lambda$ -Charakteristik der CFD-Simulation der beiden Feuerungskonzepte in Abbildung 28 genauer betrachtet, ist auffällig, dass das Minimum der Wanne bei beiden Kaminofenkonzepten zwischen  $\lambda = 1,25$  und  $\lambda = 1,5$  liegt und sich nicht signifikant unterscheiden. Üblicherweise wird bei *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerungen ein Minimum der Kohlenmonoxidkonzentration bei einer Luftzahl von  $\lambda \geq 1,6$  bis  $\lambda \leq 3$  erwartet. Eine messtechnische Überprüfung der Ergebnisse aus der Simulation und ein Vergleich der beiden Kaminofenkonzepte sollen auf dem Prüfstand erfolgen.

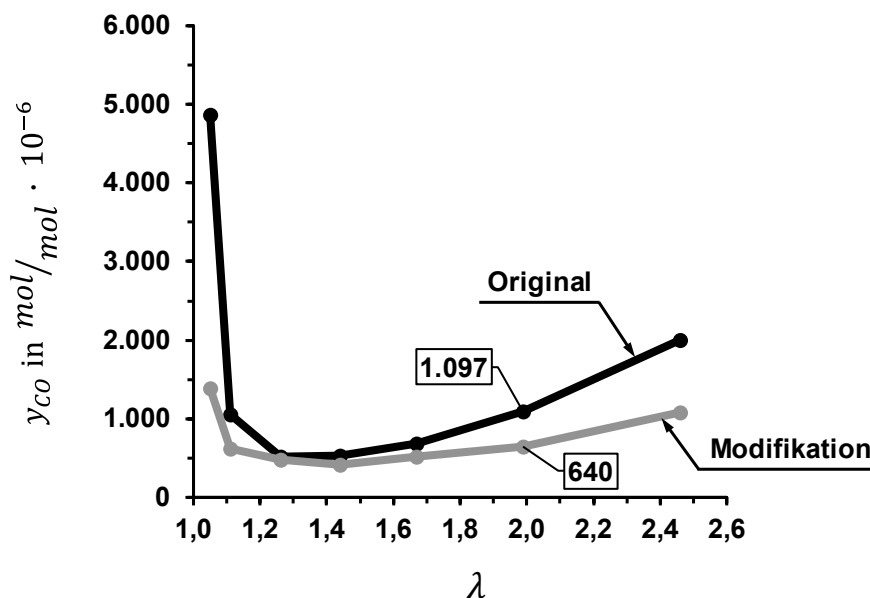


Abbildung 28: CO- $\lambda$ -Charakteristik der beiden simulierten Feuerungskonzepte.

#### 4.1.4 Messtechnische Überprüfung der CFD-Simulation

Für die beiden Konzepte der *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung werden Messungen auf dem Prüfstand in Anlehnung an *DIN EN 13240* durchgeführt. Die verwendeten Messgeräte sind in Tabelle A30 auf Seite 130 im Anhang zu finden. Eine detaillierte Versuchsdurchführung ist in *Struschka et al. (2013)* beschrieben. Tabelle 4 zeigt aus jeweils sechs aufeinander folgenden Versuchen die Mittelwerte der Sauerstoff- und Kohlenmonoxidkonzentration für unterschiedliche Betrachtungszeiträume der beiden Feuerungskonzepte. Gegenüber der CFD-Simulation ist bei der messtechnischen Überprüfung der modifizierten Einzelraumfeuerung auf dem Prüfstand keine Verbesserung des Emissionsverhaltens festzustellen. Über dem gesamten Abbrand ist bei der Modifikation sogar eine leichte Verschlechterung in Bezug auf die Kohlenmonoxidkonzentration zu verzeichnen. In der Hauptverbrennungsphase ist bei der Modifikation eine minimale Verbesserung der Kohlenmonoxidkonzentration bei einem geringeren Restsauerstoffgehalt im Abgas festzustellen. Bei der CFD-Simulation wird ein Bezugspunkt bei einer Sauerstoffkonzentration von  $y_{O_2} = 10 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  gewählt, der die Hauptverbrennungsphase repräsentiert. Die mittlere Sauerstoffkonzentration der originalen Konstruktion in der Hauptverbrennungsphase beträgt in der Messung  $\bar{y}_{O_2} = 12,7 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ . Die modifizierte Feuerung erreicht in der Messung eine mittlere Sauerstoffkonzentration in der Hauptverbrennungsphase von  $\bar{y}_{O_2} = 12,0 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ .

Tabelle 4: Mittelwerte der Prüfstandsmessung mit der *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung.

Betrachtungszeitraum	Zeit $\bar{t}_{Mess}$ in min	Sauerstoff- konzentration, trocken $\bar{y}_{O_2}$ in $\text{mol/mol} \cdot 10^{-2}$	Kohlenmonoxid- konzentration, trocken $\bar{y}_{CO}$ in $\text{mol/mol} \cdot 10^{-6}$
<b>Messung Original:</b>			
Gesamt	47	12,9	1.677
Anbrandphase	9	11,0	4.889
Hauptphase	29	<b>12,7</b>	<b>719</b>
Ausbrandphase	9	15,3	1.463
Phase mit $y_{O_2} = konst$		<b>10,0</b>	<b>590</b>
<b>Simulation Original bei <math>y_{O_2}</math></b>		<b>12</b>	<b>2.004</b>
		<b>10</b>	<b>1.097</b>
<b>Messung Modifikation:</b>			
Gesamt	48	12,4	1.925
Anbrandphase	12	11,1	4.887
Hauptphase	26	<b>12,0</b>	<b>687</b>
Ausbrandphase	10	14,7	1.554
Phase mit $y_{O_2} = konst$		<b>10,0</b>	<b>550</b>
<b>Simulation Modifikation bei <math>y_{O_2}</math></b>		<b>12</b>	<b>1.343</b>
		<b>10</b>	<b>642</b>

Dabei wird bei der modifizierten Feuerung nach der CFD-Simulation eine Verbesserung von ca. 40 % der Kohlenmonoxidkonzentrationen bei einer Sauerstoffkonzentration von  $y_{O_2} = 10 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  vorhergesagt. Dieses Potential konnte mit der messtechnischen Überprüfung auf dem Prüfstand nicht bestätigt werden.

Wird die aus den Messwerten erstellte CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik der originalen Einzelraumfeuerung mit der aus den CFD-Simulationsergebnissen erstellte CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik verglichen, bestätigt sich die zuvor beschriebene Abweichung. Abbildung 29 zeigt die Ergebnisse der Kohlenmonoxidkonzentration von sechs aufeinander folgenden Abbränden mit einer mittleren Versuchszeit von ca. 47 Minuten pro Abbrand. Die Punkte entsprechen 10 Sekunden Mittelwerte und jede Farbe steht für einen vollständigen Abbrand. Des Weiteren ist die auf Basis der CFD-Simulation erstellte CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik (hellgraue Kurve) mit einem über alle Sauerstoffkonzentrationen konstanten Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 3,5$  im Mischungskontrollierten Berechnungspfad dargestellt. Wird die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik der CFD-Simulation genauer betrachtet, ist eine Ähnlichkeit zur Charakteristik der Messwerte festzustellen. Allerdings ist eine Verschiebung der Charakteristik aus den Simulationsergebnissen zu geringeren Sauerstoffkonzentrationen zu erkennen. Wird die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik der Simulation um  $\Delta y_{O_2} = +5,5 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  nach rechts verschoben (dunkelgraue Kurve), kann eine Übereinstimmung von einzelnen Punkten zwischen der Messung und den Ergebnissen aus der Simulation gefunden werden. Die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik wird allerdings nicht zufriedenstellend wiedergegeben.

Wird die aus den Messwerten erstellte CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik der modifizierten Einzelraumfeuerung mit den Ergebnissen aus der CFD-Simulation verglichen, bestätigt sich

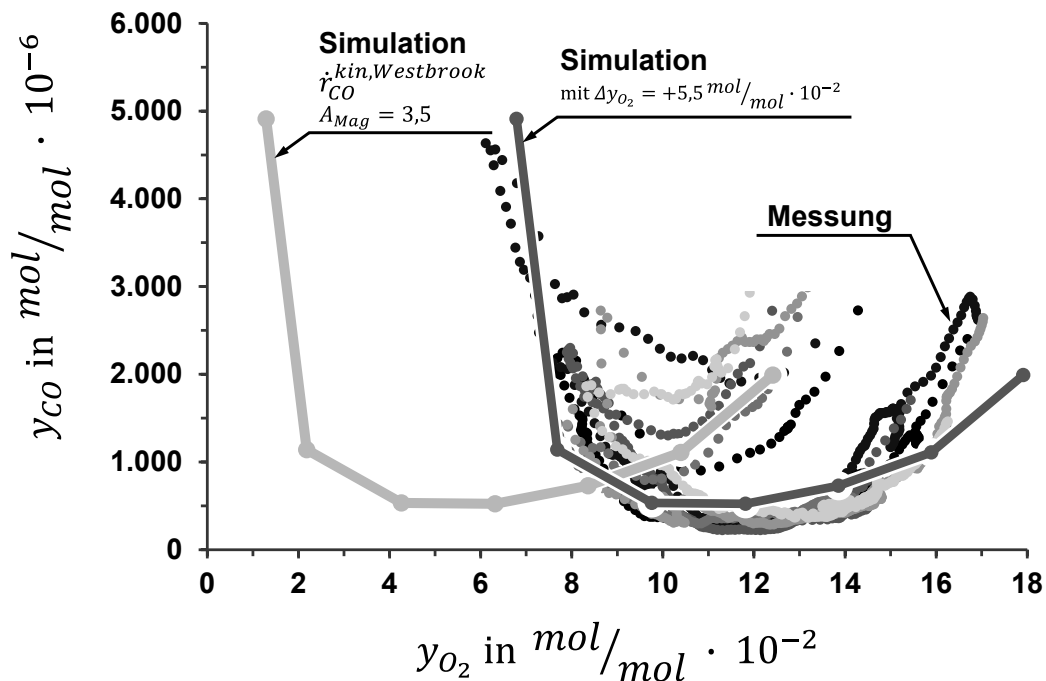


Abbildung 29: Berechneter CO-Verlauf durch die CFD-Simulation mit Konstanten  $A_{Mag}$  und aus Messungen der *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung im originalen Zustand.

ebenfalls die zuvor beschriebene Abweichung. Abbildung 30 zeigt die Ergebnisse der Kohlenmonoxidkonzentration von sechs aufeinander folgenden Abbränden bei der modifizierten Feuerung mit einer mittleren Versuchszeit von ca. 48 Minuten pro Abbrand. Die Punkte entsprechen 10 Sekunden Mittelwerte und jede Farbe steht für einen vollständigen Abbrand. Des Weiteren ist die mit den Ergebnissen der CFD-Simulation erstellte CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik (hellgraue Kurve) mit einem über alle Sauerstoffkonzentrationen konstanten Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 3,5$  im Mischungskontrollierten Berechnungspfad dargestellt. Hierbei ergibt sich für die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik bei der modifizierten Einzelraumfeuerung keine Übereinstimmung der Ergebnisse aus den Messung und der Simulation und es ist auch keine Ähnlichkeit der Charakteristik festzustellen. Wird die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik der Simulation für die modifizierte Einzelraumfeuerung ebenfalls um  $\Delta y_{O_2} = +5,5 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  nach rechts verschoben (dunkelgraue Kurve), ist eine Übereinstimmung von einzelnen Punkten festzustellen. Die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik wird allerdings nicht zufriedenstellend wiedergegeben.

Eine visuelle Übereinstimmung der Strömungsverhältnisse in der Brennkammer der *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung und der mit der CFD-Simulation berechneten Strömungsverhältnissen konnte in *Struschka et al. (2013)* bestätigt werden. Allerdings ließ sich mit der Visualisierung der Strömungs-, Temperatur- und Konzentrationsverhältnisse keine Aussagen über das Emissionsverhalten machen. Des Weiteren ist eine Bewertung von Optimierungsmaßnahmen durch den Vergleich von Bildern der Strömungs-, Temperatur- und Konzentrationsverhältnisse nicht möglich. Diese Ergebnisse zeigen, dass ohne die vorherige Parametrisierung der CFD-Simulation mit Messwerten ein direkter Vergleich des Emissionsverhaltens der beiden Feuerungskonzepte mit Hilfe der CFD-Simulation bisher nicht möglich ist.

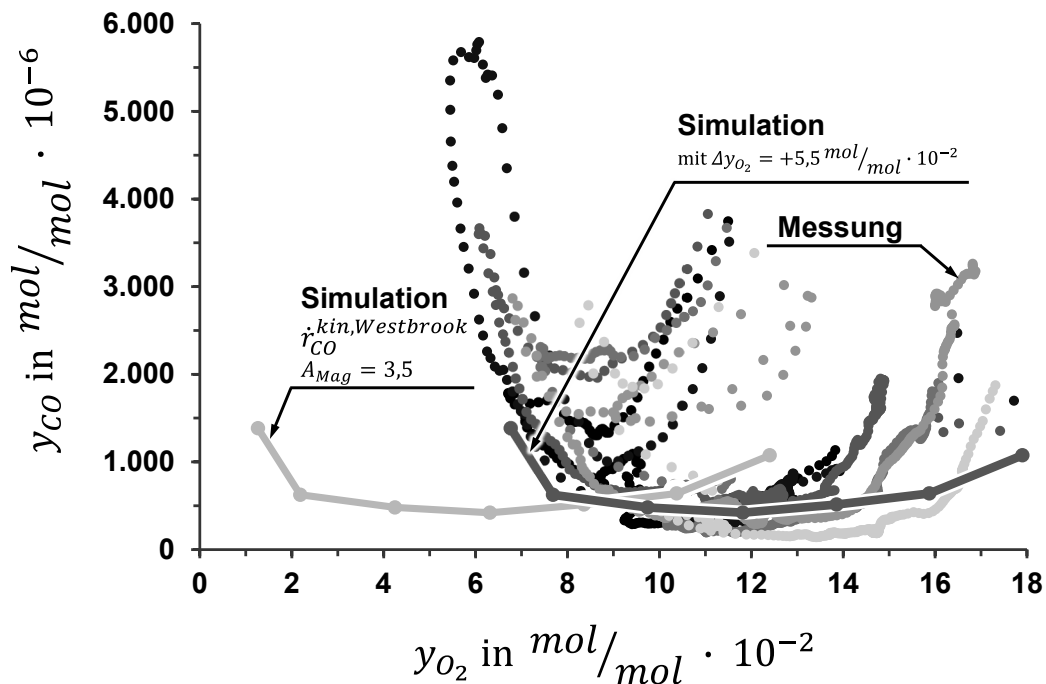


Abbildung 30: Berechneter CO-Verlauf durch die CFD-Simulation mit Konstanten  $A_{Mag}$  und die Messung der modifizierten *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung.

## 4.2 CFD bei einer mechanisch beschickten Feuerung

Als Vertreter von *mechanisch beschickten* Biomassefeuerungen soll eine Feuerung für die thermische Nutzung von landwirtschaftlichen Reststoffen dienen. Eine Übersicht von Feuerungsanlagen für landwirtschaftliche Reststoffe gibt *Juschka et al. (2015.09)*. Bei der in dieser Arbeit verwendeten Feuerung erfolgt eine Aufteilung der Verbrennungsphasen Entgasung sowie Oxidation der Pyrolysegase und der Entgasungsrückstände in getrennten Reaktionsräumen. Abbildung 31 zeigt das Schema des Verbrennungskonzeptes, welches in einem Prototyp umgesetzt und an einen marktüblichen Heizkessel angebaut wurde. Eine detaillierte Beschreibung der Feuerung bietet *Barth (2018)*. Die in der primären Entgasungszone entstandenen Pyrolysegase werden mit Sekundärluft vermischt und sollen in der nachfolgenden Ausbrandzone in einem Flammrohr weitgehend vollständig oxidieren. Dies entspricht auch die Systemgrenze für die CFD-Simulation.

### 4.2.1 Messtechnische Überprüfung der Feuerungsanlage

Der Prototyp einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung wird in *Juschka et al. (2015.05a)* vor der CFD-Simulation auf dem Prüfstand umfangreich messtechnisch untersucht. Die verwendeten Messgeräte sind in Tabelle A31 auf Seite 131 im Anhang zu finden. Tabelle 5 zeigt für verschiedene Messreihen bei der Verbrennung von Holzpellets die gemessenen mittleren Konzentrationen von Sauerstoff, Kohlenmonoxid und Stickstoffoxid im Abgas am Ausgang des Heizkessels. Bei diesen Messreihen 1 - 3 werden die Bedingungen in der Primärzone konstant gehalten (vgl. Tabelle E34, Seite 141 im Anhang). In der Messreihe 1 wird auf eine Sauerstoffkonzentration von  $y_{O_2} = 7,0 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ , in Messreihe 2 auf  $y_{O_2} = 5,0 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  und in Messreihe 3 auf  $y_{O_2} = 3,0 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  geregelt.

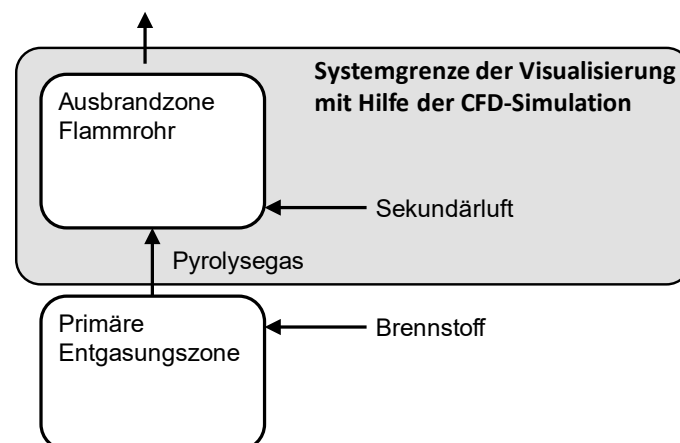


Abbildung 31: Simulation der Verbrennungsbedingungen in der Ausbrandzone an einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung.

Tabelle 5: Mittlere Konzentration der Messreihen 1 – 2 mit dem Brennstoff Holzpellets in einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung

	mittlere Luftzahl $\lambda$	$\bar{y}_{O_2}$ $\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-2}$	$\bar{y}_{CO}$ $\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-6}$	$\bar{y}_{NO_x}$
Messreihe 1 (●)	1,49	7,0	15	120
Messreihe 2 (▲)	1,28	4,6	15	108
Messreihe 3 (◆)	1,12	2,6	53	92

Die mit Prüfstandswerten ermittelte CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik und NO<sub>x</sub>-O<sub>2</sub>-Charakteristik zeigt Abbildung 32. Dargestellt sind die Messreihen 1 – 3 aus Tabelle 5. Die Punkte entsprechen 10 Sekunden Mittelwerten. Die Kohlenmonoxidkonzentrationen liegen über einem weiten Bereich des Restsauerstoffgehalts bei ca.  $\bar{y}_{CO} = 15 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  konstant niedrig. Ab einer Sauerstoffkonzentration von  $y_{O_2} < 3 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  ist ein steiler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentrationen zu verzeichnen. Ein Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration bei hohen Sauerstoffkonzentrationen wird mit diesen Messreihen nicht erfasst. Bei der Verbrennung von Holzpellets zeigt der Prototyp eine deutliche Stickstoffoxidreduktion bei der Verringerung des Luftüberschusses im Abgas.

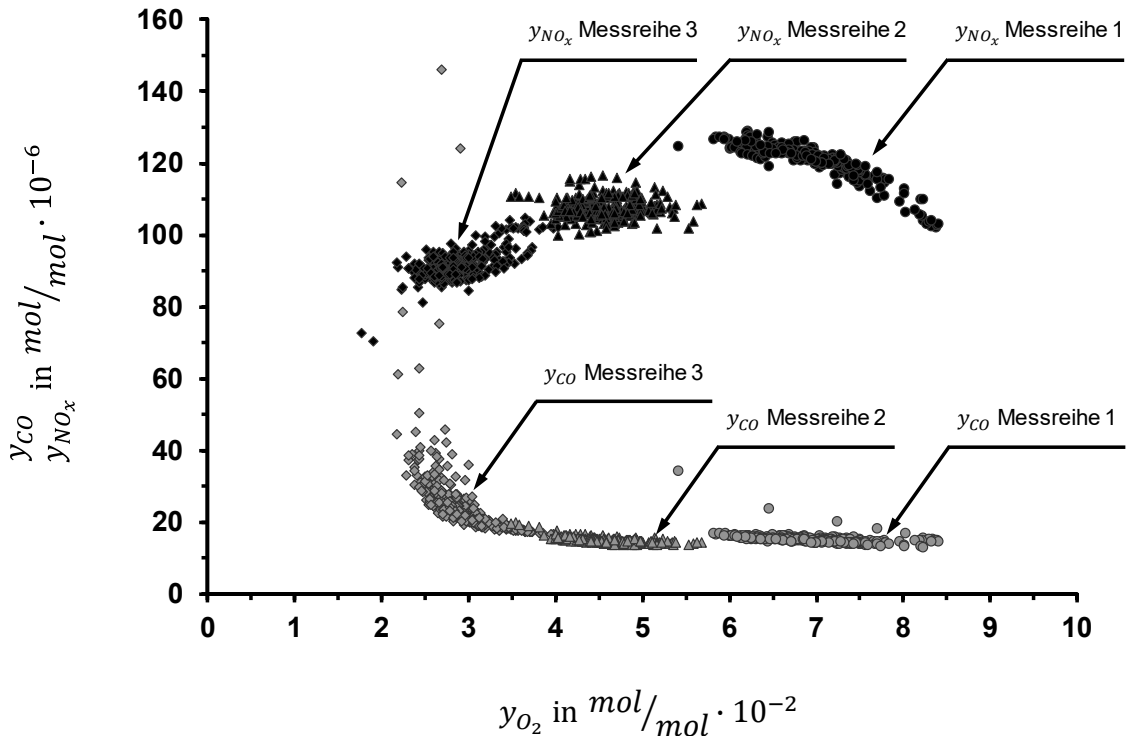


Abbildung 32: Kohlenmonoxid- und Stickstoffoxidkonzentration in Abhängigkeit des Restsauerstoffgehalts in einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung bei unveränderten Bedingungen im Brennstoffbett.



Das Maximum der Stickstoffoxidkonzentration liegt bei einer Sauerstoffkonzentration von ca.  $y_{O_2} = 6,0 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ . Auf Grund der Verdünnung durch einen höheren Luftüberschuss ( $y_{O_2} > 6 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ ) sinken die Stickstoffoxidkonzentrationen. In Abbildung E81, Seite 140 im Anhang sind die Konzentrationen auf einen Bezugssauerstoffgehalt von  $y_{O_2,bez} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  nach der 1. *BImSchV* normiert, um den Verdünnungseffekt teilweise zu kompensieren. Bei einer Verringerung der Sauerstoffkonzentration ( $y_{O_2} < 6 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ ) gehen die Stickstoffoxidkonzentrationen annähernd linear auf ein Minimum von ca.  $y_{NO_x} = 70 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  zurück. Die Freisetzung von Vorläufersubstanzen aus dem Brennstoffbett, aus denen sich Stickstoffoxide bilden können, wie beispielsweise Cyanwasserstoff, Ammoniak und Stickstoffmonoxid, sind nur mit vergleichsweise großem Aufwand im Verbrennungsgas bestimmbar (Keller 1994). Die Bildung von Vorläufersubstanzen hängen unter anderem von den Bedingungen im Brennstoffbett ab. Abbildung 33 zeigt die auf dem Prüfstand ermittelten  $NO_x$ - $O_2$ -Charakteristiken bei veränderten Bedingungen im Brennstoffbett. Die Ergebnisse der Messreihen 1 - 10 sind in Tabelle E34 im Anhang, Seite 141 zu finden. Bei diesen Messreihen wurden ebenfalls Holzpellets als Brennstoff verwendet. Die Punkte entsprechen 10 Sekunden Mittelwerten. Die Wirkung einer Reduktionszone in Abhängigkeit des Restsauerstoffgehalts im Abgas zeigt sich auch hier, teilweise aber auf einem anderen Niveau. Die Ursache der Stickstoffoxidreduktion liegt in den geänderten Verhältnissen im Bereich der Ausbrandzone im Flammrohr und soll mit Hilfe der CFD-Simulation beschrieben werden.

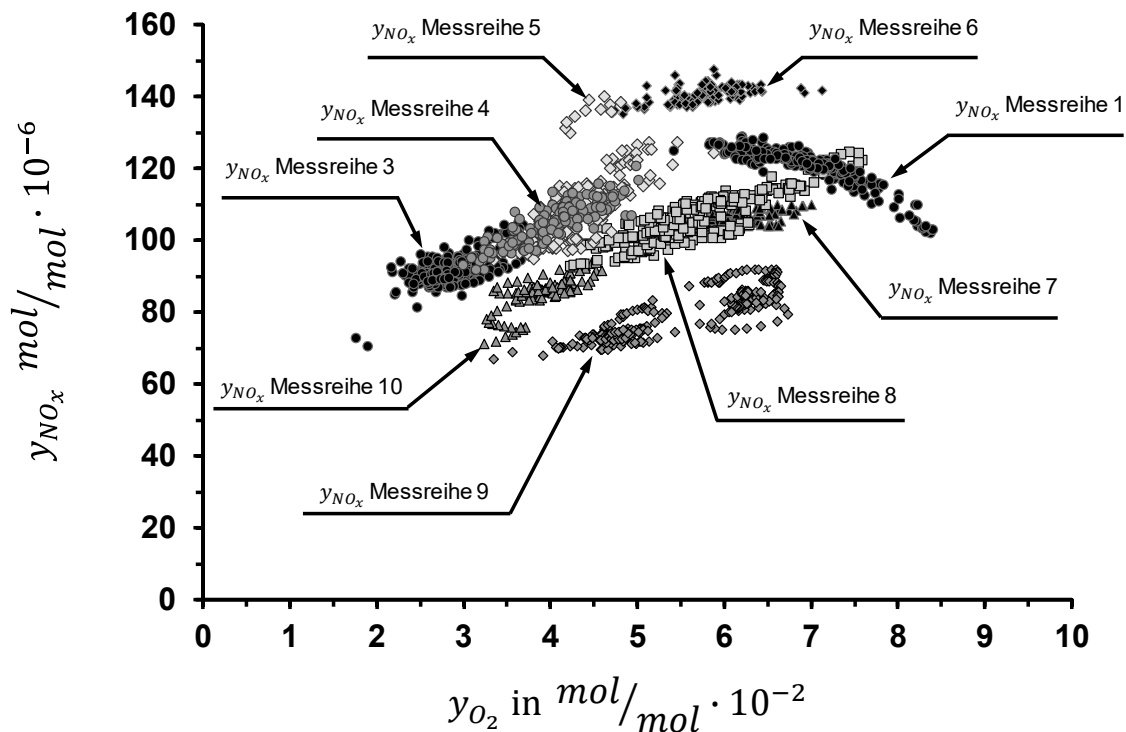


Abbildung 33: Stickstoffoxidkonzentration in Abhängigkeit des Restsauerstoffgehalts in einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung bei veränderten Bedingungen im Brennstoffbett (Daten aus *Juschka et al. 2015.05a*).

#### 4.2.2 CFD-Simulation der Verbrennungszone

In Abbildung 34 ist das Modell für die CFD-Simulation illustriert. In der realen Feuerung entgast der Brennstoff in der Primärkammer, unter Zugabe von Primärluft. Das dabei entstandene Pyrolysegas strömt in einem 90 Grad Bogen in das horizontale Mischrohr und wird mit der ringförmig einströmenden Sekundärluft vermischt. Die Verbrennungsluft strömt dabei nicht symmetrisch in die Ringverteilung ein, sondern ist um einen Winkel von ca. 30 Grad angestellt. Daher wurde das Modell in der CFD-Simulation nicht als symmetrisches, halbes Bauteil ausgeführt, sondern die Geometrie der Feuerung wurde vollständig abgebildet. Das durch den 90 Grad Bogen entstandene Strömungsprofil wird durch eine entsprechende Randbedingung in der Simulation abgebildet. Das vorgemischte Gas tritt in das Flammrohr ein, welches in den Brennraum des Heizkessels eingebracht ist. Die Ausbrandzone befindet sich im Bereich des Flammrohres. Wärmeverluste über die Oberfläche des Brennraumes werden nicht berücksichtigt, daher sind vermutlich die in der Simulation errechneten Temperaturen in der Tendenz zu hoch. Validierungsmessungen der auftretenden Gastemperaturen im Brennraum des Heizkessels oder am Flammrohr waren auf Grund der Unzugänglichkeit des Heizkessels nicht durchführbar. Ebenso wurde ein Falschlufteintrag über nicht vollständig verschlossene Öffnungen des Heizkessels in der Simulation nicht berücksichtigt, da keine Informationen über den Ort der Einbringung und den Massenströmen bekannt sind. Daher liegen die berechneten Sauerstoffkonzentrationen im Brennraum des Heizkessels zu niedrig und stimmen nicht genau mit den Messergebnissen am Ausgang des Heizkessels überein.

Für die Vernetzung des Modells wurden globale Netzparameter gewählt. Die Geometrie wurde dabei mit ca. 1,14 Mio. Zellen diskretisiert. Die reaktive Strömung wird mit dem  $k-\omega$  SST Turbulenzmodell berechnet, welches sich als robustes Modell unter Betrachtung des Wandinflusses erwiesen hat. Bei diesem Feuerungskonzept sind hohe Reynoldszahlen im Bereich der Sekundärluftzumischung und der Reaktionszone im Flammrohr zu erwarten. Für hohe Reynoldszahlen würde sich das Eddy Dissipation Concept (EDC) eignen. In *Mehrabian et al. (2015)* wird allerdings das EDC mit höherer Rechenperformance gegenüber dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) beschrieben. In Bezug auf die Kohlenmonoxidkonzentrationen ergaben beide Modelle vergleichbare Ergebnisse (*Mehrabian et al. 2015*). Die homogene Gasphasenreaktion soll daher mit dem kin/EDM, in Kombination mit einem Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad abgebildet werden.

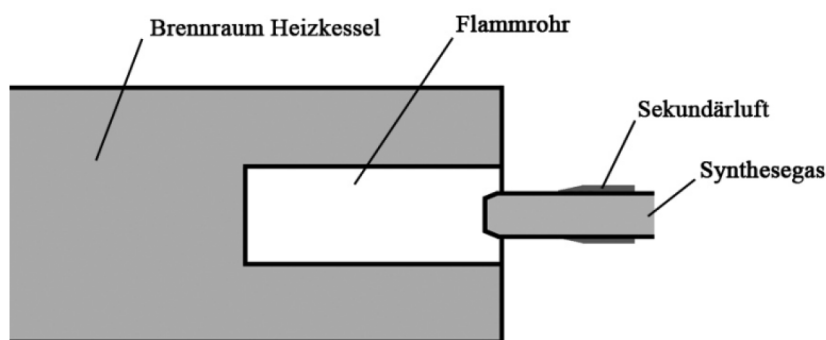


Abbildung 34: Modell der Ausbrandzone mit Mischeinrichtung für Sekundärluft und Synthesegas, sowie Flammrohr und Brennraum Heizkessel für die CFD-Simulation.

Der temperaturkontrollierte Berechnungspfad wird mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1984)* parametrisiert. Der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  im Mischungskontrollierten Berechnungspfad ist nicht allgemeingültig und ist nach *Scharler (2001)* und *Kurz (2014)* für jeden Anwendungsfall zu bestimmen. Eine Schwankungsbreite des Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 0,6$  bis  $A_{Mag} = 2,0$  ist in der Literatur, wie im Folgenden Abschnitt beschrieben wird, für *mechanisch beschickte* Feuerungen zu finden.

In *Klasen et al. (1999)* wird ein Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 0,6$  für die Simulation einer Rostfeuerung verwendet. *Scharler (2001)* nutzt ebenfalls für eine Rostfeuerung einen Wert von  $A_{Mag} = 0,6$ . Dieser Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  wurde durch umfangreiche Messungen in *Scharler et al. (2001.09)* und *Scharler (2001.11)* an einer realen Rostfeuerung bestimmt. *Lindsjö et al. (2001)* verwenden einen Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 2,5$  für die Beschreibung der Reaktionszone einer *mechanisch beschickten* Feuerung mit einer Feuerungswärmeleistung von 40 MW. Um die Kohlenmonoxidkonzentrationen am Ende der Brennkammer einer strohbefeuerten Schüttelrostfeuerung mit den Messwerten in Deckung zu bringen, nutzt *Yang et al. (2007)* einen Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 2,0$ . Einen Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 0,6$  wählt *Yin et al. (2008)* um die maximale Flammtemperatur mit einem plausiblen Niveau zu berechnen. Allerdings muss *Yin et al. (2008)* den Magnussen-Koeffizienten auf  $A_{Mag} = 1,0$  erhöhen um die Kohlenmonoxidkonzentrationen mit den Messwerten in Deckung zu bringen. *Nussbaumer et al. (2013)* benutzt für die Simulation einer Rostfeuerung mit einer Feuerungswärmeleistung von 1,2 MW einen Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 1,0$ . In *Nussbaumer et al. (2015)* wird der Magnussen-Koeffizient auf  $A_{Mag} = 2,0$  erhöht. *Kurz (2014)* wählte für den Mischungskontrollierten Berechnungspfad im EDM einen Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 0,6$  für eine 240 kW Rostfeuerung.

Für diese Untersuchung einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung wird ein konservativer Ansatz nach *Scharler (2001)*, *Yin et al. (2008)* und *Kurz (2014)* gewählt und der Mischungskontrollierte Berechnungspfad mit einem Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 0,6$  parametrisiert. Die thermische Strahlung wird über das Discrete Ordinates Model (DOM) modelliert und die Absorption der Strahlung im Gas mit dem WSGG-Model berechnet.

In der CFD-Simulation stehen die reduzierten, globalen Reaktionspfade nach Gleichung (19) bis Gleichung (16), Seite 40, für die Berechnung der Stickstoffoxidkonzentration zur Verfügung. Die Reaktionspfade erfordern die Konzentrationsangabe der stickstoffoxidbildenden Vorläufersubstanzen wie Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ), Cyanwasserstoff (HCN) und Stickstoffmonoxid (NO), welche aus dem Brennstoffbett austreten. Die Freisetzung von Vorläufersubstanzen, wie Cyanwasserstoff, Ammoniak und Stickstoffmonoxid hängen stark von den Bedingungen im Brennstoffbett ab (vgl. Abbildung 33, Seite 67). Zum einen sind die chemischen Vorgänge im Brennstoffbett für eine Simulation zu komplex und zum anderen lassen sich die Vorläufersubstanzen mit dem derzeitigen Kenntnisstand ohne aufwendige und umfangreiche Messungen im Feuerraum nicht bestimmen.

Tabelle 6: Randbedingungen für die CFD-Simulation der Ausbrandzone  
im Flammrohr

	$\lambda_{\text{Global}}$	Massenstrom	Temperatur	CH <sub>4</sub>	CO	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
	-	$\frac{\text{g}}{\text{s}} \cdot 10^{-2}$	°C				$\frac{\text{kg}}{\text{kg}} \cdot 10^{-2}$		
Synthesegas		9,53	623	6,7	26,8	0,0	11,1	15,1	40,3
Sekundärluft Fall 1	1,26	2,19	293			23,1			76,9
Sekundärluft Fall 2	1,05	1,75	293			23,1			76,9
Sekundärluft Fall 3	0,94	1,53	293			23,1			76,9

Die Wirkung der Reduktionszone soll daher wie in *Zuberbühler (2002)*, nicht durch die Berechnung der Stickstoffoxidkonzentration, sondern indirekt, über die Temperatur- und Sauerstoffverteilung beschrieben werden. Die Zusammensetzung des für die Simulation verwendeten Synthesegases wird an Hand einer Stoff- und Energiebilanzierung der Brennstoffzusammensetzung von Holzpellets (siehe Anhang, Tabelle A26, Seite 128) bestimmt und besteht aus CH<sub>4</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O und N<sub>2</sub>. Eine genaue Beschreibung der Bilanzierung ist in *Juschka et al. (2015.05a)* zu finden. Als Temperatur für das Synthesegas wird anhand von Messwerten eine Temperatur von  $T_{\text{SyG}} = 623 \text{ K}$  festgelegt. In Tabelle 6 sind die berechneten Massenströme, physikalischen und chemischen Eigenschaften des Synthesegases mit einer chemischen Leistung von  $P_{\text{SyG}} = 58 \text{ kW}$  als Ersatz für Holzbrennstoffe aufgetragen.

Es werden Simulationsrechnungen für drei verschiedene Gesamtluftzahlen durchgeführt. Tabelle 7 zeigt die gemessenen mittleren Konzentrationen und die mit der CFD-Simulation berechneten Kohlenmonoxidkonzentrationen. Der Einfluss der Falschlufte wird in der Simulation nicht betrachtet. Daher liegen die berechneten Kohlenmonoxid-Konzentrationen in der CFD-Simulation höher als die auf dem Prüfstand ermittelten Werte. Allerdings werden für diese Konstruktion die Kohlenmonoxidkonzentrationen durch die ausführlichen Messungen bekannt. Auf Grund der sehr niedrigen Kohlenmonoxidkonzentrationen bedarf es keiner weiteren Optimierung. Daher soll der Fokus der Untersuchung auf der Bewertung der Qualität der Reduktionszone mit Hilfe der CFD-Simulation liegen.

Für die Bewertung der Reduktionszone ist eine Übereinstimmung der vorherrschenden Temperatur in der Brennkammer von Bedeutung. Da die adiabate Verbrennungstemperatur bei  $\lambda = 1$  von  $\vartheta_{ad} = 1.697 \text{ °C}$  mit der in der CFD-Simulation auftretenden maximalen Temperatur von  $\vartheta_{gas,max} = 1.701 \text{ °C}$  bei  $\lambda = 1,05$  gut übereinstimmt, soll keine Anpassung des Magnussen-Koeffizienten im Mischungskontrollierten Berechnungspfad erfolgen. Die bei den Messungen beobachtete Stickstoffoxidreduktion bei der Verringerung des Luftüberschusses im Abgas soll mit Hilfe der Ergebnisse aus der CFD-Simulation erklärt werden. Die flächenhafte Verteilung der Sauerstoffkonzentrationen und der Temperaturen in

Tabelle 7: Mittlere gemessene Konzentrationen von Kohlenmonoxid und Stickstoffoxiden bei unterschiedlichen Luftzahlen mit dem Brennstoff Holzpellet, im Vergleich zu den Ergebnissen der Kohlenmonoxidkonzentration aus der Simulation.

	mittlere Luftzahl <sup>1</sup> $\lambda$	$\bar{y}_{O_2}$	$\bar{y}_{CO}$	$\bar{y}_{NO_x}$	theor. Luftzahl <sup>2</sup> $\lambda_{Flmr}$	$y_{O_2}$	$y_{CO}$	$\vartheta_{G,max}$	
		Messung				Simulation			
	-	$\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-2}$	$\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-6}$		-	$\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-2}$	$\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-6}$	°C	
Messreihe 1	1,49	7,0	15	120	Fall 1	1,26	3,6	197	1.597
Messreihe 2	1,28	4,6	15	108	Fall 2	1,05	0,2	467	1.701
Messreihe 3	1,12	2,6	53	92	Fall 3	0,94	0,0	41.825	1.641

<sup>1</sup> Luftzahl mit Falschluff durch den Kesselkörper

<sup>2</sup> Luftzahl ohne Falschluff durch den Kesselkörper

$\vartheta_{ad} = 1.697$  [°C] bei  $\lambda = 1$

für Holzpellets nach Tabelle A26 im Anhang,  
Seite 128

der Schnittfläche der Simulation für die drei untersuchten Luftzahlen ist in Abbildung 35 dargestellt. Die asymmetrische Farbverteilung resultiert aus der asymmetrischen Bauweise der Feuerung. Für die farbliche Darstellung der Sauerstoffkonzentration wurde eine relativ grobe Skalierung mit nur vier Farben verwendet. Dies dient der besseren Darstellung und der Abgrenzung von Bereichen mit geringen Sauerstoffkonzentrationen.

Eine hohe  $NO_x$ -Reduktion ist nach *Keller (1994)* bei einer Temperatur von ca.  $1.200^\circ C$  und der gleichzeitigen Abwesenheit von Sauerstoff zu erwarten. Im berechneten Fall 1 ist keine Reduktionszone feststellbar, obwohl Temperaturen von  $\vartheta_G > 1.200^\circ C$  im Flammrohr und im Brennraum des Heizkessels herrschen. Um reduzierende Bedingungen und damit einen Abbau der Stickstoffoxidemissionen zu erreichen, ist die Abwesenheit von Sauerstoff nötig. Im Fall 1 sind Sauerstoffkonzentrationen von  $y_{O_2} > 1,8 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  in der Ausbrandzone vorhanden. Wird die Luftzahl durch Verringerung der Sekundärluft reduziert, ist eine Verteilung der Sauerstoffkonzentration wie im berechneten Fall 2 zu verzeichnen. Auch bei diesem Fall 2 herrschen Temperaturen von  $\vartheta_G > 1.200^\circ C$  im Flammrohr und im Brennraum des Heizkessels. Hinzu kommt der deutlich geringere Luftüberschuss im heißen Bereich der Ausbrandzone. Dadurch ergeben sich in einigen Bereichen des Flammrohres reduzierende Bedingungen. Wird die Sekundärluft noch weiter reduziert, sodass nur noch eine vollständige Oxidation von brennbaren Verbindungen mit Einbeziehung der in den Heizkessel einströmenden Falschluff stattfinden würde, kann eine ausgeprägte Reduktionszone im Flammrohr geschaffen werden. Dies zeigen die Ergebnisse der Simulation im Fall 3 mit hohen Temperaturen und Bereiche mit Abwesenheit von Sauerstoff. In diesem Anwendungsfall können mit Hilfe der CFD-Simulation die verbrennungstechnischen Vorgänge in einer Feuerung bildlich dargestellt werden. Die Wirkung einer Reduktionszone ohne die Berücksichtigung von Vorläufersubstanzen aus dem Brennstoff, kann dadurch in der Konzeptionsphase einer Biomassefeuerung überprüft und gegebenenfalls optimiert werden.

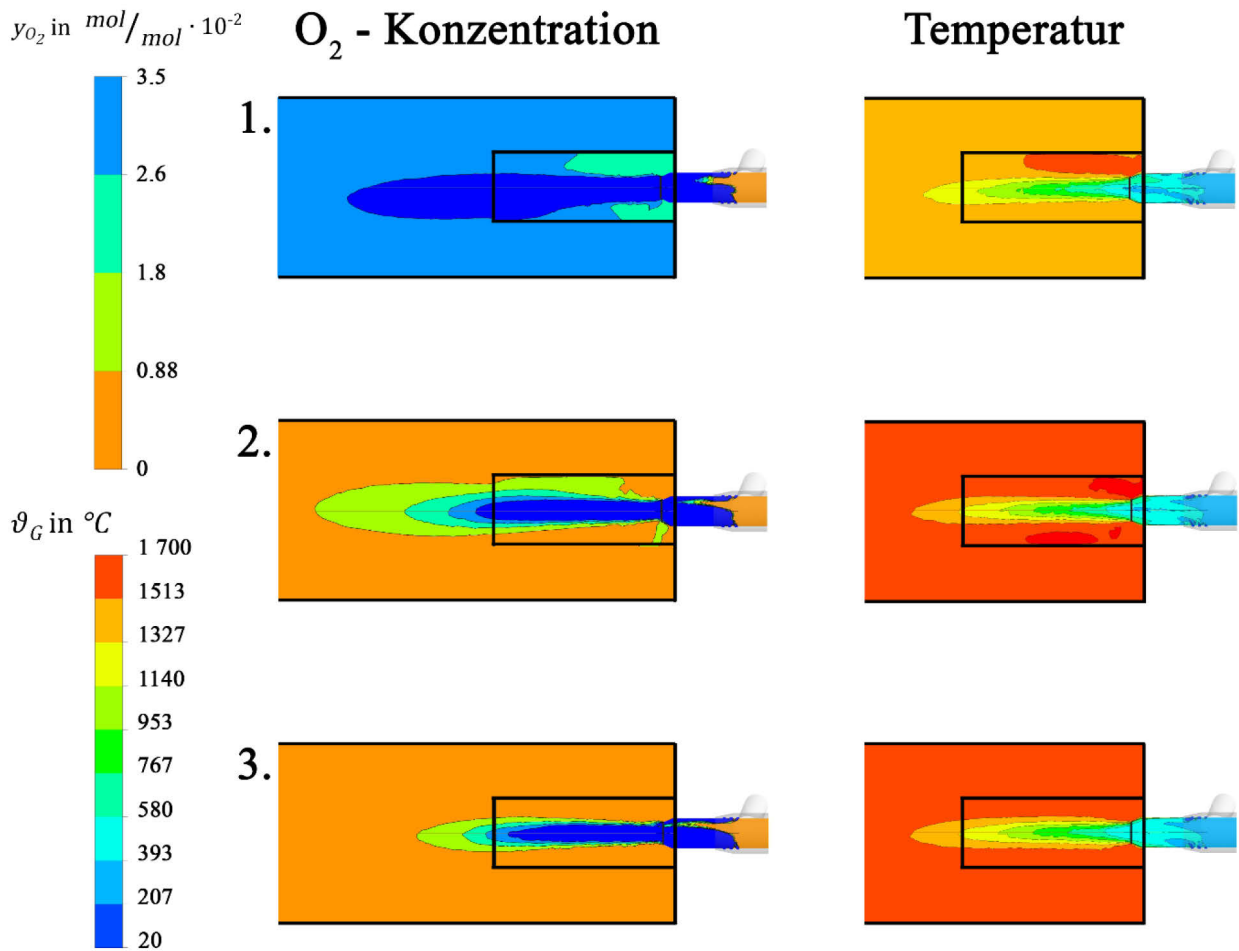


Abbildung 35: Berechnete flächenhafte Verteilung der Sauerstoffkonzentration und der Temperatur in der Ausbrandzone bei unterschiedlichen Luftzahlen in der Simulation bei einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung (Fall 1:  $\lambda = 1,26$ ; Fall 2:  $\lambda = 1,05$ ; Fall 3:  $\lambda = 0,94$ ).

### 4.3 Fazit zur Verwendung der CFD-Simulation bei Biomassefeuerungen

Die CO- $\lambda$ -Charakteristik wurde mit Hilfe der CFD-Simulation für zwei *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerungen erstellt. Als Basis wird eine originale, wie vom Hersteller vertriebene Einzelraumfeuerung genutzt. Des Weiteren wird die Feuerung modifiziert, um das Emissionsverhalten zu verbessern. Bei beiden Feuerungskonzepten wurde die turbulente Strömung mit dem k- $\omega$ -Strömungsmodell berechnet. Die Modellierung der Strahlung erfolgte über das Discrete Ordinate Model (DOM) in Kombination mit dem Weighted-Sum-of-Gray-Gas Model (WSGGM) für die Intensitätsabnahme durch die Gasmoleküle. Die homogenen Gasphasenreaktionen werden mit dem Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) in Kombination mit einem globalen Methan 2-Schritt Reaktionspfad modelliert. Dabei wird ein Magnussen-Koeffizient von  $A_{Mag} = 3,5$  im Mischungskontrollierten Berechnungspfad genutzt. Die Simulation wird mit 2.500 Iterationsschritten durchgeführt. Ein Vergleich der erstellten CO- $\lambda$ -Charakteristiken für die originale und die modifizierte *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung ergibt eine Verbesserung im Bezugspunkt bei einer Sauerstoffkonzentration von  $y_{O_2} = 10 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  von ca. 40 % bezüglich der Kohlenmonoxidkonzentration. Bei der messtechnischen Überprüfung konnte diese Verbesserung der Kohlenmonoxidkonzentration nicht erreicht werden. Die mit der CFD-Simulation erstellte CO- $\lambda$ -Charakteristik bzw. CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik stimmt bei beiden Feuerungskonzepten nicht mit den auf dem Prüfstand ermittelten Messwerten überein.

Bei der Untersuchung einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung wird zuerst ein Prototyp auf dem Prüfstand umfangreich untersucht. Auf dem Prüfstand erreicht die Feuerung sehr geringe Kohlenmonoxidkonzentrationen über einen großen Betriebsbereich. Allerdings zeigt sich bei Verringerung des Luftüberschusses eine deutliche Stickstoffoxidreduktion. Für die Berechnung der Stickstoffoxidkonzentrationen sind etablierte Reaktionsmodelle vorhanden. Dabei ist die Eingabe der Konzentration von Vorläufersubstanzen wie Cyanwasserstoff, Ammoniak und Stickstoffmonoxid notwendig. Die Bestimmung der aus dem Brennstoffbett freigesetzten stickstoffoxidbildenden Vorläufersubstanzen ist nur mit hohem messtechnischem Aufwand möglich. Die Bildung der stickstoffoxidbildenden Vorläufersubstanzen und damit die Höhe der Stickstoffoxidkonzentrationen, hängen zudem stark mit den Bedingungen im Brennstoffbett zusammen. Durch die umfangreiche messtechnische Untersuchung der Feuerung kann dies bei Holzpellets gezeigt werden. Die Wirkung der Reduktionszone kann indirekt anhand von Ergebnissen aus der CFD-Simulation bildlich dargestellt werden.

Der ausschlaggebende Vorteil der CFD-Simulation liegt in der Berechnung und Visualisierung der dreidimensionalen Strömungsverhältnisse, sowie der Verteilung der Temperaturen und Gaskonzentrationen in der Biomassefeuerung. Aus der Literaturrecherche und den eigenen durchgeführten CFD-Simulationen hat sich allerdings gezeigt, dass der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  im Eddy Dissipation Model (EDM) bisher individuell mit Hilfe von umfangreichen Messungen ermittelt werden muss. Daher soll eine Methode zur Kalibrierung der Kohlenmonoxidkonzentrationen aus den Ergebnissen der CFD-Simulationen entwickelt werden, die eine zuverlässige Bestimmung der CO- $\lambda$ -Charakteristik einzelner Feuerungskonzepte ermöglicht. Dadurch kann die CFD-Simulation bei der Entwicklung von Biomassefeuerungen bereits in der Konzeptionsphase eingesetzt werden.

## 5 Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation

Damit die CFD-Simulation als ingenieurtechnisches Werkzeug in der Konzeptionsphase zum Einsatz kommt, muss diese ohne die messtechnische Validierung der Eingangsparameter auskommen. Da die Stickstoffoxidbildung von den Bedingungen im Brennstoffbett und der Entstehung von Vorläufersubstanzen abhängen und diese sich nicht ohne vorherige Messungen zuverlässig bestimmen lassen, soll sich die Methode auf die Berechnung der Kohlenmonoxidkonzentration beschränken. Die Möglichkeit einer Bewertung der Reduktionszone mit Hilfe der Visualisierung konnte im vorherigen Kapitel 4.2.2 gezeigt werden. Für eine indirekte Bewertung von unterschiedlichen Brennkammervarianten durch die Visualisierung der Strömungs-, der Temperatur- und der Konzentrationsverhältnisse setzt ein hohes Maß an Erfahrung voraus. Eine qualitative Bewertung der Verbrennungskonzepte ist durch die Visualisierung nicht möglich. Nur über eine zuverlässige Berechnung der CO- $\lambda$ -Charakteristik ist eine direkte Bewertung des Emissionsverhaltens eines Brennkammerkonzeptes möglich. Für die zuverlässige Bestimmung der CO- $\lambda$ -Charakteristik soll eine Methode zur Kalibrierung der Kohlenmonoxidkonzentrationen aus den Ergebnissen der CFD-Simulationen entwickelt werden. Die dafür nötige Kalibrierung der Ergebnisse soll in einem nachgeschalteten Prozess stattfinden. Dadurch können die in vielen Bereichen etablierten CFD-Programme mit den implementierten Modellen verwendet werden.

Für die Entwicklung der Methode zur Kalibrierung von Ergebnissen aus der Simulation soll das Kombinationsmodell Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) genutzt werden. Bei diesem Reaktionsmodell findet in jeder Zelle eine Minimumsabfrage des Berechnungspfad „temperaturkontrolliert“ ( $\dot{r}_i^{kin}$ ) und „mischungskontrolliert“ ( $\dot{r}_i^{EDM}$ ) statt (vgl. Kapitel 3.2.4, Seite 41). Dabei ergibt sich in der Simulation, in Abhängigkeit des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  und des Sauerstoffbereichs, eine andere Verteilung der beiden Berechnungspfade. Für die Methodenentwicklung soll ein empirisches Modell zur Gewichtung der Berechnungspfade erstellt werden. Anschließend soll eine neue Gewichtung mit Hilfe eines über den gesamten Sauerstoffbereich konstanten Kalibrierfaktors  $K$  im Nachgang eingestellt werden. In Abbildung 36 ist dieses Schema zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation dargestellt.

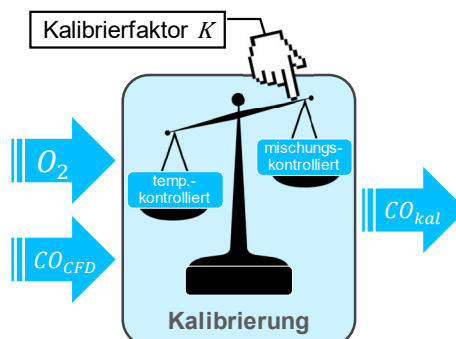


Abbildung 36: Schema des empirischen Modells zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation, anhand einer Gewichtung der beiden Berechnungspfade temperatur- und Mischungskontrolliert.



Als Beispielfeuerung wird die *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung aus Kapitel 4.1, Seite 44 ff herangezogen. Das für diese Einzelraumfeuerung erstellte Rechenetz, die Randbedingungen der Wandung und der Ein/Auslässe werden für die Parameterstudie ohne Veränderung übernommen. Die reaktive Strömung wird mit dem  $k-\omega$  SST Turbulenzmodell, in Kombination mit einem Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (11), Seite 39 durchgeführt. Der temperaturkontrollierte Berechnungspfad der Kohlenmonoxidreaktion wird mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1984)* parametrisiert. Die thermische Strahlung wird über die Discret Ordinates Model (DOM) modelliert und die Absorption der Strahlung in der Gasphase mit dem WSGG-Model berechnet. Die Randbedingungen für den Referenzfall sind in Tabelle 8 wiedergegeben. Der Energieinhalt des Synthesegases entspricht einer Feuerungswärmeleistung von  $P_{SyG} = 10$  kW.

In einer Voruntersuchung zur Parameterstudie soll die Anzahl der notwendigen Iterationsschritte und die Anzahl der Kontrollstrahlen im Strahlungsmodell (DOM) ergründet werden (Kapitel 5.1). Anschließend erfolgt die Parameterstudie und die Entwicklung einer Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation (Kapitel 5.2). Durch eine Sensitivitätsanalyse soll untersucht werden, wie sich die einzelnen Annahmen und Randbedingungen in der CFD-Simulation auf die Ergebnisse der Kohlenmonoxidkonzentration auswirken (Kapitel 5.3). Im darauf folgenden Kapitel 5.4 soll mit Hilfe der entwickelten Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation eine CO- $\lambda$ -Charakteristik bzw. die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik für die genutzte *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung erstellt werden. Die Evaluierung der erstellten CO- $\lambda$ -Charakteristik bzw. die CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik erfolgt ebenfalls in Kapitel 5.4 mit Messwerten an einer realen Feuerung auf dem Prüfstand.

Tabelle 8: Randbedingungen der Referenz für die Parametervariationen der *chargenweise betriebenen* Feuerung.

	Eingangsgröße	Massenstrom	Massenverhältnis		Temperatur Synthesegas $T_{SyG}$
			$\dot{m}_i$	$\frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_{SyG}}$	
Referenz	Verbrennungsluft bei einer Luftzahl $\lambda = 2$	Luft 6,20 g/s		0,1	293 K
$r_{CO}^{kin,Westbrook}$					
$A_{Mag} = 3,5$	Synthesegas mit einer Heizleistung von	CO 0,33 g/s CH <sub>4</sub> 0,13 g/s H <sub>2</sub> 0,00 g/s	0,43 0,18 0,00		973 K
CH <sub>4</sub> -2step	$P_{SyG,th} = 10$ kW	CO <sub>2</sub> 0,17 g/s H <sub>2</sub> O 0,13 g/s			

## 5.1 Voruntersuchungen zur Parameterstudie

Die Erhaltungsgleichungen der Masse, des Impulses und der Energie werden in der Simulation durch ein iteratives Verfahren gelöst. Daher soll in einer Voruntersuchung durch eine Sensitivitätsanalyse festgestellt werden, wie viele Iterationsschritte nötig sind, um geringe Änderungen im Ergebnis zu erreichen. Tabelle 9 zeigt die Eingangsgrößen zur Voruntersuchung der durchgeführten Parametervariation.

Bei der Simulation der *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung in Kapitel 4.1, Seite 44 wurde die Simulation nach 2.500 Iterationsschritten beendet, da sich die relevanten Ausgangsgrößen wie z. B. die Abgastemperatur, die Konzentration von Sauerstoff und Kohlenmonoxid von einem Iterationsschritt zum nächsten nicht mehr signifikant geändert haben (vgl. Abbildung D76 bis Abbildung D79 im Anhang, Seite 138 ff). Die dafür nötige Rechenzeit beträgt mit einem Intel-i5 mit 4 Rechenkernen ca. 120 Rechenstunden. Bei einer Iteration von 52.000 Schritten wird eine Rechenzeit von ca. 2.500 Stunden (entspricht ca. 104 Tage) benötigt. Für eine ingenieurstechnische Anwendung ist diese hohe Rechenzeit pro Betrachtungsfall nicht mehr interessant. Wird die Simulation auf einem Großrechner am Höchstleistungsrechenzentrum Stuttgart (HLRS) durchgeführt, so werden für 2.500 Iterationen bei 80 Rechenkern eine Rechenzeit von ca. 6 Stunden und 45 Minuten benötigt. Wird die Rechenstunde mit einem Preis<sup>8</sup> von 0,06 € pro Rechenkern angesetzt, sind für eine Simulation mit 2.500 Iterationsschritten ca. 32 € pro Betrachtungsfall zu veranschlagen. Bei 52.000 Iterationen ergeben sich Kosten von ca. 674 € pro Betrachtungsfall. Daher ist es abzuwägen, ob diese hohe Anzahl an Iterationen, im Hinblick auf die hohe Rechenzeit oder die daraus resultierenden Kosten, für das unter Umständen etwas genauere Ergebnis der berechneten Kohlenmonoxidkonzentration nötig sind.

Tabelle 9: Zusammenstellung der Eingangsgrößen zur  
Voruntersuchungen über die Anzahl der Iterationsschritte.

	Referenz	Variation
Anzahl der Iterationsschritte	2.500	bis 52.000

---

<sup>8</sup> Mündliche Mitteilung vom HLRS: ca. Preis für Angehörige von Instituten der Universität Stuttgart, sowie für eine nicht kommerzielle Anwendung.

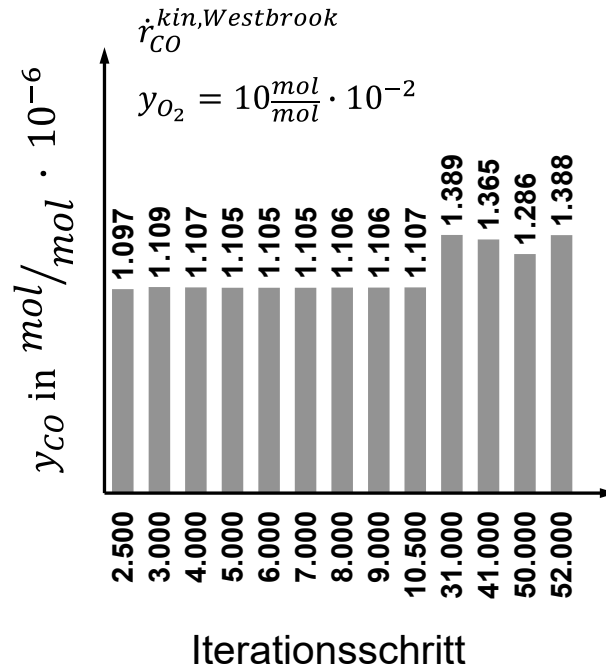


Abbildung 37: Ergebnisse Sensitivitätsanalyse: berechnete CO-Konzentration über die Anzahl der Iterationsschritte.

Für den Referenzfall ( $y_{O_2} = 10 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ ) mit 2.500 Iterationsschritten wurden weitere Iterationen durchgeführt. Die Veränderung der Kohlenmonoxidkonzentration über die Anzahl der Iterationsschritte zeigt Abbildung 37. Bis zu einem Iterationsschritt von 10.500 sind keine signifikanten Änderungen der Kohlenmonoxidkonzentration zu erkennen. Zwischen dem Iterationsschritt 10.500 bis 31.000 fand keine Auswertung statt, daher kann der Zeitpunkt für den Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration in diesem Abschnitt nicht genannt werden. Im Iterationsschritt 31.000 ist eine Erhöhung der Kohlenmonoxidkonzentration um  $y_{CO} = 292 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  festzustellen. Zwischen dem Iterationsschritt 2.500 bis zum Iterationsschritt 50.000 ergibt sich eine geringere Abweichung von  $y_{CO} = 189 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$ . Die Veränderung der Kohlenmonoxidkonzentration zwischen dem Iterationsschritt 2.500 und 52.000 entspricht ca.  $y_{CO} = 290 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$ . Da bis zum Iterationsschritt 10.500 keine signifikante Änderung in der Kohlenmonoxidkonzentration im Abgas auftreten, wurde für die weitere Parameterstudie immer mit 2.500 Iterationsschritten gerechnet. In einer nachfolgenden Sensitivitätsanalyse im Kapitel 5.3 sollen die Ergebnisse der Kohlenmonoxidkonzentration bei erhöhter Anzahl an Iterationsschritten auf die Methode zur Kalibrierung untersucht werden.

Tabelle 10: Zusammenstellung der Eingangsgrößen zur  
Voruntersuchungen über die Anzahl an Kontrollstrahlen.

	Referenz	Variation
Anzahl Strahlen im Raumwinkel	4	24

Der Energiestrom im Brennraum einer Biomassefeuerung wird durch Konvektion, Wärmeleitung im Gas und Strahlung verursacht. Daher soll in einer weiteren Voruntersuchung die Anzahl an Strahlen in dem genutzten Strahlungsmodell DOM (siehe Kapitel 3.2.2, Seite 32) auf das Ergebnis der Kohlenmonoxidkonzentration überprüft werden. Wird die Anzahl der Strahlen im Programm erhöht, so erhöht sich auch drastisch der Speicherbedarf und die Rechenzeit der Simulation. Für vier Strahlen werden ca. 16 GB Arbeitsspeicher benötigt. Mit einem Intel-i5 mit 4 Rechenkernen ist eine Rechenzeit von ca. 120 Rechenstunden für 2.500 Iterationsschritte nötig. Wird die Anzahl der Strahlen auf 24 erhöht, so wird ein Arbeitsspeicherbedarf von ca. 120 GB benötigt und ist auf einem Desktop-PC nicht mehr zu bewältigen. Die Simulationen werden daher auf einem Großrechner am HLRS mit 80 Rechenkernen und einer Rechenzeit von ca. 20 Stunden durchgeführt. Daher ist es abzuwägen, ob und wie sich diese hohe Anzahl an Strahlen und die damit verbundene hohe Rechenperformance auf die Qualität des Rechenergebnisses auswirkt. Tabelle 10 zeigt die Eingangsgrößen zur Voruntersuchung der durchgeführten Parametervariation.

Das Ergebnis der Voruntersuchung zur Anzahl der Strahlen zeigt Abbildung 38. Werden Simulationsrechnungen mit einer geringen Anzahl an Strahlen durchgeführt, sind keine signifikanten Änderungen der Kohlenmonoxidkonzentrationen über den gesamten Luftzahlbereich festzustellen. Daher werden die weiteren Simulationsrechnungen mit einer geringeren Anzahl von Strahlen durchgeführt.

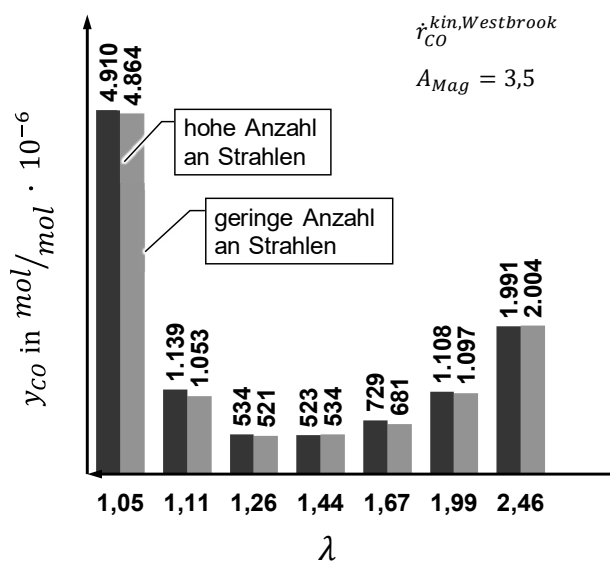


Abbildung 38: Ergebnis Parametervariation Anzahl der Strahlen in  
Abhängigkeit der Luftzahl  $\lambda$ .

## 5.2 Methodenentwicklung zur Kalibrierung der CFD-Ergebnisse

Bei der Simulation der *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung aus Kapitel 4.1 auf Seite 44 ff, wurde davon ausgegangen, dass der Wert für den Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  im mischungskontrollierten Berechnungspfad hauptsächlich von der Konstruktion und den Strömungsbedingungen bestimmt wird und somit über alle Sauerstoffgehalte annähernd gleich bleibt. Bei den Berechnungen wurde daher der Magnussen-Koeffizient konstant mit  $A_{Mag} = 3,5$  belassen. Allerdings stimmte der berechnete Verlauf der Kohlenmonoxidkonzentration aus der Simulation nicht mit den Werten aus der Messung überein (vgl. Abbildung 29, auf Seite 63). Daher ist der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  nicht nur von der Konstruktion und den Strömungsbedingungen in der Feuerung abhängig, sondern muss für jeden Luftüberschuss neu justiert werden. In den bisherigen Untersuchungen wurde daher überwiegend der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  durch eine messtechnische Validierung parametrisiert.

Für eine Abstufung der durchzuführenden Simulationen mit unterschiedlichen Restsauerstoffgehalten im Abgas wird die Sauerstoffkonzentration bzw. die Luftzahl in Sauerstoffklassen unterteilt. Die entsprechende Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  mit der dazugehörigen Luftzahl und dem Sauerstoffbereich gibt Tabelle 11 wieder. Die jeweils in „fett“ geschriebene Luftzahl und Restsauerstoffkonzentration im Abgas entsprechen sich.

Tabelle 11: Einteilung von Sauerstoffbereichen in Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$ .

Sauerstoffklasse $C_{O_2}$	Sauerstoffkonzentration $mol/mol \cdot 10^{-2}$	Luftzahl	$y_{O_2}$ in $\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-2}$
$C_{O_2} = 1$	$0 < O_2 \leq 1,5$	$0 > \lambda \leq \mathbf{1,05}$	<b>1</b>
$C_{O_2} = 1,75$	$1,5 < O_2 \leq 1,75$	$1,05 > \lambda \leq \mathbf{1,09}$	<b>1,75</b>
$C_{O_2} = 2$	$1,75 < O_2 \leq 3$	$1,09 > \lambda \leq \mathbf{1,11}$	<b>2</b>
$C_{O_2} = 4$	$3 < O_2 \leq 5$	$1,11 < \lambda \leq \mathbf{1,26}$	<b>4</b>
$C_{O_2} = 6$	$5 < O_2 \leq 7$	$1,16 < \lambda \leq \mathbf{1,44}$	<b>6</b>
$C_{O_2} = 8$	$7 < O_2 \leq 9$	$1,44 < \lambda \leq \mathbf{1,67}$	<b>8</b>
$C_{O_2} = 10$	$9 < O_2 \leq 11$	$1,67 < \lambda \leq \mathbf{1,99}$	<b>10</b>
$C_{O_2} = 12$	$11 < O_2 \leq 13$	$1,99 < \lambda \leq \mathbf{2,46}$	<b>12</b>
$C_{O_2} = 14$	$13 < O_2 \leq 15$	$2,46 < \lambda \leq \mathbf{3,19}$	<b>14</b>
$C_{O_2} = 16$	$15 < O_2 \leq 17$	$3,19 < \lambda \leq \mathbf{4,52}$	<b>16</b>
$C_{O_2} = 18$	$17 < O_2 \leq 20,4$	$4,52 < \lambda \leq \mathbf{7,65}$	<b>18</b>

### 5.2.1 Parameterstudie zur Gewichtung der Berechnungspfade

Die Entwicklung der Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation soll durch eine Parameterstudie erfolgen. Dafür werden die Konstruktion, die Randbedingungen, das Rechengitter, die Massenverhältnisse im Synthesegas und die Feuerungsleistung konstant gelassen. Variiert werden die Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  und der Wert des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$ . Die Randbedingungen für die Massenströme der Verbrennungsluft und des Brenngases sind in Tabelle 8, Seite 75 aufgeführt. Alle Berechnungen werden mit 2.500 Iterationsschritten durchgeführt. Es werden die Faktoren des Arrhenius-Ansatzes nach *Westbrook et al. (1984)* gewählt. Für die durchzuführende Parametervariation sind in Tabelle 12 die Eingangsgrößen zusammengestellt.

Die Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation soll durch eine Gewichtung  $w$  der temperatur- und mischungskontrollierten Berechnungspfade erfolgen.

Tabelle 12: Zusammenstellung der durchgeführten Parametervariationen zur Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  und zum Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$ .

Modellparameter zur Parameterstudie			Referenz	Variation
$C_{O_2}$	[-]	Sauerstoffklasse	10	1 – 12
$A_{Mag}$	[-]	Magnussen-Koeffizient im homogenen Reaktionsmodell (EDM)	3,5	0,5 – 4,0

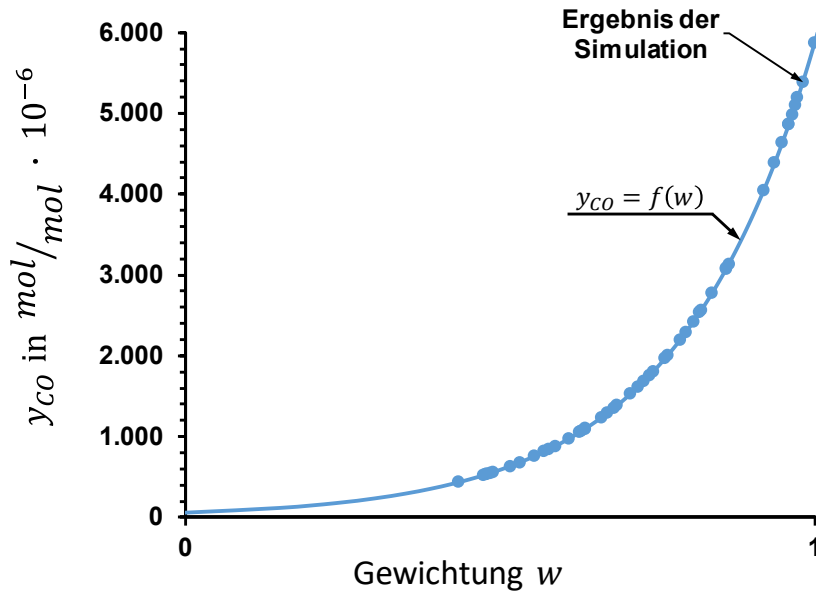


Abbildung 39: Abhängigkeit der Kohlenmonoxidkonzentration vom Wert der Gewichtung  $w$ .

In Abbildung 39 sind auf der Y-Achse die Ergebnisse der simulierten Kohlenmonoxidkonzentration über der Gewichtung  $w$  als blaue Punkte aufgetragen. In diesem Diagramm spiegelt sich die Gewichtung der Berechnungspfade wieder. Bei einem kleinen Wertebereich der Gewichtung  $w$  läuft die Simulation überwiegend mischungskontrolliert ab und es sind geringe Kohlenmonoxidkonzentrationen vorhanden. Läuft die Reaktion in der Simulation überwiegend temperaturkontrolliert ab, werden hohe Kohlenmonoxidkonzentrationen berechnet. Durch Fitten der Stützpunkte im CO- $w$ -Diagramm erhält man eine blaue Kurve, welche den Zusammenhang zwischen der Gewichtung  $w$  und der Kohlenmonoxidkonzentration beschreibt. Dieser Zusammenhang gibt Gleichung (22) wieder und ist über alle Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  gültig.

$$y_{CO} = f(w) \text{ für } C_{O_2} = [1; 12]$$

Gleichung (22)

$y_{CO}$	: Konzentration von Kohlenmonoxid im trockenen Abgas	$\left[ \frac{mol}{mol} \right]$
$w$	: Gewichtung	$[-]$
$C_{O_2}$	: Sauerstoffklasse	$[-]$

In Abbildung 40 ist der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  als Punkte in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  eingezeichnet. Die im Diagramm dargestellten Punkte des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  wurden aus den Ergebnissen der Simulation für unterschiedliche Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  erstellt. Damit ergibt sich eine Abhängigkeit des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  vom Wert der Gewichtung  $w$  in der

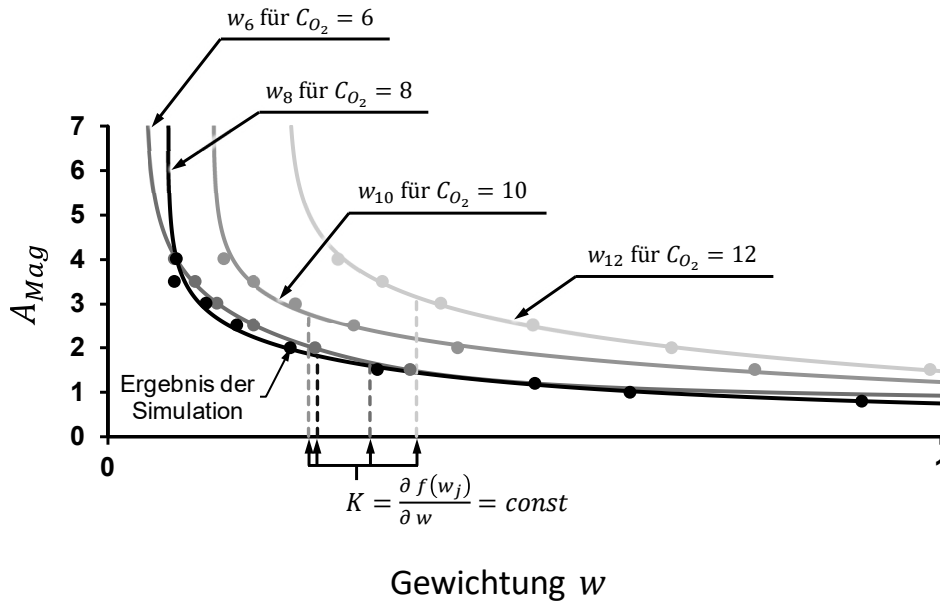


Abbildung 40: Kurven der Gewichtungsfunktion  $w_j$  in Abhängigkeit des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  für unterschiedliche Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  aus den gewichteten Ergebnissen der Simulation.

jeweiligen Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$ . Durch fitten der Stützpunkte erhält man jeweils eine Kurve, welche den Zusammenhang zwischen den gewichteten Ergebnissen gleicher Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  und dem Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  beschreibt. Diesen Zusammenhang gibt Gleichung (23) wieder.

$$A_{Mag} = f(w, C_{O_2}) \quad \text{Gleichung (23)}$$

$A_{Mag}$	: Magnussen-Koeffizient im homogenen Reaktionsmodell (EDM)	[-]
$w$	: Gewichtung	[-]
$C_{O_2}$	: Sauerstoffklasse	[-]

Für einen kleineren Wertebereich der Gewichtung  $w$ , läuft die Reaktion in der Simulation überwiegend mischungskontrolliert ab und es wird ein großer Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  berechnet. Bei einem hohen Wertebereich für die Gewichtung  $w$  läuft die Reaktion überwiegend temperaturkontrolliert ab und es wird ein kleiner Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  berechnet. Wie sich die Gewichtung der beiden Berechnungspfade in der Simulation bei unterschiedlicher Luftzahl  $\lambda$  bzw. unterschiedlichen Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  ändert, wird über die gefitteten Kurven in Abbildung 40 beschrieben. Die Kurven sollen nachfolgend als Gewichtungsfunktion  $w_j$  bezeichnet werden.



Die Kurve der Gewichtungsfunktion  $w_j$  (vgl. Gleichung (24)) beschreibt somit die Gewichtung des temperaturkontrollierten und des Mischungskontrollierten Berechnungspfades in der Simulation in den jeweiligen Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$ .

$$w_j = f(w, C_{O_2}) \quad \text{Gleichung (24)}$$

$w_j$	: Gewichtungsfunktion der Sauerstoffklasse $C_{O_2}$	[–]
$w$	: Gewichtung	[–]
$C_{O_2}$	: Sauerstoffklasse	[–]

Die Abhängigkeit des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  kann dann anhand der Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der jeweiligen Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  nach Gleichung (25) aufgezeigt werden.

$$A_{Mag} = f(w_j) \quad \text{Gleichung (25)}$$

$A_{Mag}$	: Magnussen-Koeffizient im homogenen Reaktionsmodell (EDM)	[–]
$w_j$	: Gewichtungsfunktion der Sauerstoffklasse $C_{O_2}$	[–]

Die Gewichtung  $w$  der Berechnungspfade in der Simulation soll über die Steigung der Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der jeweiligen Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  erfolgen. Durch Ableitung nach Gleichung (26) wird die Steigung der Gewichtungsfunktion  $w_j$  berechnet. In Abbildung 40 sind beispielhaft vertikal gestrichelte Linien für Punkte mit gleicher Steigung eingezeichnet. Dieses Kriterium für die gleiche Gewichtung der Berechnungspfade in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  soll nachfolgend als Kalibrierfaktor  $K$  bezeichnet werden. Der Kalibrierfaktor wird über alle Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  konstant gehalten.

$$K = \frac{\partial f(w_j)}{\partial w} = w_j' \quad \text{Gleichung (26)}$$

$K$	: Kalibrierfaktor	[–]
$w_j$	: Gewichtungsfunktion der Sauerstoffklasse $C_{O_2}$	[–]
$w$	: Gewichtung	[–]
$w_j'$	: Ableitung der Gewichtungsfunktion der Sauerstoffklasse $C_{O_2}$	[–]

### 5.2.2 Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse

Ein Zusammenhang zwischen der Kohlenmonoxidkonzentration und der Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  soll mit Hilfe eines  $CO-w-A_{Mag}$ -Diagramms erfolgen. In Abbildung 41 ist die Kohlenmonoxidkonzentration als blaue Kurve und die Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  als graue Kurve über dem Wert der Gewichtung  $w$  aufgetragen.

Wird eine Grenzwertbetrachtung für die graue Kurve der Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  nach Gleichung (27) durchgeführt, so verläuft die Steigung und

damit der Kalibrierfaktor  $K$  gegen unendlich. Der Magnussen-Koeffizient wird dabei nach Gleichung (28) ebenfalls unendlich. Mit Gleichung (29) kann die Gewichtung  $w_{GrW}$  mit dem Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag,GrW}$  bestimmt werden.

$$w_{j,GrW}' = \lim_{w_j' \uparrow \infty} \frac{\partial f(w_j, C_{O_2})}{\partial w} = K_{GrW} \approx \infty \quad \text{Gleichung (27)}$$

$$A_{Mag,GrW} = \lim_{K_{GrW} \uparrow \infty} f(w_j, C_{O_2}) \approx \infty \quad \text{Gleichung (28)}$$

$$w_{GrW} = f(A_{Mag,GrW}) \quad \text{Gleichung (29)}$$

$w_{j,GrW}'$	: Grenzwert der Steigung der Gewichtungsfunktion	[–]
$w_j$	: Gewichtungsfunktion	[–]
$K_{GrW}$	: Grenzwert des Kalibrierfaktors	[–]
$A_{Mag,GrW}$	: Grenzwert des Magnussen-Koeffizient	[–]

Die für den Grenzwert der Gewichtung  $w_{GrW}$  vertikal verlaufende Linie soll nachfolgend als Übertragungsfunktion  $G$  bezeichnet werden und gibt Gleichung (30) wieder.

$$G = f(w_{GrW}) \text{ mit } A_{Mag}(0; \infty) \quad \text{Gleichung (30)}$$

$G$	: Übertragungsfunktion	[–]
$A_{Mag}$	: Magnussen-Koeffizient im homogenen Reaktionsmodell (EDM)	[–]

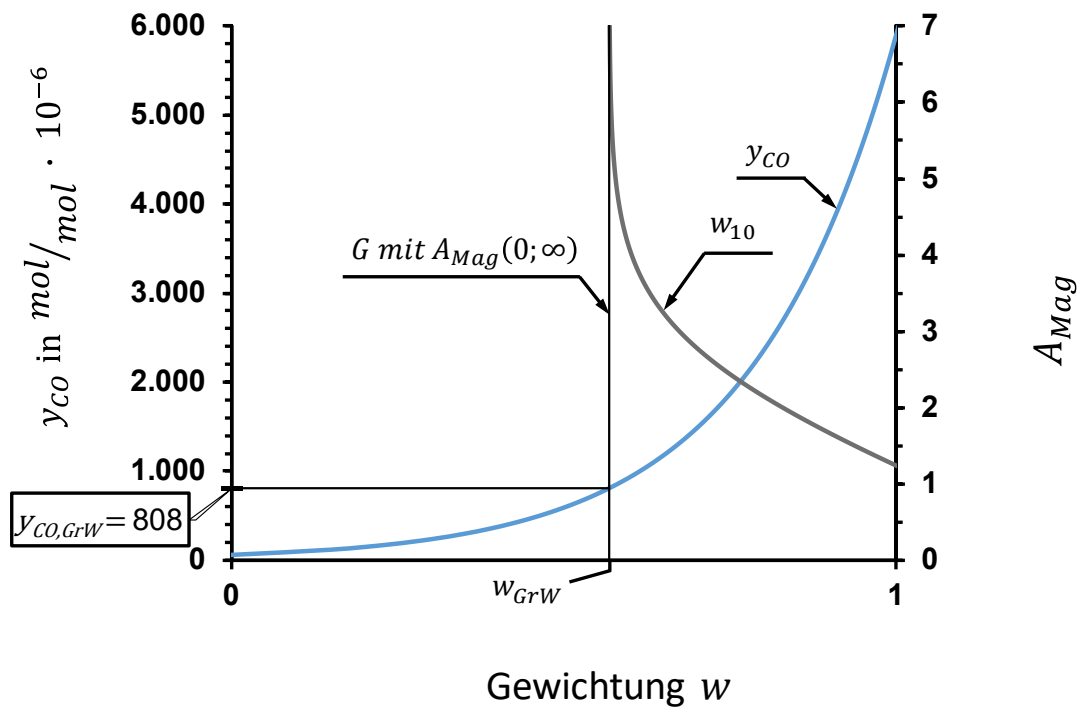


Abbildung 41: Bestimmung der Kohlenmonoxidkonzentration mit Hilfe des Kalibrierfaktors  $K$  im  $CO$ - $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$

In Abbildung 41 ist die Übertragungsfunktion  $G$  für die Gewichtung  $w_{GrW}$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  als vertikal verlaufende schwarze Linie eingezeichnet. Die Linie der Übertragungsfunktion  $G$  für die Gewichtung  $w_{GrW}$  schneidet die blaue Kurve der Kohlenmonoxidkonzentration. Im Schnittpunkt der beiden Kurven kann die Kohlenmonoxidkonzentration durch Einzeichnen einer horizontalen Linie im  $CO-w-A_{Mag}$ -Diagramm an der primären Y-Achse abgelesen werden. Mit einem Kalibrierfaktor  $K_{GrW} \approx \infty$  für den Grenzwert der Gewichtungsfunktion  $w_j$  kann eine Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO,GrW} = 808 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  bestimmt werden. Dies ist die kleinste zu erreichende Kohlenmonoxidkonzentration in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  bei einem theoretischen Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag,GrW} \approx \infty$ . Bei kleiner werdenden Kalibrierfaktor wird die Gewichtung vom mischungskontrollierten hin zum temperaturkontrollierten Berechnungspfad verschoben. Wird beispielhaft in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  der Kalibrierfaktor  $K$  verringert, verschiebt sich die vertikal verlaufende Linie der Übertragungsfunktion  $G$  in Abbildung 41 nach rechts. Dabei werden im  $CO-w-A_{Mag}$ -Diagramm höhere Kohlenmonoxidkonzentrationen bestimmt und der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  nimmt dabei kontinuierlich ab. Zur Plausibilitätsprüfung zeigt Abbildung 42 über die Luftzahl  $\lambda$  die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,max}$  im Berechnungsgebiet. Die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,max}$  im Berechnungsgebiet steigt mit Erhöhung des Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  an. Bei veränderter Luftzahl ändert sich die maximal auftretende Temperatur bei gleichem Magnussen-Koeffizienten nur geringfügig. Die adiabate Verbrennungstemperatur hat ihr Maximum bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1$ . Mit dem Brennstoff Stückholz aus Tabelle A26, Seite 128 im Anhang wird eine adiabate Verbrennungstemperatur von  $\vartheta_{ad} = 1.629^\circ\text{C}$  berechnet. Die maximal auftretende Temperatur in der Simulation übersteigt die adiabate Verbrennungstemperatur nicht.

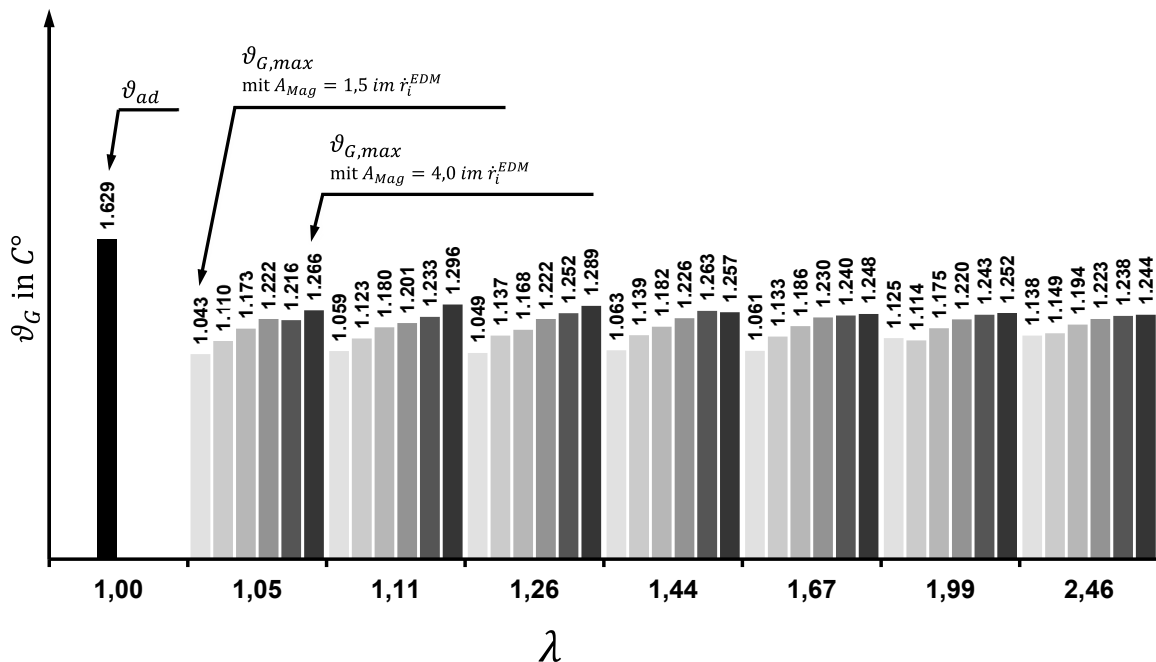


Abbildung 42: Plausibilitätsprüfung – Adiabate Verbrennungstemperatur und die maximale Gastemperatur bei unterschiedlichen Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  über die Luftzahl  $\lambda$ .

### 5.2.3 Erstellung einer CO- $\lambda$ -Charakteristik mit kalibrierten Ergebnissen

Wird die Änderung des Kalibrierfaktors  $K$  für alle weiteren Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  durchgeführt, so erhält man eine CO- $\lambda$ -Charakteristik wie in Abbildung 43. Ausgehend von einem Kalibrierfaktor  $K_1$  wurde dieser von einem Schritt zum nächsten halbiert. Wird gegenüber einem Kalibrierfaktor  $K_1$  ein 64x kleinerer Kalibrierfaktor  $K_{64}$  gewählt, werden in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  (Luftzahl  $\lambda = 1,99$ ) ca. doppelt so hohe Kohlenmonoxidkonzentrationen erreicht.

Bei *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerungen wird im praxisüblichen Betrieb ein steiler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration bei einem Restsauerstoffgehalt im Abgas von  $y_{O_2} = 6 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  erwartet. Dieser Bereich umfasst die Anbrennphase mit instationären Verbrennungsbedingungen und geringen Temperaturen auf Grund einer geringen Feuerungswärmeleistung, einhergehend mit hohen Konzentrationen von Produkten aus der unvollständigen Verbrennung. Für die Luftzahl  $\lambda = 1,44$  (Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 6$ ) ist bei einer Veränderung des Kalibrierfaktors  $K$  ein steiler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration festzustellen. Diese instationären Verbrennungsvorgänge wird in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 6$  (Luftzahl  $\lambda = 1,44$ ) durch Veränderung des Kalibrierfaktors gut wieder gegeben. Wird bei einer Luftzahl  $\lambda = 1,67$  der Kalibrierfaktor  $K$  verändert, ist zwischen  $K_{Grw}$  und  $K_2$  ein steiler Anstieg und für  $K_4$  bis  $K_{64}$  ein moderater Anstieg festzustellen. Bei der Luftzahl  $\lambda = 1,99$  und  $\lambda = 2,46$  ist hingegen bei einer Änderung des Kalibrierfaktors  $K$  ein moderater Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration erkennbar. Dieses Verhalten in der CO- $\lambda$ -Charakteristik entspricht den Erwartungen bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung. Wie in Abbildung 7, Seite 12 weisen Biomassefeuerungen einen wannenförmigen Verlauf der Kohlenmonoxidkonzentration über die Luftzahl auf. Links vom Minimum der Wanne wird üblicherweise ein steiler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration erwartet. Tritt in der realen Feuerung eine Störung auf, wie z.B. eine zu geringe Temperatur in der linken Flanke der CO- $\lambda$ -Charakteristik, ist auch ein überproportionaler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration vorhanden. Dieses Verhalten wird in der aus kalibrierten Simulationsergebnissen erstellte CO- $\lambda$ -Charakteristik durch Veränderung des Kalibrierfaktors  $K$  sehr gut wiedergegeben. Bei höheren Luftzahlen hat die Verringerung des Kalibrierfaktors  $K$  keinen moderaten Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration zur Folge. Auch dieses Verhalten entspricht den Erwartungen bei Biomassefeuerungen. Dieser Bereich in der CO- $\lambda$ -Charakteristik entspricht der Hauptverbrennungsphase mit quasi stationären Bedingungen. Tritt in dieser Phase eine Störung auf oder ändert sich die Leistung geringfügig, steigt in der realen Feuerung üblicherweise die Kohlenmonoxidkonzentration auch nur geringfügig. Dieses Verhalten zeigt im Anhang Abbildung E82 die beispielhafte CO- $\lambda$ -Charakteristik einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung für „gute“ und „schlechte“ Verbrennungsbedingungen. Die dazugehörigen mittleren Kohlenmonoxidkonzentrationen für „gute“ und „schlechte“ Verbrennungsbedingungen zeigt Tabelle E35. Abbildung 44 zeigt für unterschiedliche Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  die CO- $\lambda$ -Charakteristik der nicht kalibrierten Ergebnisse aus der Simulation. Soll eine Störung bzw. die instationären Verbrennungsbedingungen in der Simulation abgebildet werden, so wäre eine Möglichkeit dies über eine Änderung des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  zu bewerkstelligen.

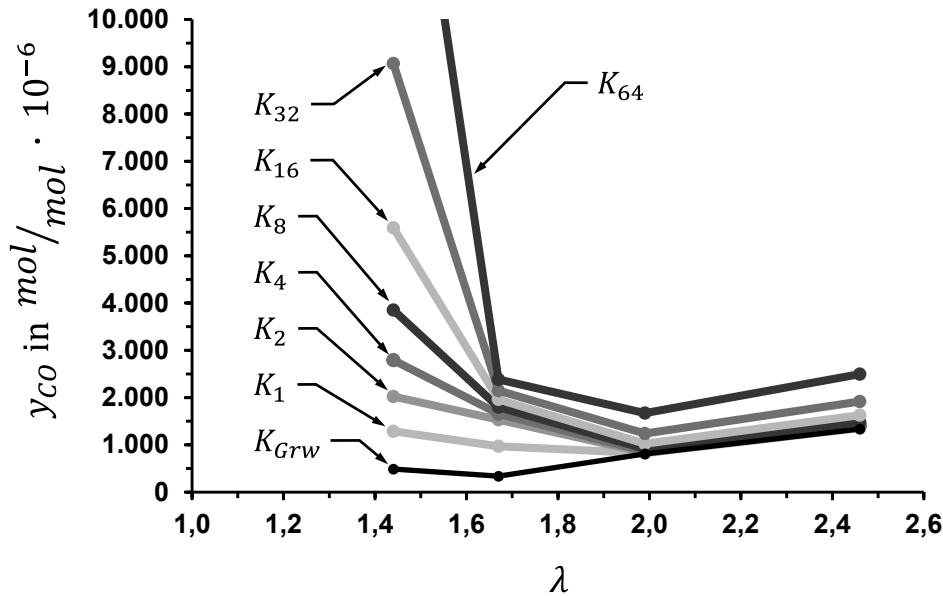


Abbildung 43: Einfluss des Kalibrierfaktors  $K$  auf die CO- $\lambda$ -Charakteristik.

Allerdings wird der steile Anstieg der linken Flanke der CO- $\lambda$ -Charakteristik nicht richtig wiedergegeben. Eine Änderung des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  hat nur eine Parallelverschiebung in vertikaler Richtung der CO- $\lambda$ -Charakteristik zur Folge und entspricht nicht den praktischen Erfahrungen bei Biomassefeuerungen. Somit kann eine Änderung der Verbrennungsbedingungen nicht durch eine Änderung mit einem konstanten Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  über den gesamten Luftzahlbereich abgebildet werden.

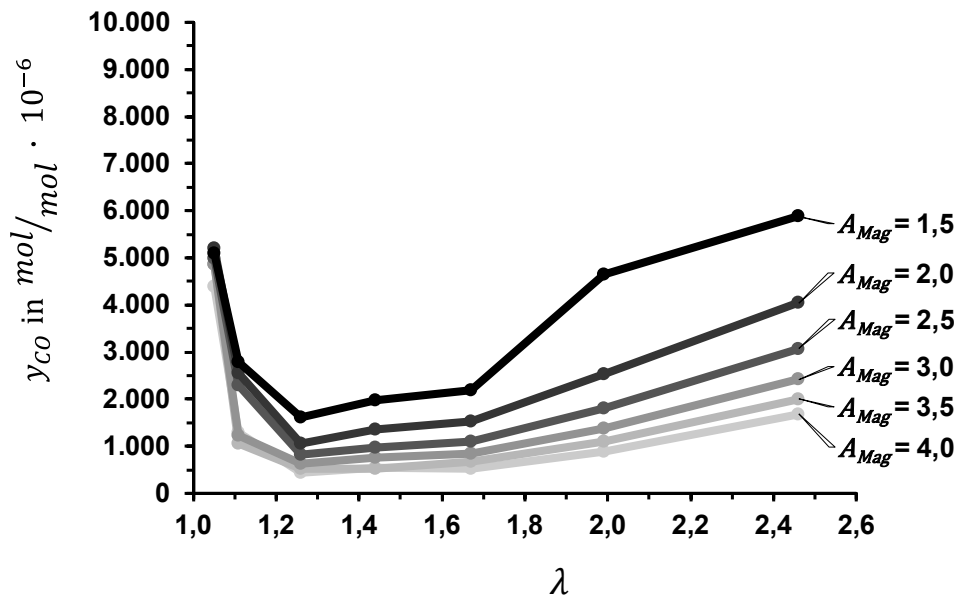


Abbildung 44: Einfluss des Magnussen-Faktors  $A_{Mag}$  auf die CO- $\lambda$ -Charakteristik.

### 5.3 Sensitivitätsanalyse

Bei der Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation sind in einer Voruntersuchung die Anzahl der minimal nötigen Iterationen festgelegt und einige Randbedingungen der Simulation im Vorfeld durch Literaturangaben bestimmt worden. In einer Sensitivitätsanalyse soll geklärt werden, wie sich die Anzahl der Iterationsschritte (Kapitel 5.3.1) und die Variation einzelner Randbedingungen auf die Kohlenmonoxidkonzentrationen auswirken.

Die Simulation muss parametrisiert werden, um richtige Kohlenmonoxidkonzentrationen zu berechnen. Diese Eingangsparameter, welche teilweise nur durch Vermessung der Feuerung bestimmt werden können, sind die Temperatur des Synthesegases (Kapitel 5.3.2), das Massenverhältnisse im Synthesegas Kapitel (5.3.3), der Reaktionspfad (Kapitel 5.3.4), die Faktoren im temperaturkontrollierten Arrhenius-Ansatz (Kapitel 5.3.5) und die Feuerungswärmeleistung (Kapitel 5.3.7). Tabelle 14 zeigt zusammenfassend die Parametervariationen in der durchgeführten Sensitivitätsanalyse.

Tabelle 13: Zusammenstellung der Parametervariationen in der durchgeführten Sensitivitätsanalyse.

Modellparameter	Referenz	Variation			
		Var. 1	Var. 2	Var. 3	Var. 4
Anzahl der Iteration	2500	3.000	...		52.000
Temperatur SynGas $T_{SynG}$ in °C	973	773	1.073	1.173	1.273
Massenverhältnis CO im SynGas $x_{CO}$ in kg/kg	0,43	0,3	0,55	0,23	0,36
Massenverhältnis H <sub>2</sub> im SynGas $x_{H_2}$ in kg/kg	0	0,005	0,02		
Reaktionspfad mit Synthesegas:	CH <sub>4</sub> -2step SynGas,ref	CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step SynGas,3	CH <sub>4</sub> -3step SynGas,3	CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step SynGas,4	CH <sub>4</sub> -3step SynGas,4
Faktoren im Arrhenius-Ansatz	$\dot{r}_{CH_4}$ vermischt = verbrannt	$\dot{r}_{CH_4}$ zusätzlich über Arrhenius-Ansatz	$\dot{r}_{CO}$ Howard et al. 1973		
Feuerungswärmeleistung hoch	kW 10	12			
Feuerungswärmeleistung gering	kW 10	8			

### 5.3.1 Anzahl der Iterationsschritte

In der Voruntersuchung sind für alle Simulationen die Anzahl der Iterationsschritte auf 2.500 festgelegt worden, obwohl sich bei einer höheren Anzahl an Iterationsschritten die Ergebnisse der Kohlenmonoxidkonzentrationen noch veränderten. Werden die Ergebnisse in das CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm in Abbildung 45 eingetragen, liegen diese auf der blauen Kurve, welche die CO-Charakteristik in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  darstellt. Somit ergibt sich für die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration nur eine Abhängigkeit zum Kalibrierfaktor  $K$ .

### 5.3.2 Änderung der Temperatur des Synthesegases

In diesem Abschnitt soll der Einfluss der Temperatur des Synthesegases, welches in der Simulation aus der Oberfläche des Holzstückes tritt, untersucht werden. In der realen Feuerung stellt sich eine Temperatur der aus der Holzoberfläche tretenden Pyrolysegase ein, die von Oberflächenreaktionen des Kohlenstoffes und der Rückstrahlung der Flamme, sowie der Wände auf die Holzoberfläche beeinflusst wird. Die pyrolytische Zersetzung und die heterogene Reaktion des Kohlenstoffes an der Oberfläche des Brennstoffes werden in der Simulation nicht mitbetrachtet. Eine messtechnische Bestimmung der Oberflächentemperatur der Holzstücke bzw. der Temperatur des ausströmenden Gases in der realen Feuerung ist äußerst aufwendig. Daher wird in der Simulation eine Temperatur des Synthesegases von  $T_{SyG} = 973 \text{ K}$  nach Literaturdaten festgelegt.

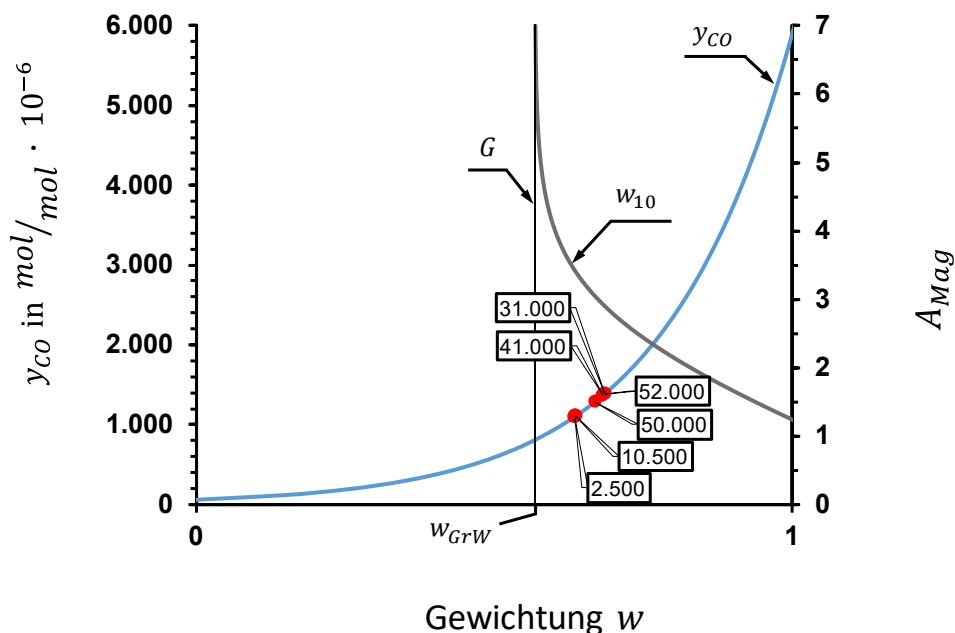


Abbildung 45: Ergebnisse der Kohlenmonoxidkonzentration bei unterschiedlicher Anzahl an Iterationsschritten im CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm.

Tabelle 14: Zusammenstellung der Temperaturen des Synthesegases zur Sensitivitätsanalyse.

Modellparameter		Referenz	Variation
$T_{SyG}$	[K] Temperatur des Synthesegases	973	773, 1.073, 1.173, 1.273

In Tabelle 14 sind die zu untersuchenden Variationen der Temperatur des Synthesegases aufgestellt. Alle weiteren Randbedingungen werden konstant gelassen. Die Faktoren im temperaturkontrollierten Arrhenius-Ansatz werden nach *Westbrook et al. (1984)* festgelegt und im Mischungskontrollierten Berechnungspfad wurde ein Magnussen-Koeffizienten von  $A_{Mag} = 3,5$  gewählt. Die Simulationen werden mit 2.500 Iterationen durchgeführt. Abbildung 46 zeigt das Ergebnis der berechneten Kohlenmonoxidkonzentration bei unterschiedlichen Temperaturen des Synthesegases. Mit zunehmender Temperatur des Synthesegases nimmt die Kohlenmonoxidkonzentration signifikant ab. Damit hat die Wahl der Temperatur des Synthesegases eine entscheidende Rolle in der CFD-Simulation für die Berechnung der Kohlenmonoxidkonzentration. Um den Einfluss der Temperatur des Synthesegases auf die Kohlenmonoxidkonzentration zu minimieren, müsste die Temperaturverteilung des Synthesegases bzw. der Holzoberfläche in der Feuerung gemessen werden. Ob sich diese gemessene Temperaturverteilung an der Holzoberfläche dann auch auf andere Feuerungskonzepte übertragen lässt, ist nicht sicher.

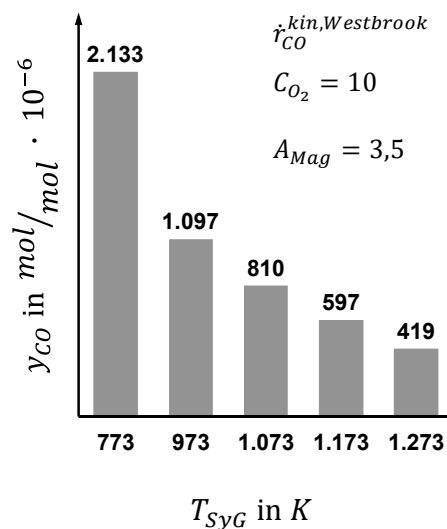


Abbildung 46: Ergebnisse der Simulation von Kohlenmonoxid für verschiedene Temperaturen des Synthesegases.



Werden die Ergebnisse aus Abbildung 46 als rote Punkte in das CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm in Abbildung 47 eingetragen, liegen diese auf der blauen Kurve, welche die CO-Charakteristik in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  darstellt. Die graue Kurve ist die Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$ , welche aus Ergebnissen der Simulation für eine Temperatur des Synthesegases von  $T_{SyG} = 973 K$  erstellt wurde.

Wird ein Kalibrierfaktor  $K_{Grw}$ , der gegen unendlich verläuft als vertikale Linie in das Diagramm eingetragen, kann ein Grenzwert der Kohlenmonoxidkonzentration an der primären Y-Achse von  $y_{CO,Grw} = 808 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  abgelesen werden (siehe Abbildung 47). Dieser Wert entspricht in etwa dem Ergebnis der Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 810 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  bei einer Temperatur des Synthesegases von  $T_{SyG} = 1.073 K$ . Somit kann durch Wahl des Kalibrierfaktors  $K$  im CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm die Kohlenmonoxidkonzentration für unterschiedliche Temperaturen des Synthesegases in gewissen Grenzen abgebildet werden. Dies bedeutet im Umkehrschluss, dass die fehlende Kenntnis der Oberflächentemperatur und damit der Temperatur des Synthesegases durch die Wahl des Kalibrierfaktors  $K$  kompensiert werden kann. Die CO- $\lambda$ -Charakteristik bleibt dabei erhalten, es wird lediglich ein anderes Niveau der Kohlenmonoxidkonzentration erreicht. Somit ergibt sich für die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration nur eine Abhängigkeit zum Kalibrierfaktor  $K$ .

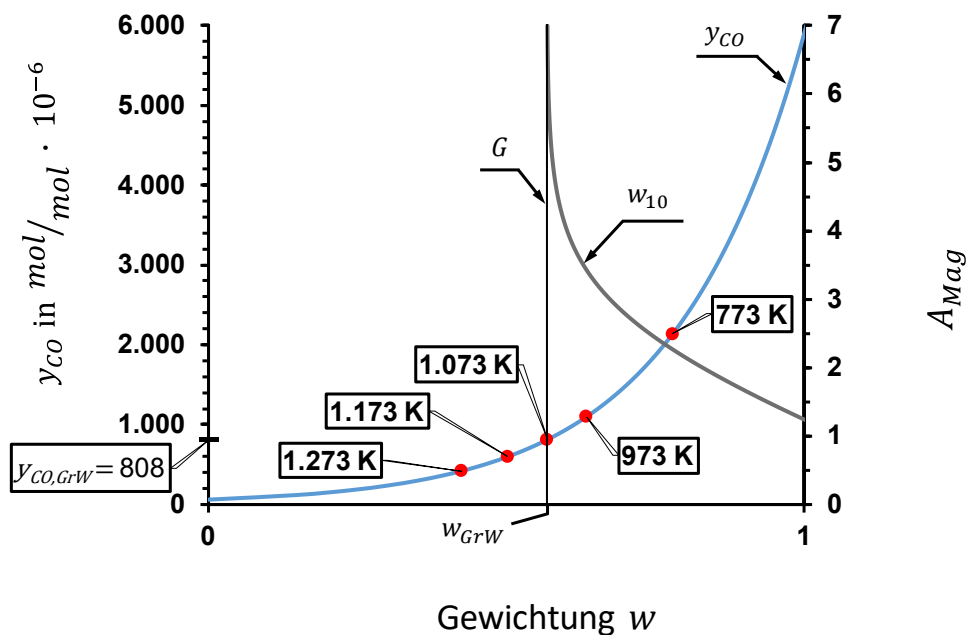


Abbildung 47: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse von der Temperatur des Synthesegases im CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm.

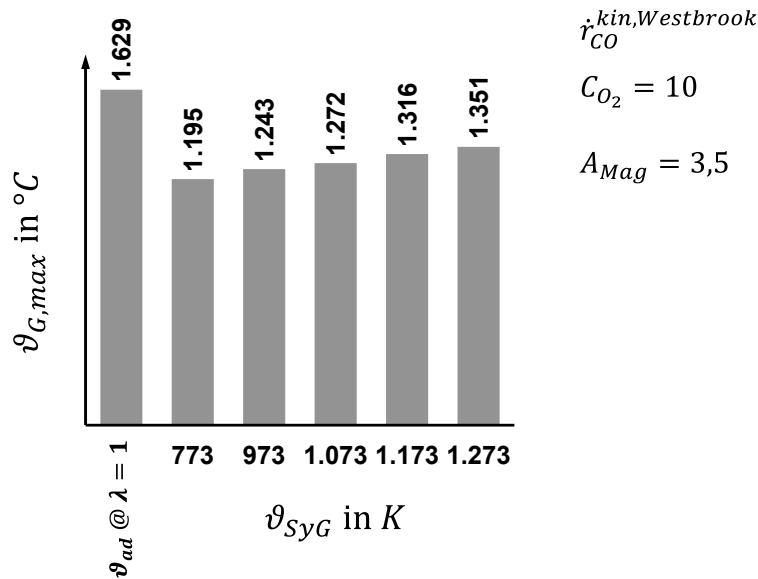


Abbildung 48: Plausibilitätsprüfung – Adiabate Verbrennungstemperatur und maximal auftretende Temperatur bei veränderter Temperatur des Synthesegases.

Zur Plausibilitätsprüfung zeigt Abbildung 48 die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet über der Temperatur des Synthesegases. Die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet steigt mit Erhöhung der Temperatur des Synthesegases leicht an. Die adiabate Verbrennungstemperatur von  $\vartheta_{ad} = 1.629$  °C wird nicht überschritten.

### 5.3.3 Änderung der Massenverhältnisse im Synthesegas

In diesem Kapitel soll der Einfluss der Massenverhältnisse im Synthesegas auf die Kohlenmonoxidkonzentration untersucht werden. Im Referenzfall besteht das Synthesegas aus den Komponenten CO, CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O. Die Zusammensetzung der Pyrolysegase unterliegt nach *Klingel (2008)* großen Schwankungen aufgrund der Inhomogenität des Brennstoffes, des Sauerstoffangebots und der Temperatur in der Pyrolysezone. Im Referenzfall wurde ein Massenverhältnis von Kohlenmonoxid mit  $x_{CO} = 0,43$  festgelegt. Für die Sensitivitätsanalyse soll das Massenverhältnis im Synthesegas geändert werden.

Obwohl *Klingel (2008)* Wasserstoff bei der Pyrolyse von Holz nicht detektierte, benutzt der überwiegende Teil der Autoren, welche sich mit der Simulation von Biomassefeuerungen auseinandersetzen, Wasserstoff als Bestandteil im Synthesegas. In *Schütz (2012)* und *Kurz (2014)* wird ein Zwei-Schritt Methan, in Kombination mit einem Ein-Schritt Wasserstoff Reaktionspfad genutzt. Daher soll in einer weiteren Sensitivitätsanalyse der Einfluss des Wasserstoffes im Synthesegas auf die Simulationsergebnisse in Bezug auf die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration untersucht werden. Dafür wird das Reaktionsmodell in der

Simulation der Einzelraumfeuerung um eine Ein-Schritt-Wasserstoff Reaktionspfad nach Gleichung (10) auf Seite 38 erweitert.

Die Reaktion des Wasserstoffes erfolgt ausschließlich mischungskontrolliert und die Reaktionskinetik wird über den Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  im mischungskontrollierten Berechnungspfad bestimmt. Die Massenverhältnisse werden nach dem Schema aus Abbildung 23, Seite 45 bestimmt und ist in Tabelle 15 zusammengefasst. Die Faktoren im Arrhenius-Ansatz für die Kohlenmonoxidreaktion werden nach *Westbrook et al. (1984)* gewählt und die Rechnungen mit 2.500 Iterationsschritten durchgeführt.

Abbildung 49 zeigt die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse bei veränderten Massenverhältnissen im Synthesegas. Für die Synthesegase SyG,*ref* und SyG,1-3 ist keine signifikante Änderung der berechneten Kohlenmonoxidkonzentration festzustellen. Für das Synthesegas SyG,4 mit einem Massenverhältnis an Wasserstoff von  $x_{H_2} = 0,02$ , ergibt sich eine Änderung der Kohlenmonoxidkonzentration von ca. 15 % gegenüber der Kohlenmonoxidkonzentration mit dem Synthesegas SyG,*ref*.

Tabelle 15: Zusammenstellung der Massenströme für die  
Parametervariationen am Modell *chargenweise betriebene*  
Feuerung.

Synthesegas Reaktionspfad Faktoren im Arrhenius-Ansatz	Massenstrom $\frac{g}{s}$	Massen- verhältnis im Synthesegas $\frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_{SyG}}$	Heizwert $\frac{kJ}{kg}$	Leistung Synthesegas kW	Temperatur Synthesegas K	
<b>SyG,<i>ref</i></b>	CO	0,33	<b>0,43</b>	13.197	10	973
CH <sub>4</sub> -2step	CH <sub>4</sub>	0,13	0,18			
$\cdot_{CO}^{kin,Westbrook}$ $\dot{r}_{CO}$	CO <sub>2</sub>	0,17				
	H <sub>2</sub> O	0,13				
<b>SyG,1</b>	CO	0,24	<b>0,33</b>	13.685	10	973
CH <sub>4</sub> -2step	CH <sub>4</sub>	0,15	0,21			
$\cdot_{CO}^{kin,Westbrook}$ $\dot{r}_{CO}$	CO <sub>2</sub>	0,25				
	H <sub>2</sub> O	0,09				
<b>SyG,2</b>	CO	0,43	<b>0,55</b>	12.852	10	973
CH <sub>4</sub> -2step	CH <sub>4</sub>	0,11	0,15			
$\cdot_{CO}^{kin,Westbrook}$ $\dot{r}_{CO}$	CO <sub>2</sub>	0,06				
	H <sub>2</sub> O	0,18				
<b>SyG,3</b>	CO	0,27	<b>0,36</b>	13.257	10	973
CH <sub>4</sub> -2step	CH <sub>4</sub>	0,14	0,18			
+	H <sub>2</sub>	0,004	0,005			
H <sub>2</sub> -1step	CO <sub>2</sub>	0,25				
$\cdot_{CO}^{kin,Westbrook}$ $\dot{r}_{CO}$	H <sub>2</sub> O	0,10				
<b>SyG,4</b>	CO	0,17	<b>0,23</b>	13.428	10	973
CH <sub>4</sub> -2step	CH <sub>4</sub>	0,14	0,17			
+	H <sub>2</sub>	0,015	0,02			
H <sub>2</sub> -1step	CO <sub>2</sub>	0,42				
$\cdot_{CO}^{kin,Westbrook}$ $\dot{r}_{CO}$	H <sub>2</sub> O	0,01				

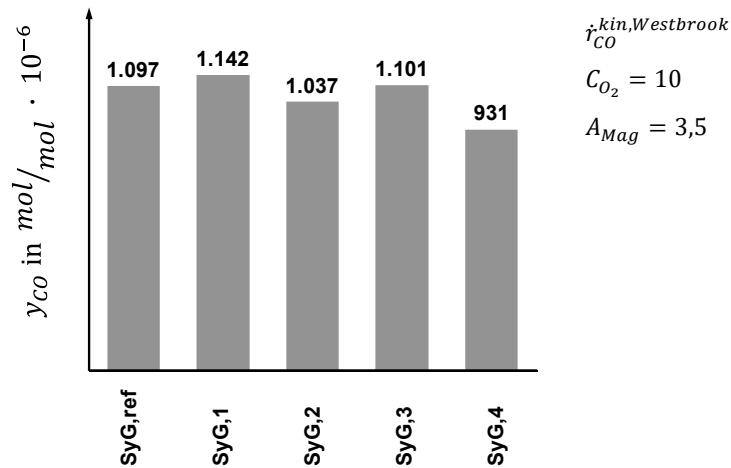


Abbildung 49: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse der Massenverhältnisse im Synthesegas.

Werden die Ergebnisse als rote Punkte in das  $CO-w-A_{Mag}$ -Diagramm nach Abbildung 50 eingetragen, liegen diese auf der blauen Kurve, welche die  $CO$ -Charakteristik in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  darstellt. Die graue Kurve ist die Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$ , welche aus Ergebnissen der Simulation mit dem Synthesegas SyG,ref erstellt wurde. Somit ergibt sich für die Höhe der berechneten Kohlenmonoxidkonzentration nur eine Abhängigkeit zum Kalibrierfaktor  $K$ .

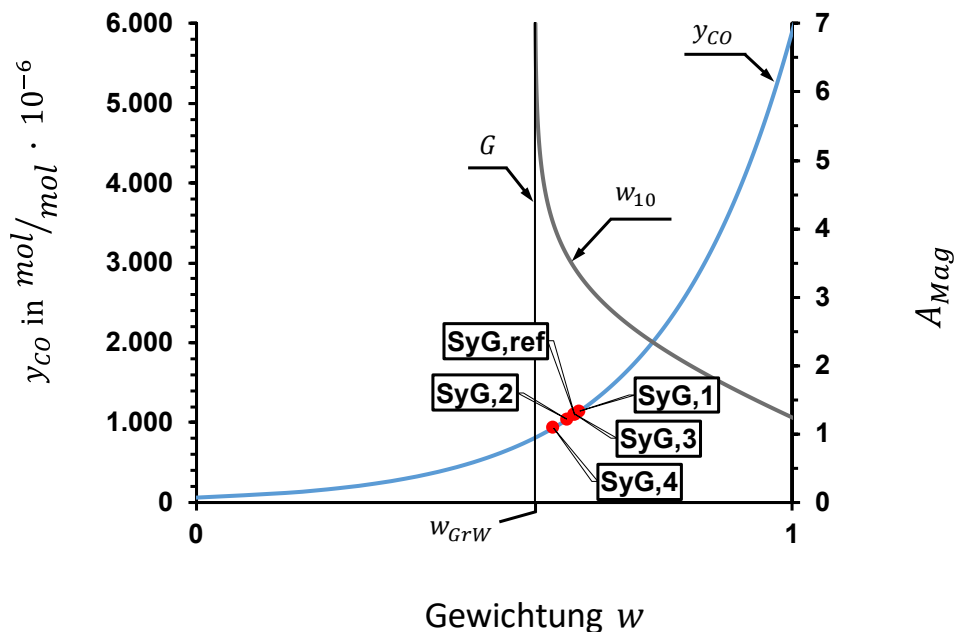


Abbildung 50: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse über die Massenverhältnisse im Synthesegas, dargestellt im  $CO-w_j$ -Diagramm.

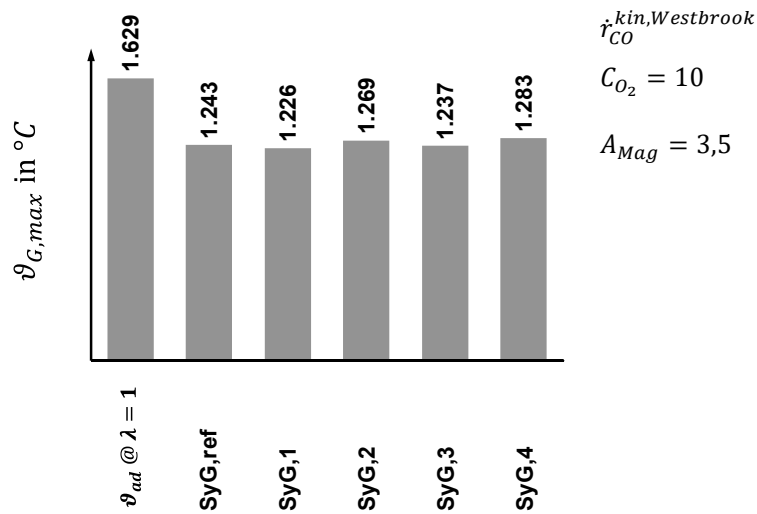


Abbildung 51: Plausibilitätsprüfung – Adiabate Verbrennungstemperatur und maximal auftretende Temperatur bei veränderter Zusammensetzung des Synthesegases.

Zur Plausibilitätsprüfung zeigt Abbildung 51 die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet in Abhängigkeit der Zusammensetzung des Synthesegases. Die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet ändert sich bei einer Änderung der Zusammensetzung im Synthesegases nur unwesentlich. Die adiabate Verbrennungstemperatur von  $\vartheta_{ad} = 1.629^{\circ}C$  wird nicht überschritten.

### 5.3.4 Änderung des Reaktionspfades

In diesem Abschnitt soll der Einfluss des Reaktionspfades in der Simulation in Bezug auf die simulierte Kohlenmonoxidkonzentration untersucht werden. Beispielsweise nutzen *Knaus et al. (1999)* und *Scharler (2011.11)* einen Drei-Schritt-Methan ( $CH_4$ -3step) Reaktionspfad. Um den Einfluss auf die Kohlenmonoxidkonzentrationen zu untersuchen, wird ein Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (12) in Kombination mit einem Ein-Schritt-Wasserstoff Reaktionspfad nach Gleichung (10) auf Seite 38 in das CFD-Modell implementiert. Die Methan- und Wasserstoffreaktion erfolgt ausschließlich mischungskontrolliert und wird über den Magnussen-Faktor  $A_{Mag}$  im mischungskontrollierten Berechnungspfad limitiert. Für die Sensitivitätsanalyse des 3-Schritt-Methan Reaktionspfades werden die Synthesegase SyG,3 und SyG,4 aus Tabelle 15, Seite 93 genutzt. Die Faktoren im Arrhenius-Ansatzes werden nach *Westbrook et al. (1984)* gewählt und die Rechnungen mit 2.500 Iterationsschritten durchgeführt.

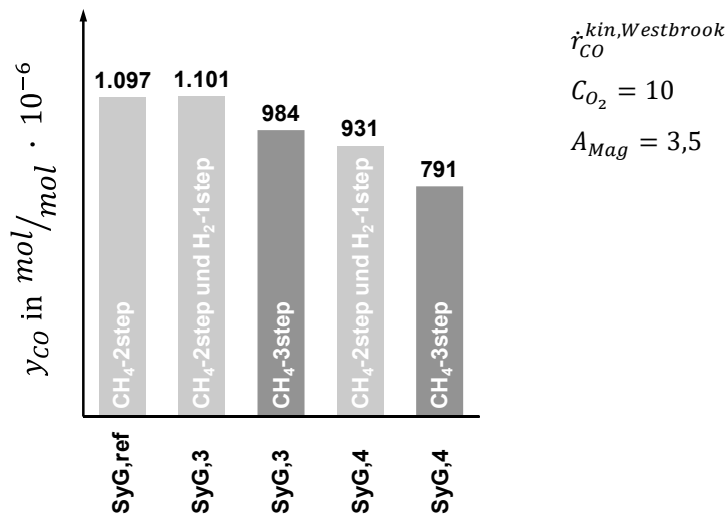


Abbildung 52: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für unterschiedliche Reaktionspfade.

Abbildung 52 zeigt die Kohlenmonoxidkonzentrationen für unterschiedliche Reaktionspfade. Zum Vergleich sind zusätzlich die Ergebnisse bei einem CH<sub>4</sub>-2step und H<sub>2</sub>-1step Reaktionspfad mit dem SyG,3 und SyG,4 aufgeführt. Gegenüber dem CH<sub>4</sub>-2step Reaktionspfad mit SyG,ref sinken die Kohlenmonoxidkonzentrationen bei der Verwendung eines CH<sub>4</sub>-3step Reaktionspfad deutlich. Bei einem CH<sub>4</sub>-3step Reaktionspfad nach Gleichung (12) auf Seite 39 entsteht in einem Zwischenschritt für jeden Anteil Methan (1 mol CH<sub>4</sub>) genauso viele Anteile Wasserstoff (1 mol H<sub>2</sub>). Dadurch steigt der Anteil des Wasserstoffes der an der Reaktion im Reaktionsgebiet teilnimmt. In Abbildung 52 steigt der Anteil des Wasserstoffes kontinuierlich von links nach rechts an. Bei dem CH<sub>4</sub>-2step und H<sub>2</sub>-1step Reaktionspfad ist ein Wasserstoffanteil im Synthesegas SyG,3 von  $x_{H_2} = 0,005$  vorhanden. Dieser Anteil verursacht noch keine Reduktion der Kohlenmonoxidkonzentration. Erst bei einem höheren Anteil von Wasserstoff im Reaktionsgebiet verringert sich die Kohlenmonoxidkonzentration.

Werden die Ergebnisse als rote Punkte in das CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm in Abbildung 53 eingetragen, liegen diese ebenfalls auf der blauen Kurve, welche die CO-Charakteristik in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  darstellt. Die graue Kurve ist die Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$ , welche aus Ergebnissen der Simulation mit einem Zwei-Schritt Methan Reaktionspfad und einem Synthesegas SyG,ref erstellt ist. Wird ein Kalibrierfaktor  $K_{Grw}$ , der gegen unendlich verläuft in das Diagramm in Abbildung 53 als vertikale Linie eingetragen, kann ein Grenzwert der Kohlenmonoxidkonzentration an der primären Y-Achse von  $y_{CO,Grw} = 808 mol/mol \cdot 10^{-6}$  abgelesen werden. Bei einem Drei-Schritt-Methan Reaktionspfad mit dem Synthesegas SyG,4 wird eine Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 791 mol/mol \cdot 10^{-6}$  erhalten. Dies entspricht einer Abweichung von lediglich ca. 2 % und somit ist es möglich, durch die Wahl des Kalibrierfaktors  $K$  im CO- $w_j$ - $A_{Mag}$ -Diagramm, die Kohlenmonoxidkonzentration für unterschiedliche Reaktionspfade in gewissen Grenzen abzubilden. Somit ergibt sich für die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration nur eine Abhängigkeit zum Kalibrierfaktor  $K$ .

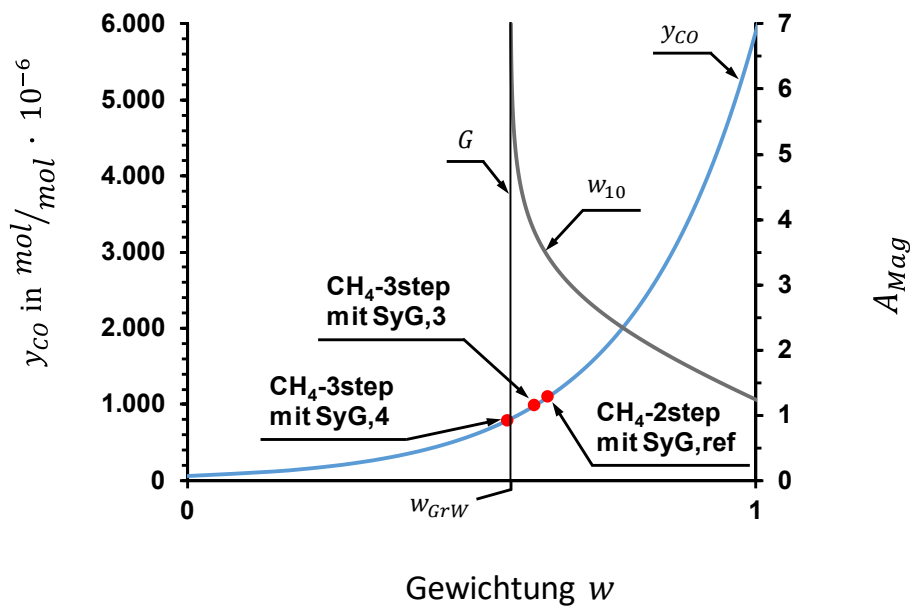


Abbildung 53: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für den Reaktionspfad im CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm.

Zur Plausibilitätsprüfung zeigt Abbildung 54 die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet in Abhängigkeit der verwendeten Reaktionspfade. Die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet ändert sich bei der Verwendung eines Drei-Schritt-Methan Reaktionspfades kaum. Die maximal auftretende Temperatur in der Simulation übersteigt nicht die adiabate Verbrennungstemperatur von  $\vartheta_{ad} = 1.629$  °C.

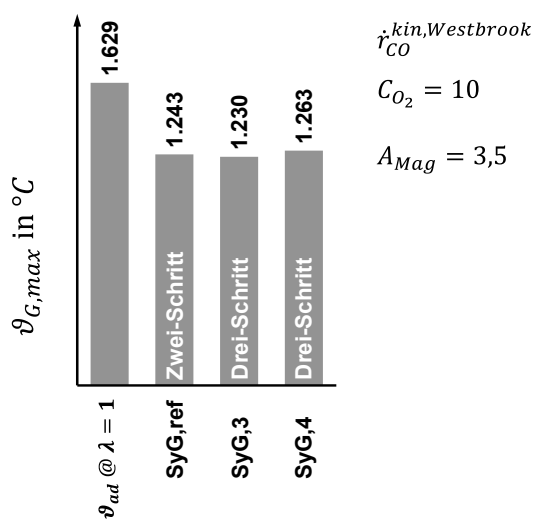


Abbildung 54: Plausibilitätsprüfung – Adiabate Verbrennungstemperatur und maximal auftretende Temperatur für unterschiedliche Reaktionspfade.

### 5.3.5 Änderung der Faktoren im Arrhenius-Ansatz

In diesem Kapitel soll der Einfluss der Faktoren im Arrhenius-Ansatz auf die berechnete Kohlenmonoxidkonzentration untersucht werden. Im Referenzfall erfolgt die Methanreaktion nach Gleichung (11), Seite 39 ausschließlich mischungskontrolliert und die Reaktionskinetik wird über einen Magnussen-Faktor  $A_{Mag}$  im mischungskontrollierten Berechnungspfad bestimmt. Es soll eine Berechnung durchgeführt werden, bei der die Methanreaktion nicht nur über den mischungskontrollierten Berechnungspfad abläuft. Dazu wird, wie bei der Kohlenmonoxidreaktion auch, die Methanreaktion im temperaturkontrollierten Berechnungspfad mit Hilfe eines Arrhenius-Ansatzes beschrieben. Die Faktoren im Arrhenius-Ansatzes wurde nach *Westbrook et al. (1984)* gewählt (vgl. Gleichung (C40) in Tabelle C33 im Anhang, Seite 137). Die Rechnungen werden mit 2.500 Iterationsschritten durchgeführt. Es wird ein Magnussen-Faktor von  $A_{Mag} = 3,5$  im mischungskontrollierten Berechnungspfad gewählt. Abbildung 55 zeigt die Ergebnisse der Kohlenmonoxid- und Methankonzentrationen. Wird in der Simulation der Methanabbau nur über einen mischungskontrollierten Berechnungspfad angenommen, ergeben sind Konzentrationen von  $y_{CO} = 1.097 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  und  $y_{CH_4} < 1 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  in der Simulation. Wird hingegen die Methanreaktion im  $CH_4$ -2step Reaktionspfad zusätzlich neben dem mischungskontrollierten Berechnungspfad über einen temperaturkontrollierten Berechnungspfad durch einen Arrhenius-Ansatz berechnet, so ergeben sich Konzentrationen von  $y_{CO} = 2.074 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  und  $y_{CH_4} = 4.800 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$ . Erwartungsgemäß sind bei *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerungen die Konzentrationen der gesamt flüchtigen organischen Verbindungen (TVOC) gegenüber den Kohlenmonoxidkonzentrationen deutlich niedriger (vgl. Abbildung 8, Seite 13). Die Annahme im verwendeten Finite-Rate /Eddy Dissipation Model (kin/EDM) einer unendlich schneller Reaktion im  $CH_4$ -2step Reaktionspfad für die Oxidationsreaktion von Methan mit dem Zwischenprodukt Kohlenmonoxid ist in Folge dessen angebracht. Daher soll auch weiterhin die Methanreaktion im kin/EDM für die Simulation von Feuerungen für feste Biobrennstoffe nur über den mischungskontrollierten Berechnungspfad beschrieben werden.

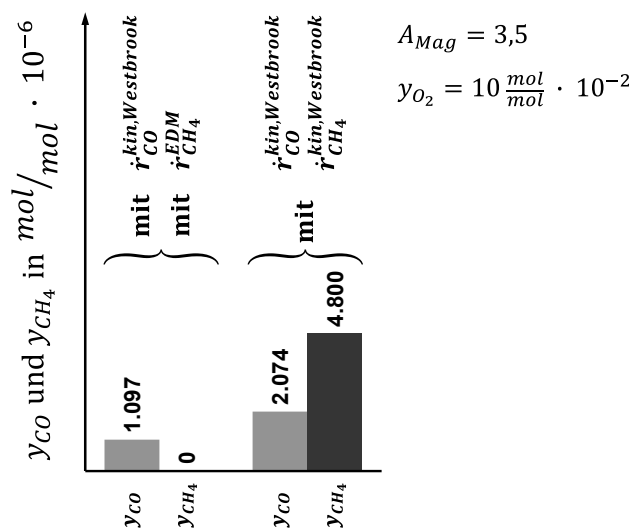


Abbildung 55: Ergebnis der Sensitivitätsanalyse mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz für  $r_{CH_4}^{kin, Westbrook}$



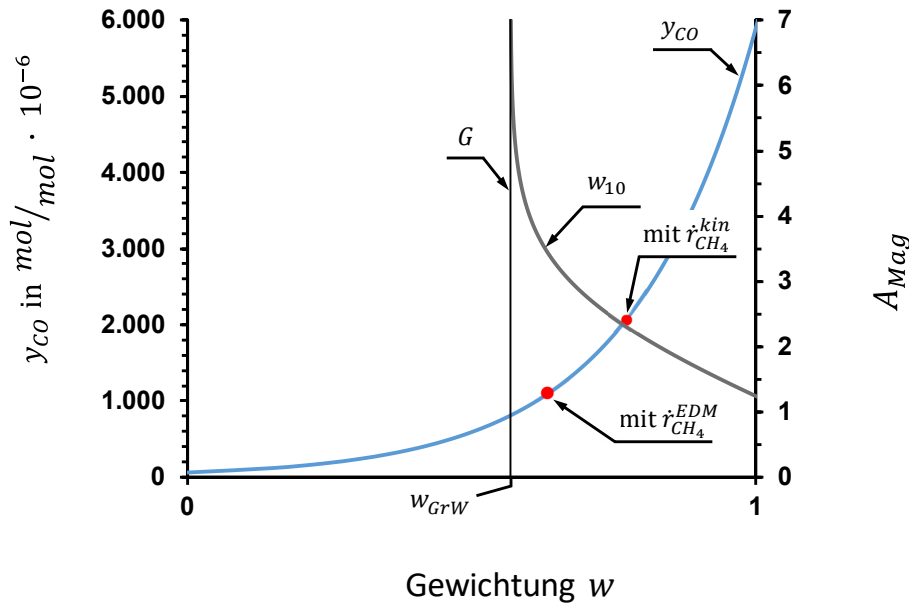


Abbildung 56: Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz für  $\dot{r}_{CH_4}^{kin,Westbrook}$  im CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm.

Werden die Ergebnisse dieser Berechnung als rote Punkte in das CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm in Abbildung 56 eingetragen, liegen diese ebenfalls auf der blauen Kurve, welche die CO-Charakteristik in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  darstellt. Die graue Kurve ist die Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$ . Dabei wurde die Methanreaktion ausschließlich über den mischungskontrollierten Berechnungspfad besprochen. Auch hier kann die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration durch die entsprechende Wahl des Kalibrierfaktors  $K$  dargestellt werden. Zur Plausibilitätsprüfung zeigt Abbildung 57 die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet in Abhängigkeit der Parameter beim Arrhenius-Ansatz. Die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet steigt bei Verwendung eines Arrhenius-Ansatzes für die Methanreaktion leicht an. Die adiabate Verbrennungstemperatur von  $\vartheta_{ad} = 1.629\text{ °C}$  wird dabei nicht überschritten.

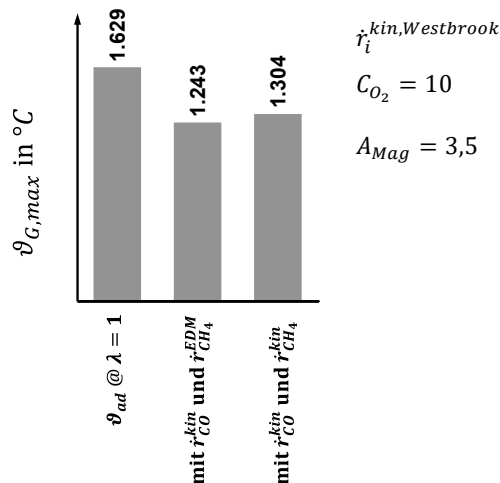


Abbildung 57: Plausibilitätsprüfung – Adiabate Verbrennungstemperatur und maximal auftretende Temperatur bei verändertem Parameter im Arrhenius-Ansatzes.

In der Literatur sind für den Arrhenius-Ansatz des CO-Reaktionspfades unterschiedliche Faktoren zu finden. Für den Referenzfall wurden die Faktoren des Arrhenius-Ansatzes aus *Westbrook et al. (1984)* genutzt. In einer weiteren Sensitivitätsanalyse soll der Einfluss der Faktoren im Arrhenius-Ansatzes nach *Howard et al. (1973)* auf das Ergebnis der Kohlenmonoxidkonzentrationen in der Simulation untersucht werden. Die Parameter des Arrhenius-Ansatzes nach *Howard et al. (1973)* zeigt Tabelle C33, Seite 137 im Anhang. Die Methanreaktion wird in dieser Untersuchung ausschließlich über den mischungskontrollierten Berechnungspfad beschrieben.

Abbildung 58 zeigt die CO- $\lambda$ -Charakteristik mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz des temperaturkontrollierten Berechnungspfad nach *Howard et al. (1973)* (graue Kurve) und nach *Westbrook et al. (1984)* (hellgraue Kurve). Auch die CO- $\lambda$ -Charakteristik mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* entspricht nicht den Erwartungen für eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung. Allerdings ist der Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration bei einer Luftzahl  $\lambda \geq 2$  gegenüber der Simulation mit den Faktoren von *Westbrook et al. (1984)* im Arrhenius-Ansatz moderater. Daher soll eine Kalibrierung der Ergebnisse für eine Luftzahl von  $\lambda \geq 2$  mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatzes nach *Howard et al. (1973)* nach der Methode aus Abbildung 36, Seite 74 durchgeführt werden.

Zur Plausibilitätsprüfung zeigt Abbildung 59 die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet über der Luftzahl  $\lambda$ . Die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  steigt mit Erhöhung der Luftzahl leicht an. Ein Unterschied der Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  zwischen den Rechnungen mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatzes nach *Westbrook et al. (1984)* und *Howard et al. (1973)* ist nicht zu erkennen. Die adiabate Verbrennungstemperatur von  $\vartheta_{ad} = 1.629\text{ }^\circ\text{C}$  wird dabei nicht überschritten.

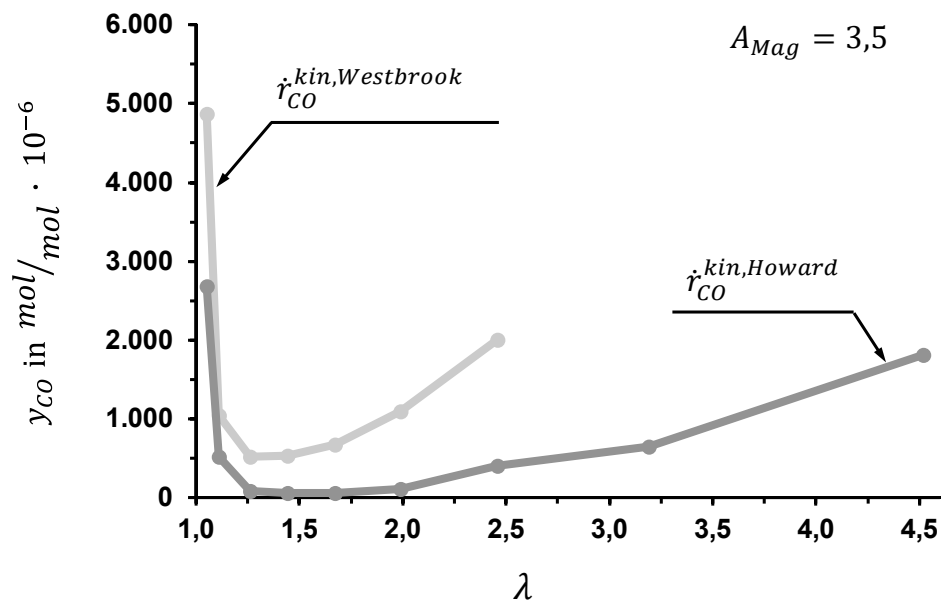


Abbildung 58: Vergleich CO- $\lambda$ -Charakteristik für unterschiedliche Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. 1984* und *Howard et al. 1973*.

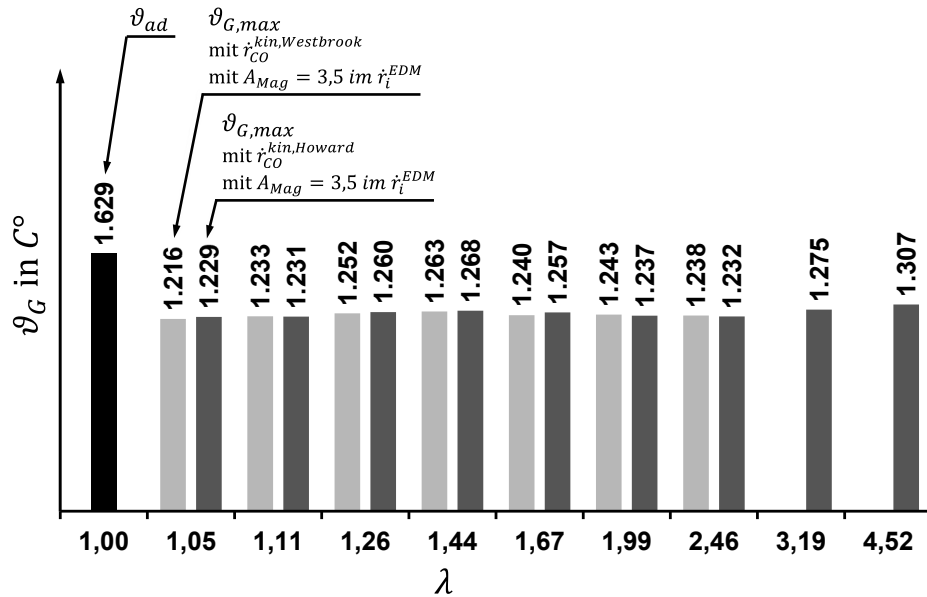


Abbildung 59: Plausibilitätsprüfung – Adiabate Verbrennungstemperatur und maximal auftretende Temperatur mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz für *Westbrook et al. (1984)* und *Howard et al. (1973)*.

### 5.3.6 Erstellung einer CO- $\lambda$ -Charakteristik mit geänderten Faktoren im Arrhenius-Ansatz

Werden die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* als dunkelblaue Punkte in das CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm nach Abbildung 60 eingetragen, liegen diese auf der blauen Kurve, welche die CO-Charakteristik in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  darstellt. Diese hellblaue Kurve wurde aus den Ergebnissen der Simulation mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1984)* erstellt. Für die Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* ist beispielhaft die Gewichtungsfunktion  $w_j$  für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  als hellgraue Kurve eingezeichnet. Die Kalibrierung der CO-Konzentration mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* soll, wie in Kapitel 5.2, Seite 79 ff, exemplarisch für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  erfolgen.

In Abbildung 41 ist die Übertragungsfunktion  $G_{GrW}^{Howard}$  für die Gewichtung  $w_{GrW}^{Howard}$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  als vertikal verlaufende schwarze Linie eingezeichnet. Die Übertragungsfunktion  $G_{GrW}^{Howard}$  kreuzt die blaue Kurve und es kann im Schnittpunkt an der primären Y-Achse die minimal zu erreichende CO-Konzentration in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  von  $y_{CO} = 97 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  abgelesen werden. Wird eine Kalibrierung mit den Kalibrierfaktoren  $K_{GrW}$  bis  $K_{64}$  aus Kapitel 5.2, Seite 79 ff für alle Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  durchgeführt, kann eine CO- $\lambda$ -Charakteristik wie in Abbildung 61 dargestellt werden. Mit einem Kalibrierfaktor  $K_{GrW}$  wird eine Kurve mit den geringsten Kohlenmonoxidkonzentrationen über die Luftzahl erzeugt. Die Kurven mit den Kalibrierfaktoren  $K_1$  bis  $K_8$  liegen zwischen den Kurven  $K_{GrW}$  und  $K_{16}$  und sind im Diagramm nicht bezeichnet. Zwischen den Kurven  $K_{GrW}$  und  $K_{16}$  sind geringe Unterschiede feststellbar.

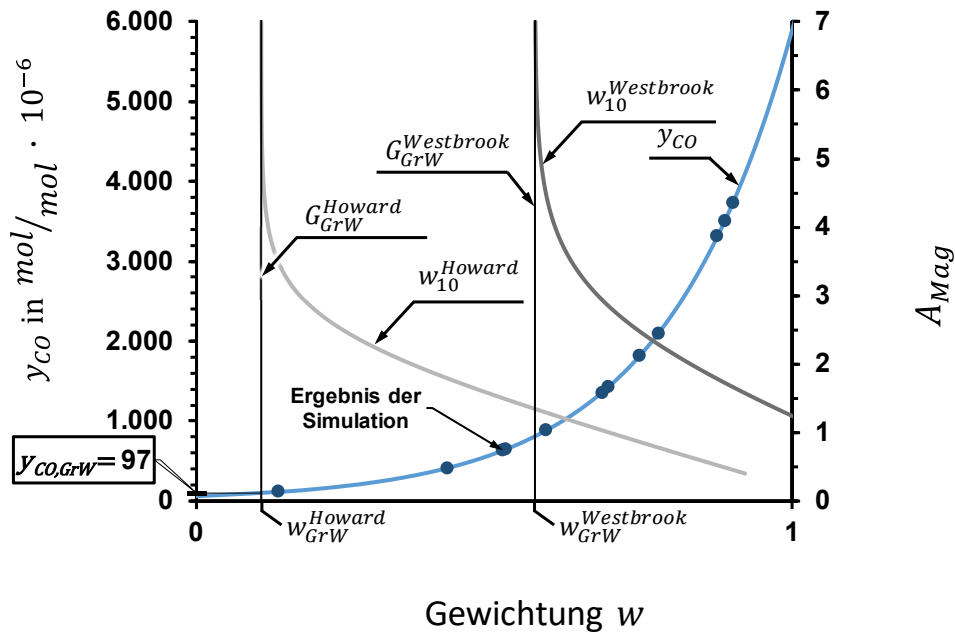


Abbildung 60: CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm mit den Ergebnissen der Sensitivitätsanalyse über die Faktoren im Arrhenius-Ansatz für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$ .

Bei einer Luftzahl von  $\lambda \geq 2$  ist bei allen Kurven über alle Kalibrierfaktoren  $K$  ein moderater Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration festzustellen. Dieses Verhalten in der CO- $\lambda$ -Charakteristik entspricht den Erwartungen bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung. Wie in Abbildung 7, Seite 12 weisen Biomassefeuerungen einen wannenförmigen Verlauf der Kohlenmonoxidkonzentration über die Luftzahl auf. In der Hauptverbrennungsphase, die üblicherweise bei einer Luftzahl zwischen  $\lambda \geq 1,6$  und  $\lambda \leq 3$  abläuft, sind die Kohlenmonoxidkonzentrationen konstant niedrig bzw. steigen nur leicht an. Tritt in dieser Phase eine Störung auf oder ändert sich die Leistung geringfügig, steigt in der

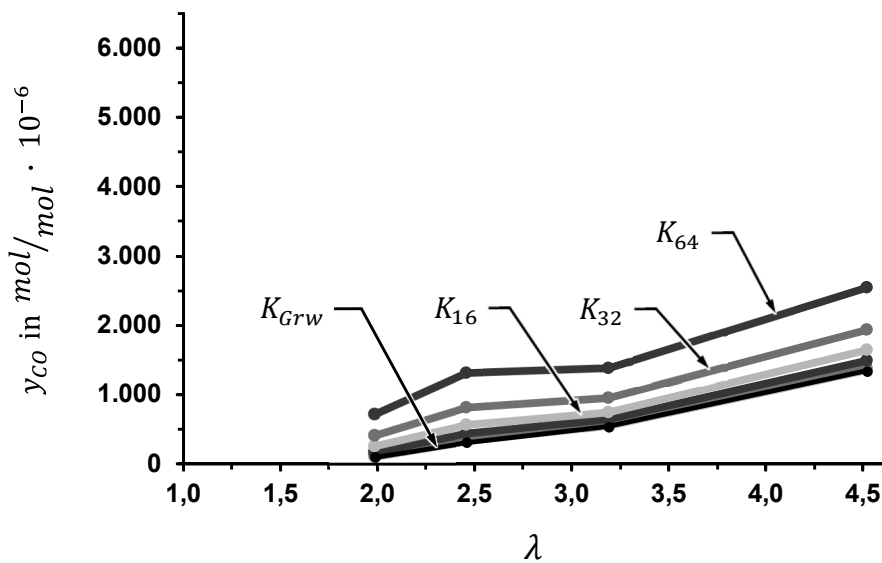


Abbildung 61 : Einfluss des Kalibrierfaktors  $K$  auf die CO- $\lambda$ -Charakteristik für Luftzahlen von  $\lambda \geq 2$ .

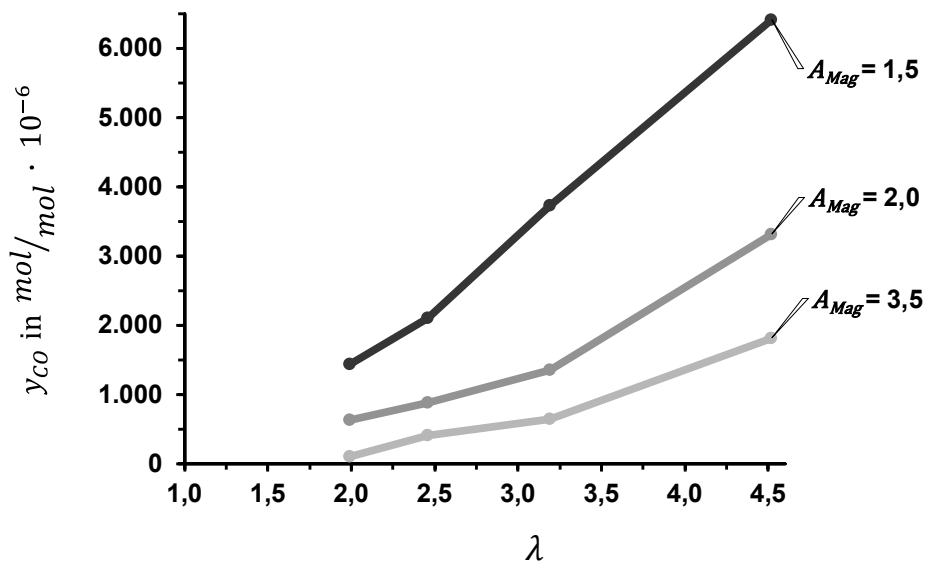


Abbildung 62 : Einfluss des Magnussen-Faktors  $A_{Mag}$  auf die CO- $\lambda$ -Charakteristik für Luftzahlen von  $\lambda \geq 2$ .

realen Feuerung üblicherweise die Kohlenmonoxidkonzentration auch nur geringfügig an. Erst wenn die Flamme im Brennraum erlischt, steigt die Kohlenmonoxidkonzentration sprunghaft an. Dies erfolgt üblicherweise bei einer Luftzahl von  $\lambda \geq 4$ .

Die CO- $\lambda$ -Charakteristik der nicht kalibrierten Ergebnisse aus der Simulation für unterschiedliche Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  zeigt Abbildung 62. Ändern sich die Verbrennungsbedingungen nicht grundlegend in einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung, ist nur ein leichter Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration in der Hauptverbrennungsphase zu erwarten. Erst bei einer Luftzahl  $\lambda \geq 4$  bzw. einer Sauerstoffkonzentration von  $y_{O_2} \geq 16 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  ist ein deutlicher Anstieg bei einer schlechten Verbrennung bemerkbar. In Abbildung E82, Seite 142 ist beispielhaft eine CO- $\lambda$ -Charakteristik einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung für „gute“ und „schlechte“ Verbrennungsbedingungen dargestellt. Daraus ist ersichtlich, dass sich die Kohlenmonoxidkonzentrationen in der Hauptverbrennungsphase bei einer Sauerstoffkonzentration von  $10 \leq y_{O_2} \leq 14 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  nur leicht unterscheiden. Dies zeigen auch die mittleren Konzentrationen in Tabelle E35, Seite 142 im Anhang. Eine Änderung der Verbrennungsbedingungen kann in der CFD-Simulation demnach nicht durch eine Änderung mit einem über den gesamten Luftzahlbereich konstanten Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  abgebildet werden.

Damit ergibt sich eine Erweiterung der Gewichtungsfunktion  $w_j$  nach Gleichung (31) für die Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1984)* für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} \leq 10$  und nach *Howard et al. (1973)* für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} \geq 10$ .

$$w_j = f(w, C_{O_2}, \dot{r}_i^{kin}) \text{ mit } \begin{cases} \dot{r}_i^{kin, Westbrook} & \text{für } C_{O_2} \leq 10 \\ \dot{r}_i^{kin, Howard} & \text{für } C_{O_2} \geq 10 \end{cases} \quad \text{Gleichung (31)}$$

$w_j$	: Gewichtungsfaktor an der Stelle $j$	–
$w$	: Gewichtung	–
$C_{O_2}$	: Sauerstoffklasse	–
$\dot{r}_i^{kin}$	: temperaturkontrollierter kinetischer Term im Arrhenius-Ansatz	–

### 5.3.7 Änderung der Feuerungswärmeleistung

In diesem Abschnitt soll der Einfluss der Feuerungsleistung auf die berechnete Kohlenmonoxidkonzentration durch eine Variation der Feuerungsleistung für unterschiedliche Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  untersucht werden. Für die Methodenentwicklung wurde ein Synthesegas mit einer Leistung von  $P_{SyG} = 10$  kW im Referenzfall genutzt. In dieser Sensitivitätsanalyse soll in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 12$  eine 20-prozentige Erhöhung der Leistung auf  $P_{SyG} = 12$  kW und in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  eine 20-prozentige Verringerung der Leistung auf  $P_{SyG} = 8$  kW erfolgen. Tabelle 16 zeigt die Zusammenstellung der Variation für diese Sensitivitätsanalyse. Für die Sauerstoffklassen  $C_{O_2} > 10$  werden die Faktoren im Arrhenius-Ansatz von *Howard et al. (1973)* genutzt.

Die Ergebnisse der Simulation bei einem Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag} = 3,5$  zeigt Abbildung 63. Bei der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 12$  wird im Referenzfall eine Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 412 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  berechnet. Wird in dieser Sauerstoffklasse die Leistung auf  $P_{SyG} = 12$  kW erhöht, wird eine Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 228 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  erreicht. Bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung entspricht dieses Verhalten den Erwartungen, dass bei gleicher Luftzahl durch eine Erhöhung der Feuerungsleistung die Kohlenmonoxidkonzentrationen sinken. Bei der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  hat hingegen eine Verringerung der Leistung auf  $P_{SyG} = 8$  kW nur einen marginalen Einfluss auf die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration. Auch dieses

Tabelle 16: Zusammenstellung der Feuerungswärmeleistung zur Sensitivitätsanalyse.

Modellparameter	Referenz	Variation 1	Variation 2
Leistung SyG $P_{SyG}$ in kW	10	12	8
Sauerstoffklasse	$C_{O_2} = [1; 16]$	$C_{O_2} = 12$	$C_{O_2} = 16$

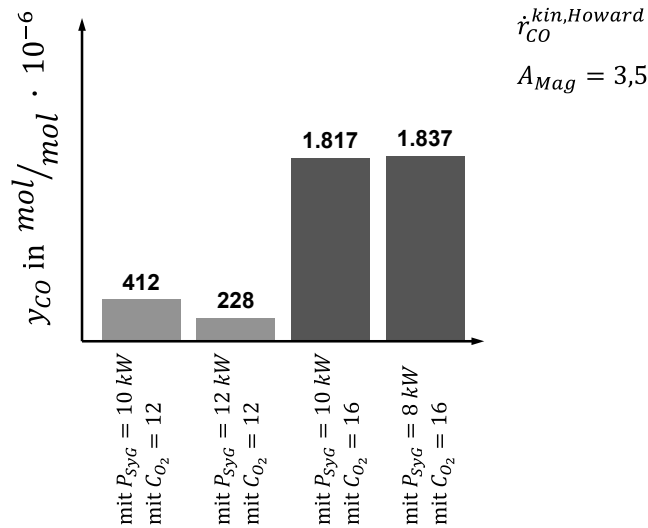


Abbildung 63: Kohlenmonoxidkonzentration bei veränderter Leistung in den Sauerstoffklassen  $C_{O_2} = 12$  und  $C_{O_2} = 16$ .

Verhalten ist bei *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung nicht unüblich. Solange eine Flamme über dem Brennstoff vorhanden ist, steigen die Kohlenmonoxidkonzentration bei geringerer Leistung gegen Ende des Abbrandes nur unwesentlich (Juschka et al. 2012).

Abbildung 64 zeigt die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für unterschiedliche Leistungen in den Sauerstoffklassen  $C_{O_2} = 12$  und  $C_{O_2} = 16$ . Die Ergebnisse der berechneten Kohlenmonoxidkonzentration für die hohe Leistung ( $P_{SyG} = 12 \text{ kW}$ ) sind als rote Punkte, für die geringe Leistung ( $P_{SyG} = 8 \text{ kW}$ ) als orangene Punkte im  $CO-w-A_{Mag}$ -Diagramm eingetragen. Diese Punkte liegen auf der blauen Kurve, welche die Kohlenmonoxidkonzentration in Abhängigkeit der Gewichtung  $w_j$  für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 12$  bei einer Leistung von  $P_{SyG} = 12 \text{ kW}$  ist als graue Kurve und für eine Leistung von  $P_{SyG} = 10 \text{ kW}$  als anthrazite Kurve in Abbildung 64 eingezeichnet. Des Weiteren sind die Kurven der Gewichtungsfunktion  $w_j$  für die Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  bei einer Leistung von  $P_{SyG} = 8 \text{ kW}$  (hellgraue Kurve) und bei einer Leistung von  $P_{SyG} = 10 \text{ kW}$  (schwarze Kurve) eingezeichnet. Für die jeweilige Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  sind die Übertragungsfunktionen  $G_{GrW}$  der jeweiligen Gewichtungsfunktionen  $w_j$  als vertikale schwarze Linie eingezeichnet. Im Schnittpunkt der Übertragungsfunktion  $G_{GrW}$  und der blauen Kurve, kann die entsprechende Kohlenmonoxidkonzentration an der primären Y-Achse abgelesen werden. In der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 12$  beträgt bei einer Leistung von  $P_{SyG} = 10 \text{ kW}$  die minimal zu erreichende Kohlenmonoxidkonzentration  $\gamma_{CO} = 306 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$ . Bei einer Leistung von  $P_{SyG} = 12 \text{ kW}$  sinkt die minimal zu erreichende Kohlenmonoxidkonzentration auf  $\gamma_{CO} = 195 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  ab. Bei der Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation besteht weiterhin das erwartete Verhalten, dass bei gleicher Luftzahl und einer Erhöhung der Feuerungsleistung die Kohlenmonoxidkonzentrationen sinken. Bei der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  liegen die Gewichtungsfunktionen  $w_j$  für die Leistung  $P_{SyG} = 10 \text{ kW}$  und  $P_{SyG} = 8 \text{ kW}$  annähernd deckungsgleich aufeinander.

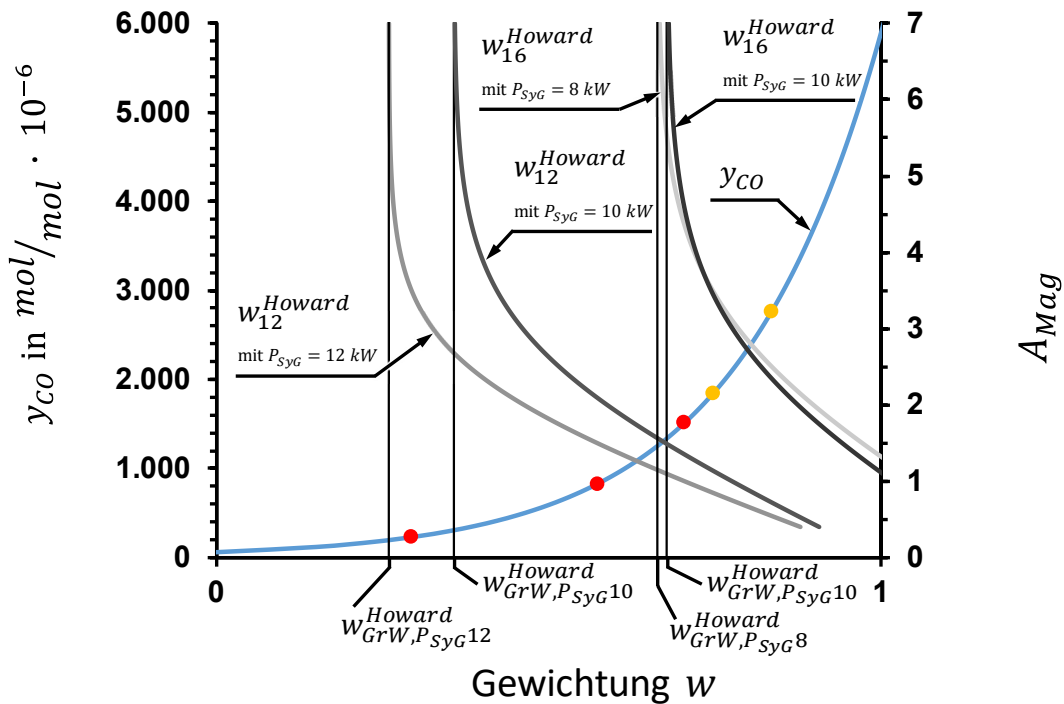


Abbildung 64: Ergebnisse der Simulation im CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm bei veränderter Leistung in den Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 12$  und  $C_{O_2} = 16$

Dies bedeutet, dass in der Simulation die Feuerung in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  ein nahezu gleiches Emissionsverhalten bei unterschiedlichen Leistungen aufweist. In der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  beträgt bei einer Leistung von  $P_{SyG} = 10$  kW die minimal zu erreichende Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 1.337 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$ . Bei einer Leistung von  $P_{SyG} = 8$  kW sinkt die minimal zu erreichende Kohlenmonoxidkonzentration auf  $y_{CO} = 1.257 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  ab. Dies entspricht einer Abweichung von ca. 6,4 %. Bei der Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation besteht weiterhin das erwartete Verhalten, dass bei gleicher Luftzahl einer Verringerung der Feuerungsleistung die Kohlenmonoxidkonzentrationen nahezu konstant bleiben. Beide Gewichtungsfunktionen  $w_j$  für unterschiedliche Feuerungswärmeleistungen in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  werden mit drei Stützpunkten erstellt. Durch die Erstellung von weiteren Stützpunkten könnte eventuell die Korrelation der beiden Kurven verbessert werden. Abbildung 64 zeigt, dass bei entsprechender Wahl des Kalibrierfaktors in der Gewichtungsfunktion  $w_j$ , welche mit einer hohen Leistung erstellt wurde, die Kohlenmonoxidkonzentrationen für eine geringere Leistung genutzt werden kann. Dadurch ergibt sich bei einer Änderung der Leistung nur eine Abhängigkeit zum Kalibrierfaktor  $K$ .



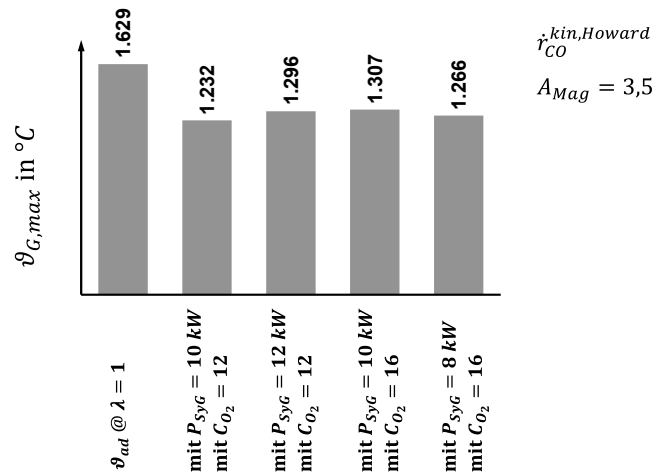


Abbildung 65: Plausibilitätsprüfung – Adiabate Verbrennungstemperatur und maximal auftretende Temperatur bei veränderter Feuerungswärmeleistung.

Zur Plausibilitätsprüfung zeigt Abbildung 65 die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet in Abhängigkeit der Feuerungswärmeleistung. Die maximal auftretende Temperatur  $\vartheta_{G,Max}$  im Berechnungsgebiet steigt mit Erhöhung der Leistung des Synthesegases leicht an. Die adiabate Verbrennungstemperatur von  $\vartheta_{ad} = 1.629 \text{ }^{\circ}C$  wird dabei nicht überschritten.

### 5.3.8 Zusammenfassung der Ergebnisse aus der Sensitivitätsanalyse

Für die Quantifizierung des Einflusses auf die nicht kalibrierte Kohlenmonoxidkonzentration der einzelnen Modellparameter wird die Sensitivität  $S$  nach Gleichung (32) berechnet. Die Sensitivität  $S$  setzt sich aus einer gewichteten Änderung der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentration zusammen. Die Gewichtung wird über den Betrag der Sensitivität des Modellparameters  $S_{\psi}$  erzeugt. Eine negative Sensitivität hat eine Verringerung und eine positive Sensitivität eine Erhöhung der Kohlenmonoxidkonzentration im Abgas zur Folge.

$$S = |S_{\psi}| \cdot S_{y_{CO}} = \left| \frac{\psi_{ref}}{\psi - \psi_{ref}} \right| \cdot \frac{y_{CO} - y_{CO,ref}}{y_{CO,ref}} \quad \text{Gleichung (32)}$$

$S$	: Sensitivität des Modellparameters und der Kohlenmonoxidkonzentration	[–]
$S_{\psi}$	: Sensitivität des Modellparameters	[–]
$S_{y_{CO}}$	: Sensitivität der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentration	[–]
$\psi$	: Modellparameter	[–]
$\psi_{CO,ref}$	: Referenz Modellparameter	[–]
$y_{CO}$	: nicht kalibrierte Kohlenmonoxidkonzentration	$\left[ \frac{mol}{mol} \right] \cdot 10^{-6}$
$y_{CO,ref}$	: Referenz der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentration	$\left[ \frac{mol}{mol} \right] \cdot 10^{-6}$

Tabelle 17: Zusammenstellung der Sensitivitätsergebnisse des  
Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$ .

Variation des Modellparameters	$\psi$	$y_{CO}$	$S$
$A_{Mag}$ mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach <i>Westbrook et al. (1984)</i> in der Sauerstoffklasse $C_{O_2} = 10$	4,0	881	<b>-1,4</b>
	3,5 (Ref)	1.097	-
	3,0	1.388	<b>1,9</b>
	2,0	2.538	<b>3,1</b>
	1,0	7.889	<b>8,7</b>
	0,5	21.870	<b>22,1</b>
$A_{Mag}$ mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach <i>Howard et al. (1973)</i> in der Sauerstoffklasse $C_{O_2} = 10$	3,5 (Ref)	111	-
	1,5	631	<b>8,2</b>
	1,0	1.431	<b>16,6</b>
	0,5	3.509	<b>35,7</b>

In Tabelle 17 sind die Ergebnisse der Sensitivität  $S$  des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  für die nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  zusammengefasst. Sowohl für die Ergebnisse mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatzes nach *Westbrook et al. (1984)*, als auch nach *Howard et al. (1973)*, hat der Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$  im mischungskontrollierten Berechnungspfad im EDM einen großen Einfluss auf das Ergebnis der simulierten Kohlenmonoxidkonzentration. Die Kohlenmonoxidkonzentrationen, welche mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* berechnet werden, unterscheiden sich gegenüber den Ergebnissen nach *Westbrook et al. (1984)* deutlich. Die Sensitivitäten  $S$  des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  unterscheiden sich zwischen den Ergebnissen nach *Howard et al. (1973)* und *Westbrook et al. (1984)* zum Teil deutlich.

In Tabelle 18 ist die Sensitivität aus den Ergebnissen der Sensitivitätsanalyse zusammengefasst. Kann kein Wert für die Sensitivität berechnet werden, z.B. bei der Änderung des Reaktionspfades, wird der Wert der Sensitivität des Modellparameters  $S_\psi = 1$ . Für diesen Fall wird die Sensitivität  $S$  als die Sensitivität der Kohlenmonoxidkonzentration  $S_{y_{CO}}$  angegeben. Neben dem Magnussen-Koeffizienten hat die Temperatur des Synthesegases, das aus der Oberfläche der Holzstücke tritt, den größten Einfluss auf die nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen. Je höher die Temperatur des Synthesegases ist, desto geringer sind die berechneten Kohlenmonoxidkonzentrationen.

Der Anteil von Kohlenmonoxid ( $x_{CO}$ ) im Synthesegas hat keinen, bzw. nur einen sehr geringen Einfluss auf das Ergebnis. Mit steigendem Anteil von Kohlenmonoxid im Synthesegas sinken die nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen im Abgas leicht an. Ein relativ geringer Anteil an Wasserstoff im Synthesegas in Kombination mit einem H<sub>2</sub>-1step hat keinen bzw. einen sehr geringen Einfluss auf das Ergebnis der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen. Dies zeigt die Sensitivität von  $S = 0,022$  bei der Parametervariation mit dem SynGas,3. Das SynGas,3 weist einen Anteil von Kohlenmonoxid

von  $x_{CO} = 0,36 \text{ kg/kg}$  bei einem relativ geringen Anteil an Wasserstoff von  $x_{H_2} = 0,005 \text{ kg/kg}$  im Synthesegas auf. Bei einem Anteil an Kohlenmonoxid im Synthesegas von  $x_{CO} = 0,23 \text{ kg/kg}$  müsste eigentlich die höchste Kohlenmonoxidkonzentration zu finden sein. Bei dieser Parametervariation wird das SynGas,4 mit einem relativ hohen Anteil an Wasserstoff von  $x_{H_2} = 0,02 \text{ kg/kg}$  im Synthesegas verwendet. Dadurch kommt es zu einer Überlagerung mit dem H<sub>2</sub>-1step Reaktionpfad und es sind die geringsten Kohlenmonoxidkonzentrationen bei dieser Parametervariation zu finden. Die Sensitivität steigt auf  $S = -0,325$  an. Erst bei einem relativ hohen Anteil an Wasserstoff im Synthesegas sinken die Kohlenmonoxidkonzentrationen.

Steigt die Menge an Wasserstoff ( $x_{H_2}$ ) im Reaktionsgebiet, sinken die nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen. Dies zeigt die Sensitivität der Kohlenmonoxidkonzentration mit dem SynGas,ref, SynGas,3 und SynGas,4. Mit einem CH<sub>4</sub>-2step in Kombination mit einem H<sub>2</sub>-1step Reaktionpfad wird eine Sensitivität der Kohlenmonoxidkonzentration mit dem SynGas,3 von  $S_{y_{CO}} = 0,004$  bestimmt. Wird der Anteil an Wasserstoff im Reaktionsgebiet durch einen CH<sub>4</sub>-3step Reaktionpfad weiter erhöht, steigt mit dem SynGas,3 die Sensitivität auf  $S_{y_{CO}} = -0,103$  sprunghaft an. Mit einem weiteren Anstieg des Anteils von Wasserstoff im Reaktionsgebiet sinken die Kohlenmonoxidkonzentrationen noch weiter und es sind die geringsten Kohlenmonoxidkonzentrationen von  $y_{CO} = 791 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  festzustellen. Bei gleichem Anteil des Wasserstoffes im Synthesegas steigt in der Parametervariation des Reaktionspfades die Sensitivität der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentration bei einem CH<sub>4</sub>-step + H<sub>2</sub>-1step mit SynGas,4 von  $S_{y_{CO}} = -0,15$  auf  $S_{y_{CO}} = -0,28$  bei einem CH<sub>4</sub>-3step Reaktionpfad mit SynGas,4 an.

Einen weiteren Einfluss auf das Ergebnis der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen haben die Faktoren im Arrhenius-Ansatz. Findet die Reaktion des Methans neben dem mischungskontrollierten Berechnungspfad auch über den temperaturkontrollierten Berechnungspfad mit Hilfe eines Arrhenius-Ansatzes statt, steigt die Kohlenmonoxidkonzentration auf  $y_{CO} = 2.074 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$ . Dabei wird eine Sensitivität der Kohlenmonoxidkonzentration von  $S_{y_{CO}} = 0,89$  erreicht. Wird der Arrhenius-Ansatz für die Reaktion des Kohlenmonoxids mit den Faktoren nach *Howard et al. (1973)* parametrisiert, sinken die nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen auf  $y_{CO} = 111 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  ab. Die Sensitivität der Kohlenmonoxidkonzentration erreicht einen Wert von  $S_{y_{CO}} = -0,90$ .

Die Erhöhung der Feuerungswärmeleistung in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 12$  hat eine deutliche Verringerung der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentration zur Folge. Die Sensitivität erreicht einen Wert von  $S = -2,2$ . Im Gegensatz dazu hat eine Verringerung der Feuerungswärmeleistung in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 16$  keinen bzw. nur einen geringen Einfluss auf die nicht kalibrierte Kohlenmonoxidkonzentration. Dies zeigt die Sensitivität von  $S = 0,055$ . Da keine weitere Parametervariation der Feuerungsleistung durchgeführt wurde, kann nicht unmittelbar auf das gleiche Verhalten in anderen Sauerstoffklassen geschlossen werden.

Tabelle 18: Zusammenstellung der Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse

Variation der Modellparameter		$\psi$	$y_{CO}$	$S$	$S_{y_{CO}}$
Anzahl der Iterationen		2.500 (Ref)	1.097	-	
		3.000	1.109	<b>0,055</b>	
		4.000	1.105	<b>0,015</b>	
		10.500	1.107	<b>0,003</b>	
		31.000	1.389	<b>0,023</b>	
		41.000	1.365	<b>0,016</b>	
		50.000	1.286	<b>0,009</b>	
		52.000	1.388	<b>0,013</b>	
$T_{SynG}$ in $K$		773	2.133	<b>4,6</b>	
		973 (Ref)	1.097	-	
		1.073	810	<b>-2,6</b>	
		1.173	597	<b>-2,2</b>	
		1.273	419	<b>-2,0</b>	
$x_{CO}$ in $kg \cdot kg^{-1}$	SynGas,2 / CH <sub>4</sub> -2step	0,55	1.037	<b>-0,196</b>	
	SynGas,ref / CH <sub>4</sub> -2step	0,43 (Ref)	1.097	-	
	SynGas,3 / CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step	0,36	1.101	<b>0,022</b>	
	SynGas,1 / CH <sub>4</sub> -2step	0,33	1.142	<b>0,176</b>	
	SynGas,4 / CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step	0,23	931	<b>-0,325</b>	
$x_{H_2}$ in $kg \cdot kg^{-1}$	SynGas,ref / CH <sub>4</sub> -2step	0,0 (Ref)	1.097	-	
	SynGas,3 / CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step	0,005	1.101	<b>0,004</b>	
	SynGas,4 / CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step	0,02	931	<b>-0,15</b>	
Reaktionspfad	SyG,ref CH <sub>4</sub> -2step	(Ref)	1.097	-	
	SyG,3 CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step		1.101	<b>0,004</b>	
	SyG,3 CH <sub>4</sub> -3step		984	<b>-0,103</b>	
	SyG,4 CH <sub>4</sub> -2step + H <sub>2</sub> -1step		931	<b>-0,15</b>	
	SyG,4 CH <sub>4</sub> -3stp		791	<b>-0,28</b>	
Faktoren im Arrhenius- Ansatz	$\dot{r}_{CH_4}$ „vermischt = verbrannt“	(Ref)	1.097	-	
	$C_{O_2} = 10$ $\dot{r}_{CH_4}$ mit Arrhenius-Ansatz		2.074	<b>0,89</b>	
	$\dot{r}_{CO}$ Howard et al. (1973)		111	<b>-0,90</b>	
Feuerungs- wärmeleistung in $kW$	hoch, $C_{O_2} = 12$	10 (Ref)	412	-	
	gering, $C_{O_2} = 16$	12	228	<b>-2,2</b>	
		10 (Ref)	1.837	-	
		8	1.817	<b>-0,055</b>	

Die durchgeführte Sensitivitätsanalyse zeigt, dass eine detaillierte Parametrisierung der CFD-Simulation nötig ist. Folgende Parameter haben im Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) den größten Einfluss auf die nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen:

- (1) Magnussen-Koeffizient  $A_{Mag}$
- (1) Temperatur des Synthesegases
- (2) Leistung des Synthesegases
- (3) Faktoren im Arrhenius-Ansatz
- (4) Massenanteil des Wasserstoffes im Synthesegas
- (5) Reaktionspfad (CH<sub>4</sub>-2step / CH<sub>4</sub>-2step + H<sub>2</sub>-1step / CH<sub>4</sub>-3step)

Bisher erfolgte die Parametrisierung der Simulationsmodelle überwiegend durch umfangreiche Messungen auf dem Prüfstand. Die Validierung der CFD-Simulation erfordert dann oftmals eine iterative Anpassung der Eingangsparameter, um eine Übereinstimmung der nicht kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen aus der CFD-Simulation mit Messergebnissen in Deckung zu bringen.

#### 5.4 Messtechnische Überprüfung der Kalibrierungsmethode

Die vorgestellte Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation soll in diesem Abschnitt überprüft werden. Für die Evaluierung wird die originale *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung aus Kapitel 4.1, Seite 55 ff herangezogen. Für diese Feuerung wird eine CO- $\lambda$ -Charakteristik nach dem Schema aus Abbildung 66 erstellt. Die Kalibrierung findet in einem nachgeschalteten Prozess statt und wurde mit Microsoft Excel umgesetzt. Für die Erstellung einer CO- $\lambda$ -Charakteristik aus kalibrierten Ergebnissen bedarf es keiner weiteren CFD-Simulation.

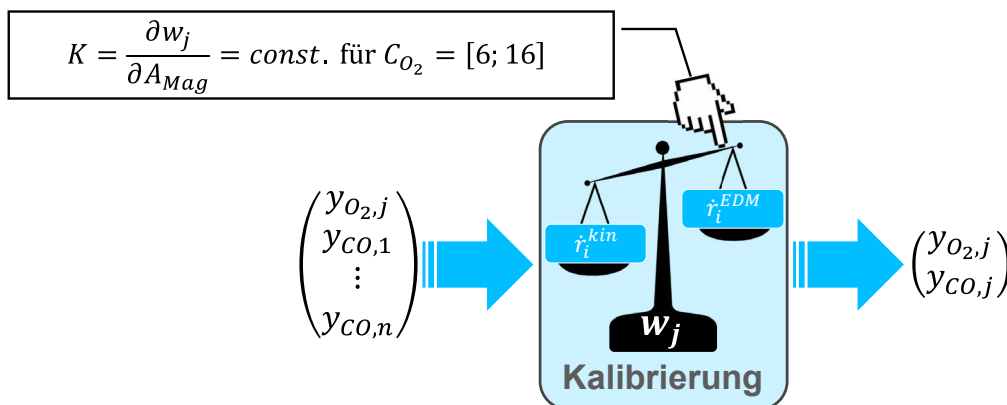


Abbildung 66: Schema zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation anhand der Gewichtungsfunktion  $w_j$ .

Abbildung 67 zeigt die aus den kalibrierten Ergebnissen der Simulation erstellte CO- $\lambda$ -Charakteristik für eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung. Für die Kalibrierung wurde über alle Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  ein konstanter Kalibrierfaktor  $K_{GrW}$  genutzt. Für eine Luftzahl von  $\lambda = 1,44$  bis  $\lambda = 2,46$  wurde die Kalibrierung (hellgrau) mit den Ergebnissen aus der Simulation durchgeführt, die mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1984)* berechnet wurden. Die mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* erstellten Ergebnissen wurden für eine Luftzahl von  $\lambda = 1,99$  bis  $\lambda = 4,52$  (dunkelgrau) kalibriert.

Die Kalibrierung berechnet bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,44$  eine Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 630 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  und ist deutlich geringer als bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,67$ . Dieses Verhalten ist bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung untypisch. Bei einer Luftzahl von  $\lambda < 1,67$  wird üblicherweise ein steiler Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration erwartet. Allerdings können durch Änderung des Kalibrierfaktors  $K$  in den Sauerstoffklassen  $C_{O_2} = 6$  weitere Kohlenmonoxidkonzentrationen für die Luftzahl von  $\lambda = 1,44$  berechnet werden.

In Abbildung 67 sind diese Kalibrierpunkte als hellgraue Linien für die Luftzahl von  $\lambda = 1,44$  eingezeichnet und mit dem entsprechenden Kalibrierfaktor bezeichnet. Bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung würde sich erfahrungsgemäß ein Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration ergeben, wie durch die Kalibrierfaktoren  $K_4$  bis  $K_{16}$  berechnet wurde. Für die betrachtete Einzelraumfeuerung wird für die Luftzahl von  $\lambda = 1,44$  der Kalibrierfaktor  $K_4$  gewählt. Mit einem Kalibrierfaktor  $K_4$  wird eine Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 2.793 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  berechnet.

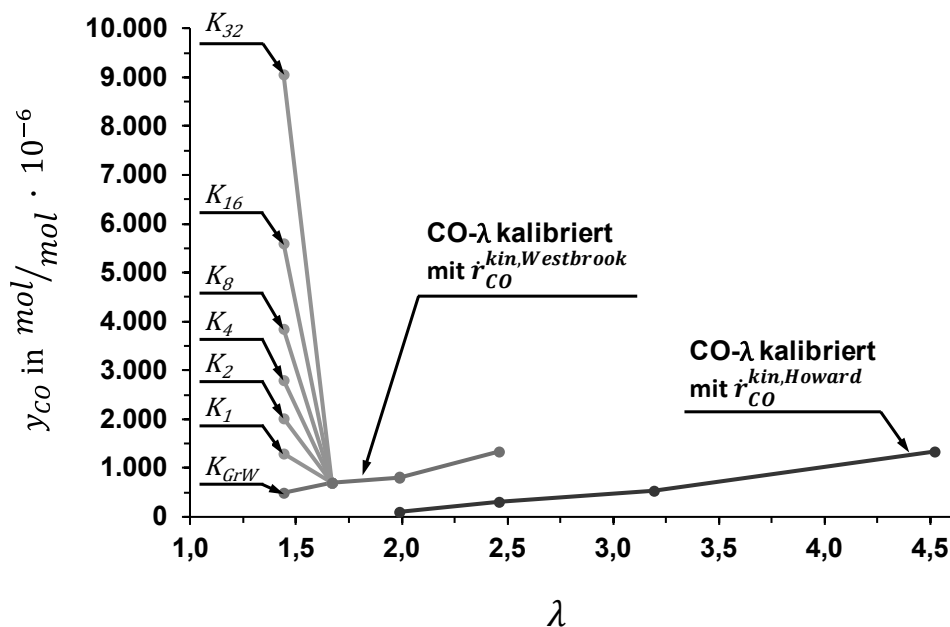


Abbildung 67: Mit einem Kalibrierfaktor  $K_{GrW}$  erstellte CO- $\lambda$ -Charakteristik und bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,44$  mit den Kalibrierfaktoren  $K_{GrW}$  bis  $K_{32}$  berechnete Kohlenmonoxidkonzentration.

Die mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1994)* berechneten Ergebnisse und kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen steigen bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,67$  von  $y_{CO} = 808 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  auf  $y_{CO} = 1.335 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  ( $\lambda = 2,46$ ) an. Bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung findet die Hauptverbrennungsphase mit geringen Kohlenmonoxidkonzentrationen üblicherweise bei einer Luftzahl zwischen  $\lambda \geq 1,6$  und  $\lambda \leq 3$  statt. Die mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Howard et al. (1973)* berechneten Ergebnisse und die kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen von  $y_{CO} = 97 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  ist bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,99$  zu niedrig. Bei einer Luftzahl von  $\lambda = 2,46$  sind die kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen von  $y_{CO} = 306 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  in einem realistischen Bereich für die Hauptverbrennung. Bei einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung erfolgt ein moderater Anstieg üblicherweise bei einer Luftzahl von  $\lambda > 3$ . Für eine Luftzahl  $\lambda > 2,46$  wird der Anstieg in der CO- $\lambda$ -Charakteristik durch die kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen gut wiedergegeben. Daher soll für die Luftzahl  $\lambda = 1,99$  eine Mittelwertbildung aus den kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen der hellgrauen und dunkelgrauen Kurve erfolgen. Für die Luftzahl  $\lambda = 1,99$  ergibt sich eine gemittelte Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 453 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$ .

In Abbildung 68 zeigt die mit kalibrierten Werten erstellte CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik für eine hohe und geringe Leistung. In der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 6$  wurde für die hohe Leistung mit einem Kalibrierfaktor  $K_4$  kalibriert. Für eine geringe Leistung erfolgte die Kalibrierung über alle Sauerstoffklassen  $C_{O_2}$  mit einem Kalibrierfaktor  $K_{16}$ . Für eine Validierung der Methode wurden die auf dem Prüfstand ermittelten Kohlenmonoxidkonzentrationen ebenfalls eingezeichnet. Dargestellt sind Messwerte der Kohlenmonoxidkonzentration von sechs aufeinander folgenden Abbrände mit einer Versuchszeit von jeweils ca. 47 Minuten. Die Punkte entsprechen 10 Sekunden Mittelwerte und jede Farbe steht für einen vollständigen Abbrand.

Bei einer Sauerstoffkonzentration zwischen  $y_{O_2} = 10 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  und  $y_{O_2} = 14 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  ist ein wannenförmiger Bereich mit geringen Kohlenmonoxidkonzentrationen erkennbar. Links der Wanne erfolgt ein steiler Anstieg und rechts ein moderater Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentrationen. Dieses Verhalten entspricht den praktischen Erfahrungen bei *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerungen.

Tabelle 19 zeigt die Mittelwerte der Kohlenmonoxidkonzentration, die auf dem Prüfstand an der originalen Einzelraumfeuerung aus Kapitel 4.1, Seite 55 ff ermittelt wurden. Des Weiteren sind die kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen aus der Simulation für eine geringe und eine hohe Leistung eingetragen. Auch hier zeigt sich eine gute Übereinstimmung zwischen den gemessenen und den kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen. Die Werte der Kohlenmonoxidkonzentration für eine hohe und geringe Leistung geben den mittleren zu erwartenden Bereich in der jeweiligen Sauerstoffklasse wieder. Somit ist es möglich mit der entwickelten Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation eine CO- $\lambda$ -Charakteristik bzw. eine CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik zu erstellen, die das Emissionsverhalten einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung zuverlässig beschreibt.

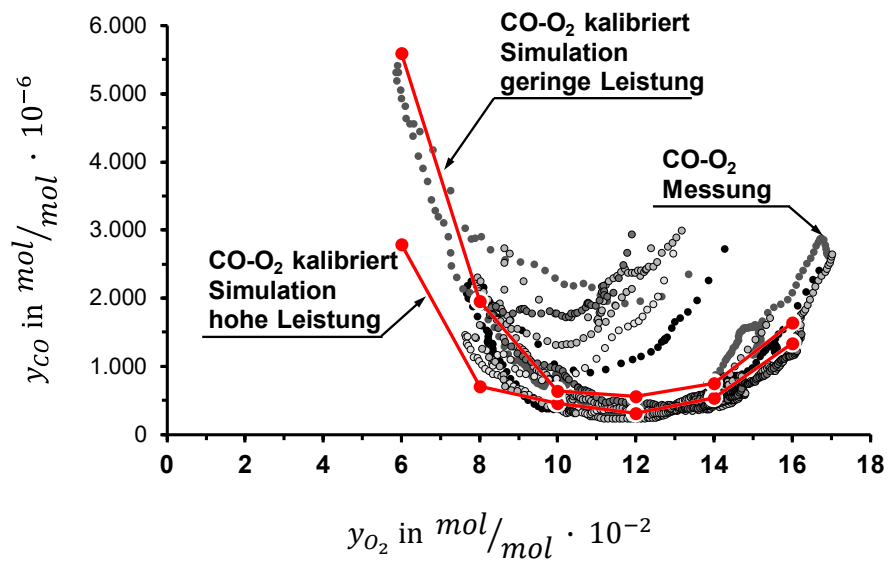


Abbildung 68: Validierung der kalibrierten Ergebnisse der Simulation bei unterschiedlichen Leistungen im Vergleich zu den Prüfstandsmessungen einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung.

Tabelle 19: Mittelwerte der Prüfstandsmessung im Vergleich zu den kalibrierten Ergebnissen aus der Simulation.

Messung		Simulation		
$\bar{y}_{O_2}$	$\bar{y}_{CO}$	$C_{O_2}$	hohe Leistung	geringe Leistung
$mol/mol \cdot 10^{-2}$	$mol/mol \cdot 10^{-6}$		$y_{CO}$	
			$mol/mol \cdot 10^{-6}$	
6,0	4.440	6	2.793	5.594
8,0	1.580	8	703	1.959
10,0	590	10	453	638
12,0	370	12	306	556
14,0	600	14	536	746
16,0	1.440	16	1.337	1.637



## 6 Anwendung der modellgestützten Entwicklung einer Biomassefeuerung

In diesem Kapitel soll die Methode zur Kalibrierung der Simulationsergebnisse für die Entwicklung einer Brennkammer für einen *chargenweise betriebenen* Stückholzkessel angewendet werden. Dabei steht nicht die Entwicklung der Brennkammer im Vordergrund, sondern die Bewertung von unterschiedlichen Brennkammerkonzepten in Bezug auf den Betriebsbereich und das Emissionsverhalten. Die Methode zur Kalibrierung der Simulationsergebnisse wurde an einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung entwickelt und evaluiert. Daher soll überprüft werden, ob sich die Methode auch auf andere Feuerungsprinzipien übertragen lässt. Die Primärzone wird in der CFD-Simulation nicht betrachtet. Da keine speziellen Anforderungen an die Stickstoffoxidemissionen gestellt werden und die baulichen, sowie die systembedingten Gegebenheiten keinen Raum für eine Reduktionszone zulassen, findet keine Bewertung der Reduktionszone statt. Ebenso wird der nachfolgende Wärmeübertrager nicht modelliert und untersucht. Die Systemgrenze für die in diesem Abschnitt behandelte Untersuchung zur Bewertung von Brennkammerkonzepten umfasst somit nach Abbildung 14, Seite 22 alleine die Sekundärbrennkammer (Teilfunktion 3).

### 6.1 Eingangsgrößen

Es soll beispielhaft eine Brennkammer für einen *chargenweise betriebenen* Stückholzkessel entwickelt werden. Für die Brennkammer sind bauliche Vorgaben einzuhalten, auf die in dieser Arbeit nicht näher eingegangen wird. Der Übergang zwischen der Primärzone in die Sekundärzone wird als Randbedingung in der Simulation definiert. In der realen Feuerung wird ein Teil des Brennstoffes in der Primärzone umgesetzt und liefert die entsprechende Energie für die Aufrechterhaltung des kontinuierlichen Pyrolyseprozesses. Die Umsetzung des festen Kohlenstoffrückstandes aus der Pyrolyse findet hauptsächlich bei einem entsprechenden Luftüberschuss in dieser Zone statt. Die Wärmefreisetzung im Brennstoffbett wird mit einem Drittel der gesamten Feuerungswärmeleistung abgeschätzt. Bei einer geforderten Feuerungswärmeleistung von 15 kW entspricht die Leistung im Brennstoffbett somit 5 kW. Damit wird eine chemische Leistung für das Synthesegas von 10 kW angenommen. Die verbrennungstechnischen Randbedingungen für die zu entwickelnde Sekundärbrennkammer zeigt Tabelle 20.

Tabelle 20: Verbrennungstechnische Randbedingungen für die zu entwickelnde Brennkammer eines Stückholzkessels.

Beschreibung	
Feuerungswärmeleistung ( $P_{Br,th}$ )	15 kW
Luftzahl	$\ll 1,9$ -
Massenkonzentration CO bezogen auf $y_{O_2} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$	$\ll 1.125 \text{ mg/m}^3$
Brennstoff	feste Brennstoffe
Leistung des Synthesegases ( $P_{SyG,th} = \frac{2}{3} \cdot P_{Br,th}$ )	10 kW
Leistung in der Primärzone ( $P_{priz,th} = \frac{1}{3} \cdot P_{Br,th}$ )	5 kW
Abgasmassenstrom ( $\dot{m}_{Abg}$ ) bei vollständiger Verbrennung und $\lambda = 1,9$	$6,0 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$
Zusammensetzung des Abgases bei vollständiger Verbrennung:	
Sauerstoff ( $y_{O_2}$ )	$8,0 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$
Kohlendioxid ( $y_{CO_2}$ )	$16,5 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$
Wasser ( $y_{H_2O}$ )	$16,0 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$
Stickstoff ( $y_{N_2}$ )	$67,5 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$

Die Modellierung der turbulenten Strömung erfolgt mit dem  $k-\omega$  SST Turbulenzmodell. Die Gasphasenreaktion wird mit dem Kombinationsmodell Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) in Kombination mit einem globalen Zwei-Schritt-Methan Reaktionspfad nach Gleichung (11), Seite 39 berechnet. Im temperaturkontrollierten Berechnungspfad werden für die Sauerstoffklassen  $C_{O_2} = 1$  bis  $C_{O_2} = 10$  die Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1984)* gewählt, für die Sauerstoffklassen  $C_{O_2} = 10$  bis  $C_{O_2} = 12$  die Faktoren nach *Howard et al. (1973)*. In der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 10$  findet eine Mittelwertbildung mit den Werten der kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen statt, welche mit den Faktoren im Arrhenius-Ansatz nach *Westbrook et al. (1984)*, bzw. nach *Howard et al. (1973)* erstellt wurden. Die thermische Strahlung wird über die Discrete Ordinates Model (DOM) modelliert und die Intensitätsabnahme im Gas erfolgt über das Weighted-Sum-of-Gray-Gas Model (WSGGM). Ausgehend von einer Holzzusammensetzung nach Tabelle A26 auf Seite 128 im Anhang, können die Massenströme für die Verbrennungsluft und für das Abgas berechnet werden. Die Massenströme der Verbrennungsluft und des Synthesegases wurden nach dem Schema nach Abbildung 23, Seite 45, bzw. nach der Gleichgewichtsrechnung nach Gleichung (B33) bestimmt (vgl. Tabelle 21).

Tabelle 21: Randbedingungen für die CFD-Simulation für die Brennkammer eines *chargenweise betriebenen* Stückholzkessels.

	$\lambda$	$y_{O_2, Abg, tr}$	Massenstrom	Temperatur	$x_{CH_4}$	$x_{CO}$	$x_{O_2}$	$x_{CO_2}$	$x_{H_2O}$	$x_{N_2}$
	-	$mol/mol \cdot 10^{-2}$	$\dot{m}_i$ in $\frac{g}{s}$	$^{\circ}C$				$\dot{m}_i$ in $\frac{g}{s}$		
Synthesegas			1,95	800	0,10	0,12	0,00	0,56	0,18	0,99
Sekundärluft	1,00	0	3,25	20			0,75			2,50
	⋮	⋮	⋮	⋮			⋮			⋮
	3,00	12	9,76	20			2,26			7,50

## 6.2 Brennkammerdesign

Da der Fokus dieser Arbeit nicht auf die Entwicklung von Biomassefeuerungen liegt, sollen die Brennkammern für ein besseres Verständnis ohne weitergehende Details vorgestellt werden. Als erstes soll ein Brennkammerkonzept nach *Brodbeck et al. (2013)* fluidtechnisch in Bezug auf das Emissionsverhalten hin untersucht werden. Für das zu untersuchende Brennkammerkonzept kommen die zwei Varianten zum Einsatz, die als Konzept mit Standard- und mit optimierter Sekundärluffführung genannt werden. In Abbildung 69 sind die beiden Konzepte schematisch dargestellt. Für ein besseres Verständnis werden die Strömungsverhältnisse mittels Stromlinien dargestellt, koloriert mit der Temperatur. Die Wärmefreisetzung auf Grund der Reaktionen ist durch einen dreidimensionalen, kolorierten Volumenkörper dargestellt. Bei beiden Brennkammerkonzepten nach Abbildung 69 strömen die Pyrolysegease tangential in die Sekundärkammer ein. Über ein stirnseitiges Rohr wird die Sekundärluft eingebracht.

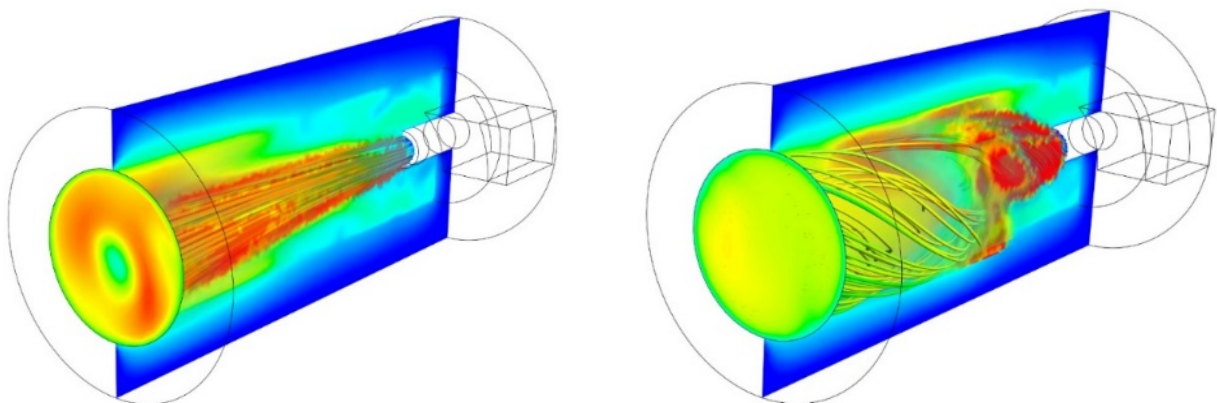


Abbildung 69: Tangentialbrennkammer mit Standard- (links) und optimierter (rechts) Sekundärluft nach *Brodbeck et al (2013)*.

Die beiden Konzepte unterscheiden sich durch die Einbringung der Sekundärluft in die Brennkammer. Bei der Standard-Sekundärlufführung wird die Verbrennungsluft über einen Lochblende eingebracht. Diese wird bei der optimierten Sekundärlufführung durch eine Drallkörper ersetzt. Am Ende der Sekundärkammer strömen die Gase in den Wärmeübertrager. Da diese Brennkammern für eine Kesselleistung von 18 kW entwickelt wurden und die Zielleistung mit 15 kW nur wenig darunter liegt, soll keine Änderung der Dimensionen an der Brennkammer vorgenommen werden. Dies könnte allerdings zu höheren Konzentrationen von Kohlenmonoxid führen, da vermutlich die Temperatur und die Mischungsgüte bei kleineren Leistungen abnehmen.

Des Weiteren sollen zwei neu entworfene Brennkammerkonzepte fluidtechnisch in Bezug auf das Emissionsverhalten hin untersucht werden. Abbildung 70 zeigt schematisch die beiden Brennkammerkonzepte. Für ein besseres Verständnis sind die Strömungsverhältnisse mittels Stromlinien dargestellt, koloriert mit der Temperatur. Die Wärmefreisetzung auf Grund der Reaktionen ist durch einen dreidimensionalen, kolorierten Volumenkörper abgebildet. Die Linearbrennkammer (Abbildung 70, links) zeichnet sich durch eine stehende Brennkammer ohne Umlenkung aus. Die Pyrolysegase treten im unteren Bereich der Linearbrennkammer ein, werden in einer Einschnürung mit Sekundärluft vermischt und sollen in der nachfolgenden wärmeisolierten Brennkammer im Idealfall vollständig oxidieren. Am Ende der stehenden Linearbrennkammer erfolgt eine Umlenkung in den Wärmeübertrager.

Im Gegensatz dazu wurde bei der Rotationsbrennkammer (Abbildung 70, rechts) ein Konzept mit erhöhter Turbulenz für die Mischung der Reaktionspartner Pyrolysegas und Sekundärluft realisiert. Die Pyrolysegase strömen aus der Primärzone in den Mischungsbereich ein. Im Mischungsbereich wird die Sekundärluft eingebracht und strömt gemeinsam in die Sekundärkammer, wobei durch die Rotationsbewegung der Gase eine weitere schnelle Vermischung der Reaktionspartner ermöglicht werden soll. Auf Grund der Einbaumöglichkeiten wurde die Sekundärkammer um 90° abgewinkelt, um die nötige Verweilzeit für eine im Idealfall vollständige Oxidation zu erreichen. Am Ende der stehenden Sekundärkammer für die Nachverbrennung strömen die Gase in den Wärmeübertrager.

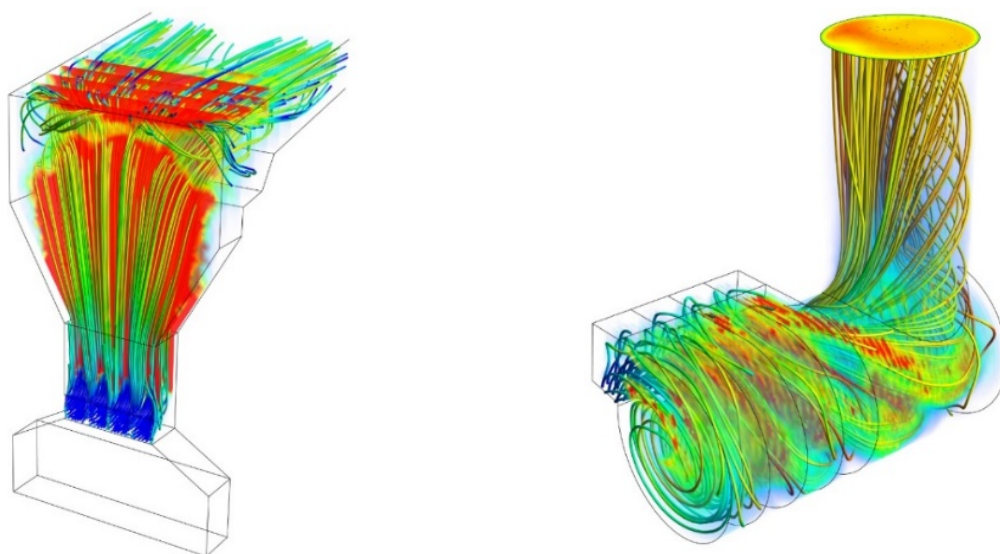


Abbildung 70: Linearbrennkammer (links) und Rotationsbrennkammer (rechts).

### 6.3 Auswahl der Brennkammerdesigns anhand der CO- $\lambda$ -Charakteristik

Die im vorherigen Abschnitt vorgestellten Brennkammern unterscheiden sich von der Konstruktion und der Luftströmung grundlegend. Daher war es in der Vergangenheit nicht möglich, bei unterschiedlichen Brennkammern das Emissionsverhalten ohne Prüfstandsmessungen im Voraus zu bestimmen. Auch eine Bewertung des Emissionsverhaltens allein durch die Darstellung von Strömungslinien, Temperatur-, Sauerstoff- oder Kohlenmonoxidfelder ist nicht ohne weiteres möglich.

Für die Berechnung der CO- $\lambda$ -Charakteristik für das jeweilige Brennkammerkonzept wird die in dieser Arbeit entwickelte Methode zur Kalibrierung von Simulationsergebnissen nach Abbildung 66, Seite 111 genutzt. Die CO- $\lambda$ -Charakteristik der unterschiedlichen Brennkammern für den Stückholzkessel zeigt Abbildung 71. Dabei wird für alle Brennkammervarianten ein konstanter Kalibrierfaktor  $K_{VL}$  verwendet, die den Betriebszustand der Volllast repräsentiert. Die Brennkammerdesigns unterscheiden sich deutlich, sowohl hinsichtlich der Geometrie, als auch in der Strömungsführung. Anhand der beschriebenen drei Qualitätskriterien ( $\lambda$  nahe Eins,  $y_{CO}$  nahe Null und großer Betriebsbereich) und der berechneten CO- $\lambda$ -Charakteristik kann eine Auswahl des optimalen Brennkammerkonzeptes erfolgen.

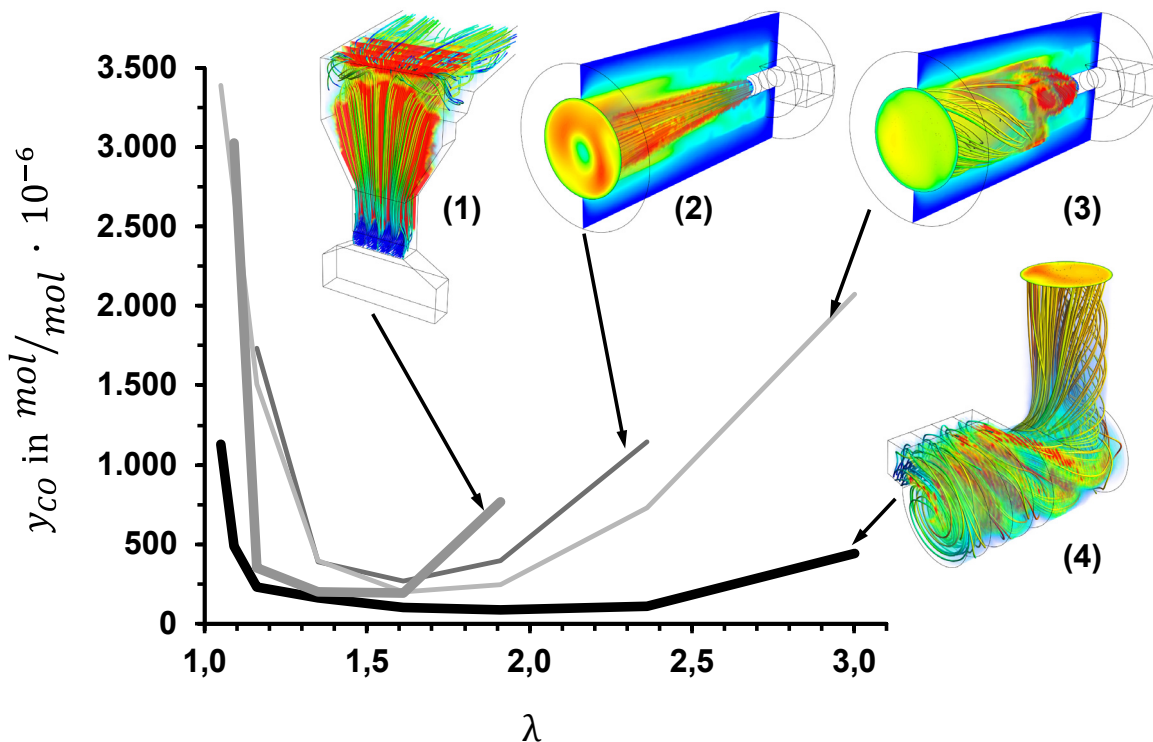


Abbildung 71: Kalibrierte CO- $\lambda$ -Charakteristik für unterschiedliche Brennkammerkonzepte für einen Stückholzkessel.

- 1: Linearbrennkammer
- 2: Tangentialbrennkammer mit Sekundärluft
- 3: Tangentialbrennkammer mit optimierter Sekundärluft
- 4: Rotationsbrennkammer.

Die Linearbrennkammer (1) zeichnet sich durch eine geringe Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 250 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,2$  bis  $\lambda = 1,6$  bei einem relativ einfachen konstruktiven Aufbau aus. Die beiden Konzepte der Tangentialbrennkammern (2 & 3) weisen untereinander einen ähnlichen Verlauf der CO- $\lambda$ -Charakteristik auf. Der Betriebsbereich kann bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,4$  bis  $\lambda = 2$  bei einer Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 250 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  bis  $y_{CO} = 500 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  angegeben werden. Gegenüber der Tangentialbrennkammer mit Standard-Sekundärluft, weist die Ausführung mit optimierter Sekundärluft einen geringfügig größeren Betriebsbereich mit geringeren CO-Konzentrationen auf. Die Rotationsbrennkammer (4) zeichnet sich durch geringe CO-Konzentrationen über einen großen Betriebsbereich bei einer Luftzahl von  $\lambda = 1,2$  bis  $\lambda = 3$  aus. Allerdings verursacht die Sekundärluftführung einen höheren konstruktiven Aufwand.

Für den Stückholzkessel wird die Tangentialbrennkammern mit Standard-Sekundärluft nicht weiter verfolgt, da diese in Bezug auf den Betriebsbereich und das Emissionsverhalten am ungünstigsten ausfällt. Die Linearbrennkammer und die Tangentialbrennkammer mit optimierter Sekundärluft weisen einen ähnlichen Betriebsbereich und ein vergleichbares Emissionsverhalten auf. Der Betriebsbereich der Linearbrennkammer ist allerdings um eine Luftzahl weiter nach links verschoben, was einen höheren Wirkungsgrad auf Grund von geringeren Abgasverlusten bedeutet. Nach den kalibrierten Ergebnissen der CFD-Simulation stellt sich die Linearbrennkammer als erfolgreiches Konzept dar und auf Grund des relativ einfachen Aufbaus, soll dieses Konzept als „low cost“ Variante in einen Prototyp umgesetzt und getestet werden.

Die Rotationsbrennkammer erreicht laut kalibrierten Ergebnissen der CFD-Simulation die niedrigsten CO-Konzentrationen bei einem großen Betriebsbereich, allerdings mit einem höheren konstruktiven Aufwand und vermutlich höherem Druckverlust. Trotzdem soll diese Variante ebenfalls in einem Prototyp umgesetzt und getestet werden.

## 6.4 Evaluierung der gewählten Brennkammern

Die beiden Brennkammerkonzepte Linearbrennkammer und Rotationsbrennkammer sollen in Prototypen aufgebaut und auf dem Prüfstand getestet werden. Die verwendeten Messgeräte sind in Tabelle A32 auf Seite 132 im Anhang zu finden. Für diese Arbeit wird nur die Sekundärkammer betrachtet. Daher wird auf die Primärkammer und auf den Wärmeübertrager nicht näher eingegangen. Abbildung 72 zeigt die Umsetzung der Linearbrennkammer im Prototyp. Zu erkennen ist die geöffnete Y-förmige Brennkammer. Die Verbrennungsgase strömen von unten nach oben. Die Einbringung der Sekundärluft ist über vier Vierkantrohre im unteren Bereich zu erkennen. Die Brennkammer ist mit Schamotteplatten wärmegeklämt, um eine möglichst hohe Reaktionstemperatur zu gewährleisten. Zusätzlich ist das Konzept in Abbildung 72 rechts schematisch dargestellt. Für ein besseres Verständnis werden die Strömungsverhältnisse in Form von Stromlinien dargestellt, koloriert mit der Temperatur.

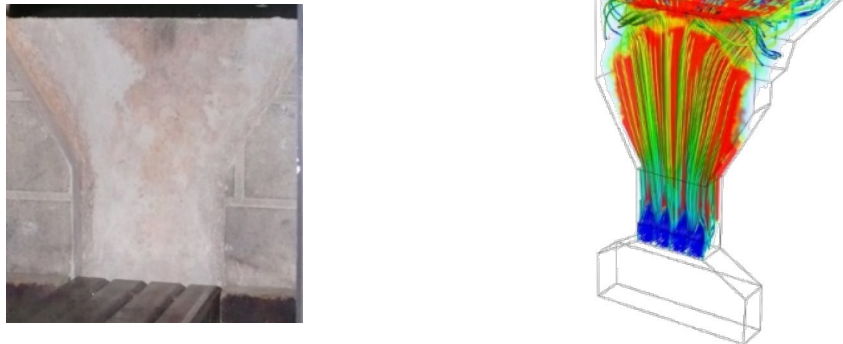


Abbildung 72: Ausführung der Linearbrennkammer (links) für die Validierung der Simulation (rechts).

Tabelle 22 zeigt die mittleren Konzentrationen der Linearbrennkammer über den gesamten Abbrand. Die Linearbrennkammer weist eine mittlere Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 250 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  bei einem Restsauerstoffgehalt im Abgas von  $y_{O_2} = 5,1 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  auf. Die Linearbrennkammer entspricht somit den Anforderungen ( $c_{CO,bez} = 1.125 \text{ mg/m}^3$ ) nach Tabelle 20 auf Seite 116 mit einer mittleren Massenkonzentration an Kohlenmonoxid in Höhe von  $c_{CO,bez} = 125 \text{ mg/m}^3$ , bezogen auf einen Restsauerstoffgehalt von  $y_{O_2} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ . Zwischen dem mittleren gemessenen Wert und dem Mittelwert der kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentration aus der Simulation in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 4$  und  $C_{O_2} = 5$  ist eine Abweichung von ca.  $y_{CO} = 55 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  festzustellen.

Abbildung 73 zeigt beispielhaft den Verlauf der aus den kalibrierten Simulationsergebnissen berechneten CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik im Vergleich zu den Messergebnissen für die Linearbrennkammer. Die auf dem Prüfstand ermittelten Kohlenmonoxidkonzentrationen sind als Mittelwerte aus 10 Sekunden, in Form von anthrazitfarbenen Punkten, dargestellt. Der zeitliche Verlauf der Sauerstoff- und Kohlenmonoxidkonzentrationen ist in Abbildung E83, Seite 143 im Anhang zu finden. In Abbildung 73 ist eine sehr gute Übereinstimmung von berechneter und gemessener CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik zu erkennen. Der vorher berechnete Betriebsbereich der kalibrierten Simulationsergebnisse für einen Restsauerstoffgehalt im Abgas von  $y_{O_2} = 2 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  bis  $y_{O_2} = 6 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  deckt sich mit den Ergebnissen der Messungen. Die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration im Betriebsbereich

Tabelle 22: Gemessene mittlere Gaskonzentrationen und bezogene CO-Konzentration für den gesamten Abbrand, sowie kalibrierte Ergebnisse aus der Simulation für die Linearbrennkammer.

Messung			Simulation	
$\bar{y}_{O_2}$	$\bar{y}_{CO}$	$\bar{c}_{CO,bez}$	$C_{O_2}$	$y_{CO}$
$\text{mol/mol} \cdot 10^{-2}$	$\text{mol/mol} \cdot 10^{-6}$	$\text{mg/m}^3$		$\text{mol/mol} \cdot 10^{-6}$
5,1	250	125	4 / 6	198 / 193



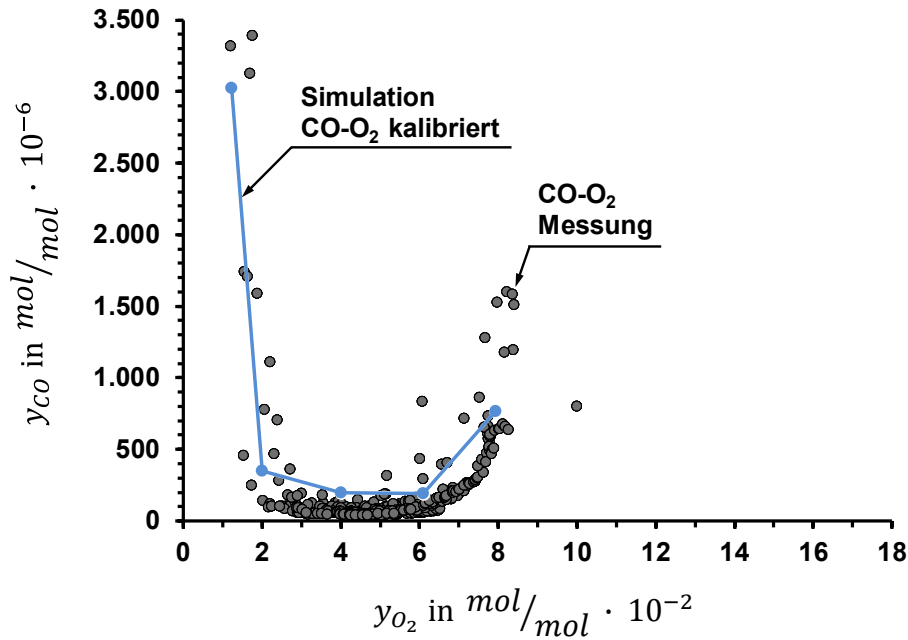


Abbildung 73: Kalibrierte Simulationsergebnisse der CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik für die Linearbrennkammer und die dazugehörige Messung der CO-Konzentrationen.

wird mit den kalibrierten Simulationsergebnissen leicht überschätzt. Allerdings ist es beim Prototyp nicht möglich die Verbrennungsluft zu messen und die Dosierung der Verbrennungsluft erwies sich als äußerst schwierig. Die Abweichung wird damit begründet, dass die mittlere Feuerungswärmeleistung während des Versuches über der Zielleistung der Simulation von 15 kW liegt.

Tabelle 23 zeigt die auf dem Prüfstand bei unterschiedlichen Sauerstoffkonzentrationen im Abgas gemessenen mittleren Kohlenmonoxidkonzentrationen. Weiter sind die kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen in der jeweiligen Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  eingetragen. Bei der realen Feuerung ist ein Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration bei einer mittleren Sauerstoffkonzentration von  $y_{O_2} = 2 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  erkennbar. Bei den kalibrierten Ergebnissen findet der Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration bei der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 1,75$  statt.

Tabelle 23: Gemessene mittlere Gaskonzentrationen und kalibrierte Ergebnisse aus der Simulation für die Linearbrennkammer.

Messung		Simulation	
$\bar{y}_{O_2}$	$\bar{y}_{CO}$	$C_{O_2}$	$y_{CO}$
$\text{mol/mol} \cdot 10^{-2}$	$\text{mol/mol} \cdot 10^{-6}$		$\text{mol/mol} \cdot 10^{-6}$
-	-	1,75	3.025
2,0	4.842	2	349
4,0	64	4	198
6,0	113	6	193
8,0	2.027	8	768



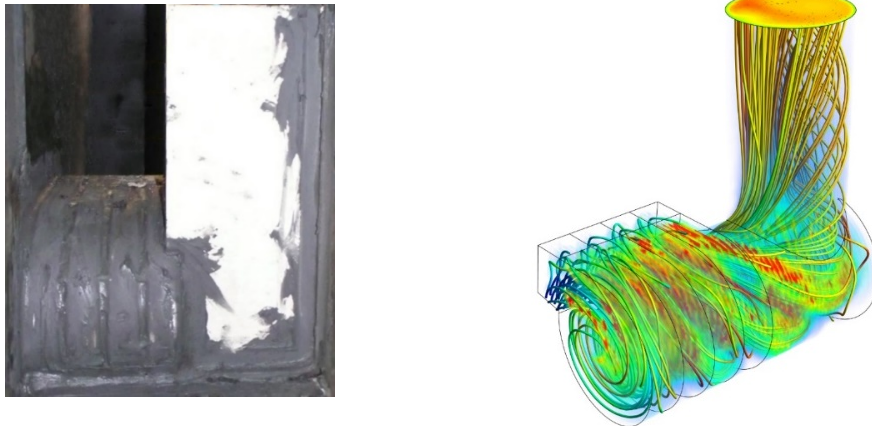


Abbildung 74: Ausführung der Rotationsbrennkammer (links) für die Validierung der Simulation (rechts).

Die Rotationsbrennkammer wird ebenfalls in einem Prototyp eingebaut und auf dem Prüfstand getestet. Abbildung 74 zeigt die Umsetzung der Rotationsbrennkammer im Prototyp. Zu erkennen ist die um 90° abgewinkelte Brennkammer. Die Verbrennungsgase strömen vom hinteren Bereich in den Mischungsbereich ein. Die Einbringung der Sekundärluft erfolgt im Mischungsbereich. Die nachfolgende Brennkammer ist um 90° abgewinkelt und aus einem Feuerfestbeton gefertigt. Durch die Wärmedämmung des verwendeten Materials soll eine möglichst hohe Reaktionstemperatur erreicht werden. Zusätzlich ist das Konzept in Abbildung 74 rechts schematisch dargestellt. Für ein besseres Verständnis werden die Strömungsverhältnisse in Form von Stromlinien dargestellt, koloriert mit der Temperatur. Aufgrund des erhöhten Druckverlustes in der Zuführung der Sekundärluft, musste bei diesem Konzept ein Verbrennungsluftgebläse eingesetzt werden. Auch bei diesem Prototyp war es nicht möglich die Verbrennungsluft zu messen und die Dosierung der Verbrennungsluft erwies sich ebenfalls als äußerst schwierig.

Tabelle 24 zeigt die mittleren Gaskonzentrationen der Rotationsbrennkammer über den gesamten Abbrand. Die Rotationsbrennkammer weist in der Volllast eine mittlere Kohlenmonoxidkonzentration von  $y_{CO} = 88 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  bei einem Restsauerstoffgehalt im Abgas von  $y_{O_2} = 7,9 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  auf. In der Teillast steigen die mittleren

Tabelle 24: Gemessene mittlere Gaskonzentrationen und bezogene CO-Konzentration für den gesamten Abbrand, sowie kalibrierte Ergebnisse aus der Simulation für die Rotationsbrennkammer.

	Messung			Leistung	Simulation	
	$\bar{y}_{O_2}$ $\text{mol/mol} \cdot 10^{-2}$	$\bar{y}_{CO}$ $\text{mol/mol} \cdot 10^{-6}$	$\bar{c}_{CO,bez}$ $\text{mg/m}^3$		$C_{O_2}$	$y_{CO}$ $\text{mol/mol} \cdot 10^{-6}$
Volllast	7,9	88	67	hohe	8	88
Teillast	8,3	400	314	geringe	8	312

Kohlenmonoxidkonzentrationen auf  $y_{CO} = 400 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-6}$  bei einem Restsauerstoffgehalt von  $y_{O_2} = 8,3 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$  an. Die Rotationsbrennkammer entspricht somit den Anforderungen nach Tabelle 20 auf Seite 116 mit einer Massenkonzentration von Kohlenmonoxid in Höhe von  $c_{CO,bez} = 67 \text{ mg/m}^3$  für die Volllast bzw.  $c_{CO,bez} = 314 \text{ mg/m}^3$  für die Teillast, bezogen auf einen Restsauerstoffgehalt von  $y_{O_2} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$ . Es ist eine gute Übereinstimmung mit den kalibrierten Ergebnissen aus der Simulation in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2} = 8$  für eine geringe und hohe Leistung mit der mittleren gemessenen Konzentration festzustellen.

Den Verlauf der aus Simulationsergebnissen berechneten CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik im Vergleich zu den Messergebnissen für die Rotationsbrennkammer zeigt die Abbildung 75. Bei der Rotationsbrennkammer fand eine Kalibrierung der Simulationsergebnisse für eine hohe Leistung mit einem Kalibrierfaktor  $K_{VL}$  und mit einem Kalibrierfaktor  $K_{TL}$  für eine geringe Leistung statt. Die auf dem Prüfstand ermittelten Kohlenmonoxidkonzentrationen für die Volllast sind als Mittelwerte aus 10 Sekunden, in Form von schwarzen Punkten, dargestellt. Die für die Teillast ermittelten Kohlenmonoxidkonzentrationen sind als Mittelwerte aus 10 Sekunden, in Form von grauen Punkten, dargestellt.

Auch bei der Rotationsbrennkammer kann eine sehr gute Übereinstimmung der kalibrierten Simulationsergebnisse mit den auf dem Prüfstand ermittelten Messwerten für die CO- und O<sub>2</sub>-Konzentrationen festgestellt werden, sowohl für eine hohe Leistung als auch für eine geringe Leistung. Bei Teillast ist eine höhere Streuung der gemessenen Kohlenmonoxidkonzentrationen festzustellen. Diese Schwankungen sind durch Leistungsänderungen in der

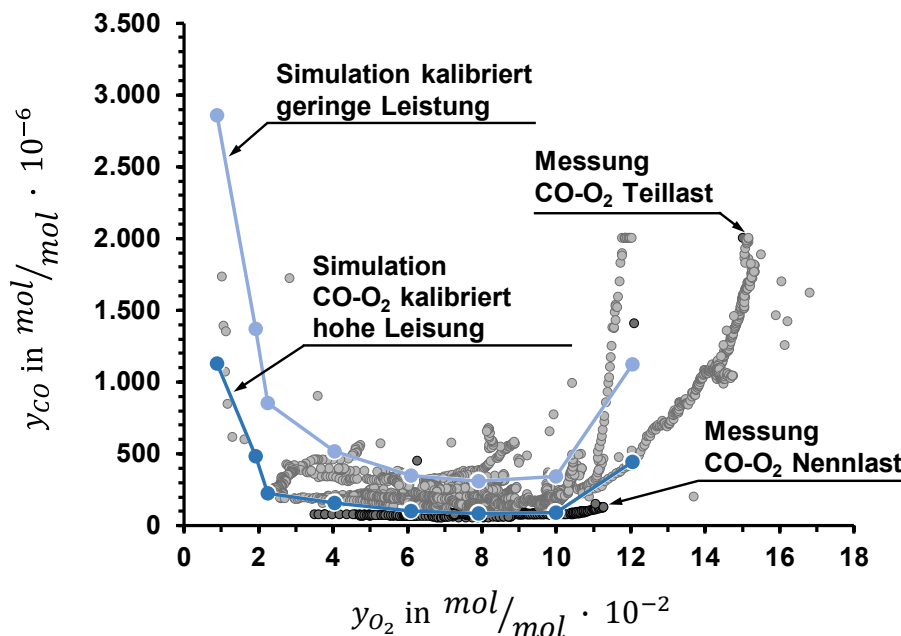


Abbildung 75: Kalibrierte Simulation der CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik für die Rotationsbrennkammer bei hohen/geringen Leistung und die dazugehörige Messung der CO-Konzentrationen.

Primärzone aufgrund der Dosierung der Verbrennungsluft begründet. Somit geben die beiden kalibrierten Kurven den Betriebsbereich sowohl für die Sauerstoffkonzentration, als auch über die Leistung wieder. Für den Volllast- und den Teillastbetrieb ist der zeitliche Verlauf der Sauerstoff- und Kohlenmonoxidkonzentrationen in Abbildung E84 auf Seite 143 im Anhang zu finden. Tabelle 25 zeigt die auf dem Prüfstand gemessenen mittleren Kohlenmonoxidkonzentrationen für Volllast und Teillast aufgeteilt in unterschiedlichen mittleren Sauerstoffkonzentrationen im Abgas. Des Weiteren sind die kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen für eine geringe und hohe Leistung in der dazugehörigen Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  eingetragen. Für den Volllastbetrieb werden die Kohlenmonoxidkonzentrationen in der Hauptverbrennungsphase durch die kalibrierten Ergebnisse leicht überschätzt. Dies liegt vermutlich daran, dass die mittlere Feuerungswärmeleistung während des Versuches über der Zielleistung der Simulation von 15 kW liegt. Der Anstieg der Kohlenmonoxidkonzentration in der linken und rechten Flanke der gemessenen CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik wird durch die kalibrierten Ergebnisse aus der Simulation sehr gut wiedergegeben.

Tabelle 25: Gemessene mittlere Gaskonzentrationen und kalibrierte Ergebnisse aus der Simulation für die Rotationsbrennkammer.

	Messung		Simulation	
	Volllast	Teillast	$C_{O_2}$	geringe / hohe Leistung
$\bar{y}_{O_2}$	$\bar{y}_{CO}$			$y_{CO}$
$mol/mol \cdot 10^{-2}$	$mol/mol \cdot 10^{-6}$			$mol/mol \cdot 10^{-6}$
2,0	-	517	2	227 / 854
4,0	77	298	4	160 / 517
6,0	73	217	6	101 / 352
8,0	88	228	8	88 / 312
10,0	78	241	10	109 / 341
12,0	-	850	12	443 / 1.124

## 7 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Für ein besseres Verständnis der Funktionsweise und zur Beurteilung des Emissionsverhaltens einer Feuerung stellt die numerische Strömungssimulation ein Entwicklungswerkzeug zur Verfügung, um die Strömungs- und Temperaturverhältnisse, sowie die Gaskonzentrationen im Brennraum einer Feuerung zu berechnen und dreidimensional darzustellen. Die durchgeführte Literaturrecherche ergab, dass sich die implementierten Simulationsmodelle als geeignet herausgestellt haben. Allerdings sind die Parameter zur Beschreibung der chemischen Reaktionen nicht allgemeingültig und müssen von Feuerung zu Feuerung angepasst werden. Für eine zuverlässige Berechnung der Konzentrationen von Kohlenmonoxid, als Vertreter von Produkten der unvollständigen Verbrennung, ist eine detaillierte Parametrisierung in Verbindung mit Messwerten die Grundvoraussetzung für die CFD-Simulation. Daher beschränkt sich der bisherige Einsatz der CFD-Simulation in der Literatur überwiegend auf eine punktuelle Validierung.

Bei der eigenen Untersuchung zum Emissionsverhalten einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung mit Hilfe der CFD-Simulation erfolgte die Parametrisierung der CFD-Simulation anhand von Literaturdaten, d.h. ohne dass eine vorherige messtechnische Validierung der Eingangsgrößen durchgeführt wurde. Anhand der Erstellung einer CO- $\lambda$ -Charakteristik mit Hilfe der Ergebnisse aus der CFD-Simulation, wurden die Optimierungsmaßnahmen einer modifizierten Feuerung mit dem Emissionsverhalten der originalen Feuerung verglichen. Die mit der CFD-Simulation berechnete Verringerung der Kohlenmonoxidkonzentration bei der modifizierten Einzelraumfeuerung im Bezugspunkt konnte bei der nachträglichen messtechnischen Überprüfung nicht erreicht werden. Die mit den Ergebnissen aus den CFD-Simulationen erstellte CO- $\lambda$ -Charakteristik bzw. CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik stimmte sowohl bei der originalen, als auch bei der modifizierten Einzelraumfeuerung nicht mit den auf dem Prüfstand ermittelten Messwerten überein.

Bei der eigenen Untersuchung einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerung wurde zuerst ein Prototyp auf dem Prüfstand umfangreich messtechnisch untersucht. Auf dem Prüfstand erreicht dieser Prototyp über einen großen Betriebsbereich sehr geringe Kohlenmonoxidkonzentrationen. Daher lag der Fokus auf die richtige Wiedergabe der Verbrennungsbedingungen in der Brennkammer und der Ausbildung einer Reduktionszone mit Hilfe der CFD-Simulation. Die Bewertung der Reduktionszone erfolgte indirekt anhand der grafisch dargestellten Verteilung von Temperatur und Sauerstoffkonzentration in der Brennkammer.

Um das Emissionsverhalten einer Biomassefeuerung am Anfang des Entwicklungsprozesses zuverlässig bestimmen zu können, wurde eine Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation entwickelt. Die dafür nötige Kalibrierung der Ergebnisse findet in einem nachgeschalteten Prozess statt und bedarf keiner vorherigen messtechnischen Bestimmung der Parameter an einer realen Feuerung. Für die Kalibrierung sind keine neuen Simulationsmodelle erforderlich, wodurch weiterhin die in vielen Bereichen etablierten CFD-Programme mit den implementierten Modellen für die Simulation einer Biomassefeuerung genutzt werden können. Die Entwicklung der Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der Simulation erfolgte durch eine Parameterstudie des Magnussen-Koeffizienten  $A_{Mag}$  in Abhängigkeit der Luftzahl bzw. der Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$ . Anhand der Ergebnisse der Parameterstudie wird eine Gewichtung des temperatur- und

mischungskontrollierten Berechnungspfad im Finite-Rate / Eddy Dissipation Model (kin/EDM) vorgenommen. Durch die Gewichtung  $w$  der Berechnungspfade kann ein CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramm erzeugt werden, welches in Abhängigkeit der Gewichtung  $w$  das Emissionsverhalten des Feuerungskonzeptes, sowie die Änderung des Emissionsverhaltens in der jeweiligen Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  beschreibt. Die Änderung des Emissionsverhaltens in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  wird in Form einer Gewichtungsfunktion  $w_j$  dargestellt. Der Zusammenhang zwischen der Kohlenmonoxidkonzentration und der Gewichtungsfunktion  $w_j$  in der Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  erfolgt über eine Übertragungsfunktion  $G$  in Abhängigkeit eines Kalibrierfaktors  $K$ . Die Kohlenmonoxidkonzentrationen können dann nachträglich mit einem konstanten Kalibrierfaktor  $K$  in der jeweiligen Sauerstoffklasse  $C_{O_2}$  mit Hilfe des CO- $w$ - $A_{Mag}$ -Diagramms graphisch bestimmt werden.

Anhand der vorgestellten Methode zur Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation konnte für eine *chargenweise betriebene* Einzelraumfeuerung eine CO- $\lambda$ -Charakteristik erstellt werden, die einer praxisüblichen Betriebsweise entspricht. Die nachträgliche messtechnische Evaluierung der Einzelraumfeuerung auf dem Prüfstand zeigte eine sehr gute Übereinstimmung der mit Messwerten erstellten und der mit kalibrierten Simulationsergebnissen berechneten CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik.

Des Weiteren wurde die Methode zur Kalibrierung der Simulationsergebnisse für die Entwicklung einer Brennkammer für einen *chargenweise betriebenen* Stückholzkessel genutzt. Für die Brennkammer des *chargenweise betriebenen* Stückholzkessels wurde für vier Brennkammerkonzepte die CO- $\lambda$ -Charakteristik erstellt. Dabei wurde für alle Brennkammervarianten ein konstanter Kalibrierfaktor  $K_{VL}$  verwendet. Anhand der berechneten CO- $\lambda$ -Charakteristik und von Qualitätskriterien ( $\lambda$  nahe Eins,  $y_{CO}$  nahe Null und großer Betriebsbereich), erfolgte eine Auswahl des optimalen Brennkammerkonzeptes. Die beiden Brennkammerkonzepte Linearbrennkammer und Rotationsbrennkammer wurden in einem Prototyp aufgebaut und auf dem Prüfstand getestet. Bei der Linearbrennkammer ist eine sehr gute Übereinstimmung von berechneter und gemessener CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik zu erkennen. Der vorher berechnete Betriebsbereich der kalibrierten Simulationsergebnisse für einen Restsauerstoffgehalt im Abgas deckt sich mit der Messung. Die Höhe der Kohlenmonoxidkonzentration im Betriebsbereich der Linearbrennkammer wurde mit den kalibrierten Simulationsergebnissen leicht überschätzt. Auch bei der Rotationsbrennkammer ist eine sehr gute Übereinstimmung von berechneter und gemessener CO-O<sub>2</sub>-Charakteristik zu erkennen. Der vorher berechnete Betriebsbereich der kalibrierten Simulationsergebnisse für eine hohe und geringe Leistung deckt sich mit den Messwerten.

Mit dieser Arbeit wurde eine Methode zur nachträglichen Kalibrierung der Ergebnisse aus der CFD-Simulation entwickelt. Dabei hängt die Höhe der kalibrierten Kohlenmonoxidkonzentrationen nur noch von der Wahl des Kalibrierfaktors ab. Die Kalibrierung ermöglicht eine zuverlässige Berechnung der CO- $\lambda$ -Charakteristik. Dadurch ist es möglich den Betriebsbereich mit der geringsten Kohlenmonoxidkonzentration zu bestimmen und dies schon am Anfang des Entwicklungsprozesses, d.h. ohne die vorherige messtechnische Parametrisierung mit einem Prototyp. Dies ermöglicht eine direkte Bewertung von einzelnen Verbrennungskonzepten. Ein Optimierungszyklus kann somit in der Konzeptionsphase erfolgen, bei der die größtmögliche Gestaltungsfreiheit des Verbrennungskonzeptes gegeben ist.

## Anhang A – Stoffdaten und Messgeräteleiste

Tabelle A26: Hauptelemente und Heizwert der verwendeten Brennstoffe.

		Stückholz		Holzpellet	
		-af-	-waf-	-af-	-waf-
flüchtige Stoffe	%	71,7	83,3	79,4	83,6
Fixed C	%	14,3	16,6	15,6	16,5
Wasser (H <sub>2</sub> O)	%	14,0	0,0	5,0	0,0
Kohlenstoff (C)	%	42,0	48,8	48,0	50,5
organ. Wasserstoff (H)	%	5,3	6,2	5,4	5,6
Sauerstoff (O)	%	38,7	45,0	41,6	43,7
Stickstoff (N)	%	n.b. < 0,3	n.b. < 0,3	0,10 <sup>1</sup>	0,10 <sup>1</sup>
Schwefel (S)	%	n.b. < 0,1	n.b. < 0,1	n.b. < 0,1	n.b. < 0,1
Chlor (Cl)	%	n.b. < 0,01	n.b. < 0,01	n.b. < 0,01	n.b. < 0,01
Heizwert (Hi)	MJ/kg	16,22	18,85	18,71	19,69

‰: Gewichtsprozent [kg/kg\*100] af: aschefrei waf: wasser- und aschefrei

<sup>1</sup> Der Gehalt an Stickstoff lag unter dem Bestimmungswert von 0,3, daher wurde ein Literaturwert aus Hartmann et al. (2007) genutzt

n.b.: nicht bestimmbar, unterhalb der Nachweisgrenze

Tabelle A27: Hauptelemente eines mittleren Holzes.

		Stückholz		Holzpellet	
		-af-	-waf-	-af-	-waf-
Wasser (H <sub>2</sub> O)	<i>mol · kWh<sup>-1</sup></i>	2	0	2	0
Kohlenstoff (C)	<i>mol · kWh<sup>-1</sup></i>	8	8	8	8
organ. Wasserstoff (H)	<i>mol · kWh<sup>-1</sup></i>	12	12	11	11
Sauerstoff (O)	<i>mol · kWh<sup>-1</sup></i>	6	6	5	5

Gerundete Werte aus Tabelle A26

Tabelle A28: Technische Daten des Kaminofens.

Technische Daten Kaminofen		
Feuerungswärmeleistung (FWL)	10,2	kW
Nennwärmeleistung (NWL)	8	kW
Abgasstutztemperatur	350	°C
Mindestförderdruck bei NWL	11	Pa
CO-Gehalt bei $y_{O_2} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$	< 1.125	mg/m <sup>3</sup>
Wirkungsgrad	> 79	%
Gesamtstaub bei $y_{O_2} = 13 \text{ mol/mol} \cdot 10^{-2}$	62	mg/m <sup>3</sup>

Tabelle A29: Beispiel von Randbedingungen der Wände im CDF-Modell.

Position	Material	Randbedingung	Wert
Feuerraumwand	Vermiculite	Wärmedurchgangskoeff.	5,5 $W \cdot (m^2 \cdot K)^{-1}$
		Umgebungstemp.	300 K
		Emissionsgrad $\varepsilon$	0,84
Feuerraumboden	Guss GGG40	konst. Temperatur	643 K
		Emissionsgrad $\varepsilon$	0,78
Umlenkplatte	Vermiculite	Adiabat	
		Emissionsgrad $\varepsilon$	0,84
Scheibe	Borosilikatglas	Wärmedurchgangskoeff.	7,7 $W \cdot (m^2 \cdot K)^{-1}$
		Umgebungstemp.	300 K
		Emissionsgrad $\varepsilon$	0,64
Haube	unleg. Stahl	Wärmedurchgangskoeff.	7,0 $W \cdot (m^2 \cdot K)^{-1}$
		Umgebungstemp.	300 K
		Emissionsgrad $\varepsilon$	0,79
Sekundärluftkanal	unleg. Stahl	konst. Temperatur	503 K

Tabelle A30: Eingesetzte Messgeräte bei der *chargenweise betriebenen Einzelraumfeuerung*

Messgröße	Gerät	Messprinzip	Prüfgas	Messbereich	Einheit
O <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000	Paramagnetisch	8,0	0 - 25	$mol/mol \cdot 10^{-2}$
CO <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	12,1	0 – 20	$mol/mol \cdot 10^{-2}$
CO	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	800	0 – 1.500	$mol/mol \cdot 10^{-6}$
CO	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	0,703	0 – 3	$mol/mol \cdot 10^{-2}$
TVOC <sub>FID</sub>	Testa FID 123	Flammenionisation	800 (Propan)	0 – 10.000	$mol/mol \cdot 10^{-6}$
Gesamtstaub	Paul Gothe Filterkopfgerät	gravimetrisch nach VDI 2066			
Gas Temperatur	NiCr-Ni Thermoelement	Thermoelektrizität		-200 – 1.100	°C
Luft Geschwindigkeit	Schmidt SS 20.260	thermische Anemometrie		0,1 – 10	m/s
Differenzdruck	Airflow PTSXR-K	pneumatisch elektrisch		0 – 100	Pa



Tabelle A31: Eingesetzte Messgeräte bei der *mechanisch beschickten* Feuerung.

Messgröße	Gerät	Messprinzip	Prüfgas	Messbereich	Einheit
O <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000	Paramagnetisch	5,98	0 - 25	$mol/mol \cdot 10^{-2}$
CO <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	12,1	0 – 20	$mol/mol \cdot 10^{-2}$
CO	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	100	0 – 1.500	$mol/mol \cdot 10^{-6}$
CO	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	0,703	0 – 3	$mol/mol \cdot 10^{-2}$
NO <sub>x</sub> als NO <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000 CLD	Chemilumineszenz	201 (NO) 201 (NO <sub>x</sub> )	0 – 750	$mol/mol \cdot 10^{-6}$
Gesamtstaub	Wöhler SM500	direkt gravimetrisch		0 – 1.000	mg/m <sup>3</sup>
Gas Temperatur	NiCr-Ni Thermoelement	Thermoelektrizität		-200 – 1.100	°C
Wasser Temperatur	PT 100	Platin- Messwiderstand		-50 – 600	°C
Luft Geschwindigkeit	Schmidt SS 20.260	thermische Anemometrie		0,1 – 10	m/s
Wasser Volumenstrom	Grundfos Direct Sensor VFI	Kármánsche Wirbelstraße		0 – 1,5	m <sup>3</sup> /h
Differenzdruck	Airflow PTSXR-K	pneumatisch elektrisch		0 – 100 0 – 1.000	Pa

Tabelle A32: Eingesetzte Messgeräte bei dem *chargenweise betriebenen* Stückholzkessel.

Messgröße	Gerät	Messprinzip	Prüfgas	Messbereich	Einheit
O <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000	Paramagnetisch	10,0	0 - 25	<i>mol/mol</i> · 10 <sup>-2</sup>
CO <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	16,1	0 – 20	<i>mol/mol</i> · 10 <sup>-2</sup>
CO	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	790	0 – 1.500	<i>mol/mol</i> · 10 <sup>-6</sup>
CO	Emerson NGA 2000	NDRI nicht dispersive Infrarotabsorption	0,703	0 – 3	<i>mol/mol</i> · 10 <sup>-2</sup>
TVOC <sub>FID</sub>	Testa FID 123	Flammenionisation	804 (Propan)	0 – 10.000	<i>mol/mol</i> · 10 <sup>-6</sup>
NO <sub>x</sub> als NO <sub>2</sub>	Emerson NGA 2000 CLD	Chemilumineszenz	201 (NO) 201 (NO <sub>x</sub> )	0 – 750	<i>mol/mol</i> · 10 <sup>-6</sup>
Gesamtstaub	Wöhler SM500	direkt gravimetrisch		0 – 1.000	mg/m <sup>3</sup>
Gas Temperatur	NiCr-Ni Thermoelement	Thermoelektrizität		-200 – 1.100	°C
Wasser Temperatur	PT 100	Platin- Messwiderstand		-50 – 600	°C
Luft Geschwindigkeit	Schmidt SS 20.260	thermische Anemometrie		0,06 – 1	m/s
Wasser Volumenstrom	Krone Optiflux1000	MID magnetisch- induktiver Durchflusssensor		0,3 – 6	m <sup>3</sup> /h
Differenzdruck	Airflow PTSXR-K	pneumatisch elektrisch		0 – 100	Pa

## Anhang B - Berechnungen

Berechnung der Zusammensetzung des Synthesegases:

$$\begin{aligned}
 & \xi_{C,Br} + \xi_{H,Br} + \xi_{N,Br} + \xi_{O,Br} + \lambda \cdot (v_{O_2} \cdot \xi_{O_2,L} + v_{N_2} \cdot \xi_{N_2,L}) \\
 & = v_{CO_2,rCO} \cdot \xi_{CO_2,Abg} + v_{H_2O,rCH_4} \cdot \xi_{H_2O,Abg} + (\lambda - 1) \\
 & \quad \cdot (v_{O_2} \cdot \xi_{O_2,L} + v_{N_2} \cdot \xi_{N_2,L}) \\
 & = v_{CH_4,3} \cdot \xi_{CH_4,SyG} + v_{CO,4} \cdot \xi_{CO,SyG} + a_{CO_2} \cdot \xi_{CO_2,SyG} + a_{H_2O} \cdot \xi_{H_2O,SyG} \\
 & \quad + \lambda \cdot (v_{O_2} \cdot \xi_{O_2,L} + v_{N_2} \cdot \xi_{N_2,L})
 \end{aligned}$$

Gleichung (B33)

$\xi_{n,Br}$	: spez. Stoffanteil des Stoffes $n$ im Brennstoff	$mol \cdot kWh^{-1}$
$\xi_{n,Abg}$	: spez. Stoffanteil des Stoffes $n$ im Abgas	$mol \cdot kWh^{-1}$
$\xi_{n,SyG}$	: spez. Stoffanteil des Stoffes $n$ im Synthesegas	$mol \cdot kWh^{-1}$
$v_{n,r}$	: stöchiometrischer Koeffizient des Stoffes $n$ der Reaktion $r$	-
$a_n$	: Koeffizient des Stoffes $n$	-
$\lambda$	: Luftzahl	-

Berechnung der Leistung mit spez. Stoffanteil:

$$P = \sum_{n=1}^m (\dot{m}_n \cdot \xi_n^{-1} \cdot M_n^{-1})$$

Gleichung (B34)

$P$	: Leistung	$W$
$\dot{m}_n$	: Massenstrom des Stoffes $n$	$kg \cdot s^{-1}$
$\xi_n$	: spez. Stoffanteil des Stoffes $n$	$mol \cdot kWh^{-1}$
$M_n$	: Molare Masse des Stoffes $n$	$g \cdot mol^{-1}$

### Berechnung der Leistung

$$P = \dot{m}_{Br} \cdot H_{i,Br} = \dot{m}_{SyG} \cdot H_{i,SyG} = \dot{m}_{SyG} \cdot \sum_n (x_n \cdot H_{i,n})$$

$$= \dot{m}_{CO} \cdot H_{i,CO} + \dot{m}_{CH_4} \cdot H_{i,CH_4}$$

Gleichung (B35)

$P$	: Leistung	$W$
$H_{i,Br}$	: Heizwert des Brennstoffes	$kJ \cdot kg^{-1}$
$H_{i,SyG}$	: Heizwert des Synthesegases	$kJ \cdot kg^{-1}$
$H_{i,n}$	: Heizwert des Stoffes $n$	$kJ \cdot kg^{-1}$
$\dot{m}_n$	: Massenstrom des Stoffes $n$	$kg \cdot s^{-1}$
$x_n$	: Massenanteil des Stoffes $n$	$kg \cdot kg^{-1}$

### Berechnung der Massenkonzentration

$$c_n = \frac{M_n}{V_m} \cdot y_n$$

Gleichung (B36)

$c_n$	: Massenkonzentration des Stoffes $n$	$mg \cdot m^{-3}$
$M_n$	: Molare Masse des Stoffes $n$	$g \cdot mol^{-1}$
$V_m$	: Molares Volumen ( $V_m = 22,414$ vgl. DIN 1343)	$m^3 \cdot kmol^{-1}$
$y_n$	: Volumenanteil des Stoffes $n$	$mol \cdot mol^{-1}$

### Bezugsrechnung nach 1. BImSchV

$$y_{n,bez} = y_n \cdot \frac{0,21 - y_{O_2,bez}}{0,21 - y_{O_2,mess}}$$

Gleichung (B37)

$y_{n,bez}$	: Konzentration des Stoffes $n$ , bezogen auf einen Bezugssauerstoffgehalt	$mol \cdot mol^{-1}$
$y_{O_2,bez}$	: Bezugssauerstoffgehalt, bei fester holzartiger Biomasse $y_{O_2,bez} = 0,13$	$mol \cdot mol^{-1}$
$y_{O_2,mess}$	: gemessene Sauerstoffkonzentration	$mol \cdot mol^{-1}$

## Anhang C – Berechnungspfade und Modellkonstanten

Arrhenius-Ansatz im temperaturkontrollierten Berechnungspfad (kin)

$$\dot{r}_n^{kin} : k_{0,n} \cdot T^\beta \cdot e^{\left(-\frac{E_a}{RT}\right)} [x_{Br}]^a [x_{Oxi}]^b [x_{Kat}]^c \quad \text{Gleichung (C38)}$$

mit:

$\dot{r}_n^{kin}$	: Reaktionsgeschwindigkeit der Spezies $n$ im Arrhenius-Ansatz	$kmol/(m^3 \cdot s)$
$k_{0,n}$	: Präexponentieller Faktor des Arrhenius-Ansatzes der Spezies $n$	–
$\beta$	: Temperaturexponent $\beta$ des Arrhenius-Ansatzes der Spezies $n$	–
$E_a$	: Aktivierungsenergie	$J/kmol$
$T$	: Absolute Temperatur	$K$
$R$	: Gaskonstante	$J/(kg \cdot K)$
$x_{Br}$	: Massenanteil Brennstoff	$kg/kg$
$x_{Oxi}$	: Massenanteil Oxidant	$kg/kg$
$x_{Kat}$	: Massenanteil Katalysator	$kg/kg$
$a$	: Gewichtungsfaktor des Brennstoffes im Arrhenius-Ansatz	–
$b$	: Gewichtungsfaktor des Oxidant im Arrhenius-Ansatz	–
$c$	: Gewichtungsfaktor des Katalysators im Arrhenius-Ansatz	–

Mischungskontrollierter Berechnungspfad im Eddy Dissipation Model (EDM)

$$\dot{\gamma}_n^{EDM} = A_{Mag} \cdot \frac{\epsilon}{\kappa} \cdot \hat{\rho}_g \cdot \text{MIN} \left( \frac{x_{Br}}{|v_{Br}|}, \frac{x_{O_2}}{|v_{O_2}|}, B_{Mag} \cdot \frac{x_{Prod}}{|v_{Prod}|} \right) \cdot V \quad \text{Gleichung (C39)}$$

mit:

$\dot{\gamma}_n^{EDM}$	: Reaktionsrate im EDM des Stoffes $n$	
$V$	: Volumen	$m^3$
$\epsilon$	: Dissipation der turbulenten kinetischen Energie	$m^2/s^3$
$\kappa$	: massenspezifische turbulente kinetische Energie	$m^2/s^3$
$\hat{\rho}_g$	: effektive Dichte der Gasphase	$kg/m^3$
$x_{Br}$	: Massenanteil des Brennstoffes	$kg/kg$
$x_{O_2}$	: Massenanteil des Sauerstoffes	$kg/kg$
$x_{Prod}$	: Massenanteil des Produktes	$kg/kg$
$v_{Br}$	: stöchiometrischer Koeffizient des Brennstoffes	–
$v_{O_2}$	: stöchiometrischer Koeffizient des Sauerstoffes	–
$v_{Prod}$	: stöchiometrischer Koeffizient des Produktes	–
$A_{Mag}$	: Magnussen-Konstante im EDM-Modell $A_{Mag} = [0,4; 4]$	–
$B_{Mag}$	: Magnussen-Konstante im EDM-Modell $B_{Mag} = 0,5$	–

Tabelle C33: Modelkonstanten der homogenen Gasphasenreaktion

Reaktionspfad nach:	Modelkonstanten im Arrhenius-Ansatz nach <i>Westbrook et al. 1984</i> und <i>Howard et al 1973</i>		
Gleichung (11)	$\dot{r}_{CH_4}^{kin,Westbrook}$	$5,012 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(-\frac{2 \cdot 10^8}{R \cdot T_g}\right) [CH_4]^{0,7} [O_2]^{0,8}$	Gleichung (C40)
Gleichung (4)	$\dot{r}_{CO}^{kin,Westbrook}$	$2,239 \cdot 10^{12} \cdot \exp\left(-\frac{1,7 \cdot 10^8}{R \cdot T_g}\right) [CO] [O_2]^{0,25} [H_2O]^{0,5}$	Gleichung (C41)
Gleichung (4)	$\dot{r}_{CO}^{kin,Howard}$	$1,3 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(-\frac{1,256 \cdot 10^8}{R \cdot T_g}\right) [CO] [O_2]^{0,5} [H_2O]^{0,5}$	Gleichung (C42)
Gleichung (10)	$\dot{r}_{H_2}^{kin,Westbrook}$	$9,87 \cdot 10^8 \cdot \exp\left(-\frac{3,1 \cdot 10^7}{R \cdot T_g}\right) [H_2] [O_2]$	Gleichung (C43)
Reaktionspfad nach:	Reaktionsgeschwindigkeit nach <i>Jones et al. 1988</i>		
Gleichung (13)	$\dot{r}_{CH_{4,1}}^{kin,Jones}$	$7,82 \cdot 10^{13} \cdot \exp\left(-\frac{1,5095 \cdot 10^4}{R \cdot T_g}\right) [CH_4]^{0,5} [O_2]^{1,25}$	Gleichung (C44)
Gleichung (14)	$\dot{r}_{CH_{4,2}}^{kin,Jones}$	$0,3 \cdot 10^{12} \cdot \exp\left(-\frac{1,5095 \cdot 10^4}{R \cdot T_g}\right) [CH_4] [H_2O]$	Gleichung (C45)
Gleichung (15)	$\dot{r}_{CO}^{kin,Jones}$	$0,275 \cdot 10^{13} \cdot \exp\left(-\frac{1,256 \cdot 10^8}{R \cdot T_g}\right) [CO] [H_2O]^{0,5} [O_2]^{0,5}$	Gleichung (C46)
Gleichung (10)	$\dot{r}_{H_2}^{kin,Jones}$	$1,209 \cdot 10^{18} \cdot T^{-1} \cdot \exp\left(-\frac{3,1 \cdot 10^7}{R \cdot T_g}\right) [H_2] [O_2]$	Gleichung (C47)

## Anhang D – Verlauf der Residien und Ergebnisse über die Anzahl an Iterationen

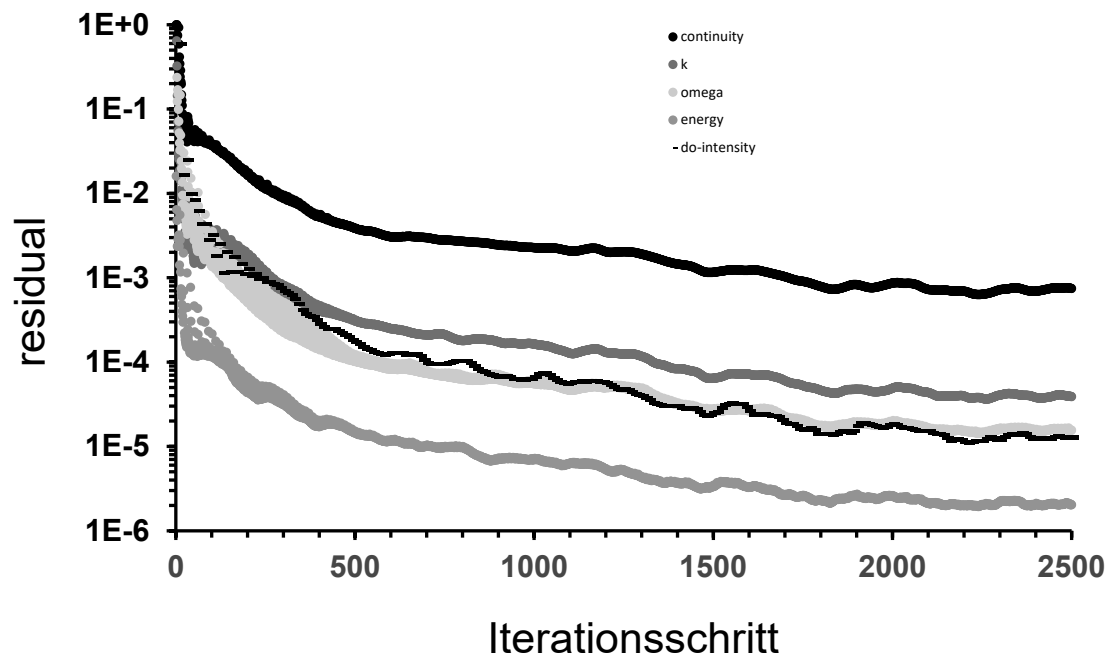


Abbildung D76: Änderung der Residuen über die Anzahl der Iterationsschritte.

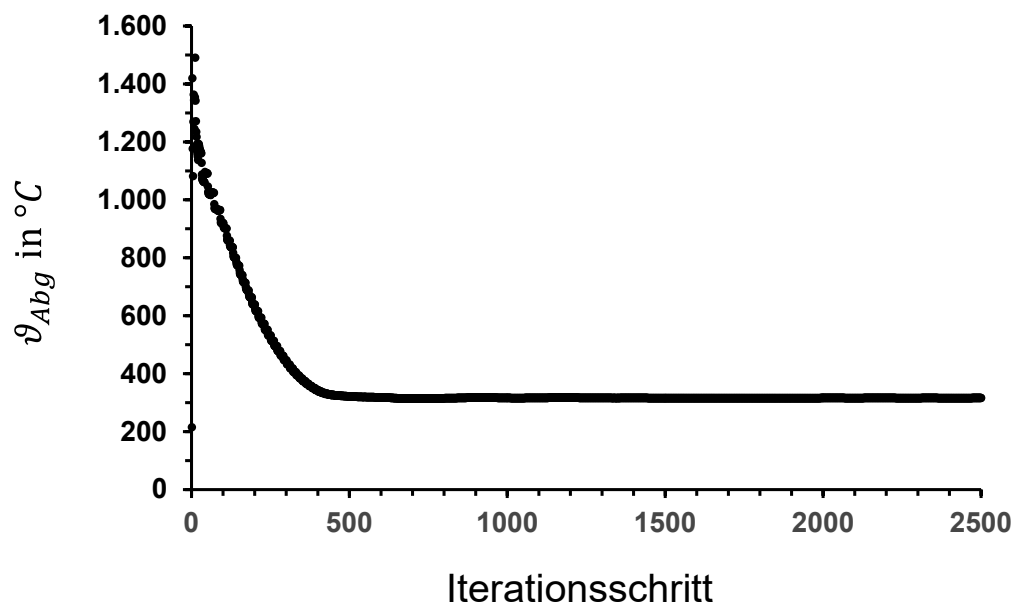


Abbildung D77: Änderung der Abgastemperatur über die Anzahl der  
Iterationsschritte



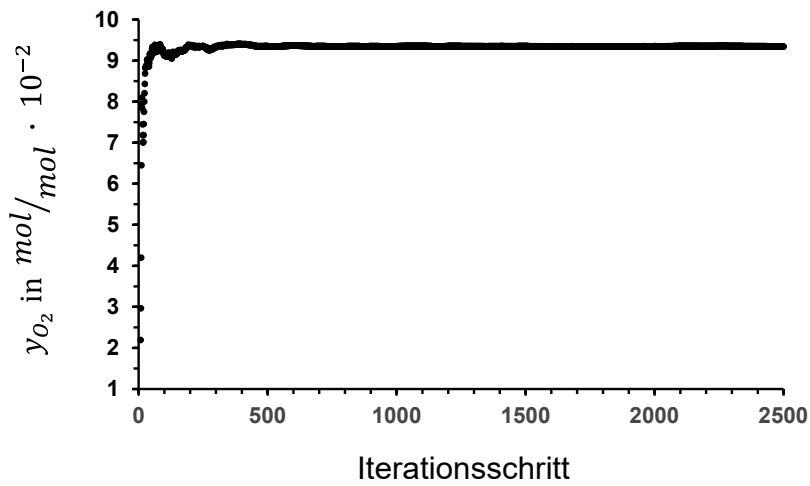


Abbildung D78: Änderung der Sauerstoffkonzentration im feuchten Abgas über die Anzahl der Iterationsschritte.

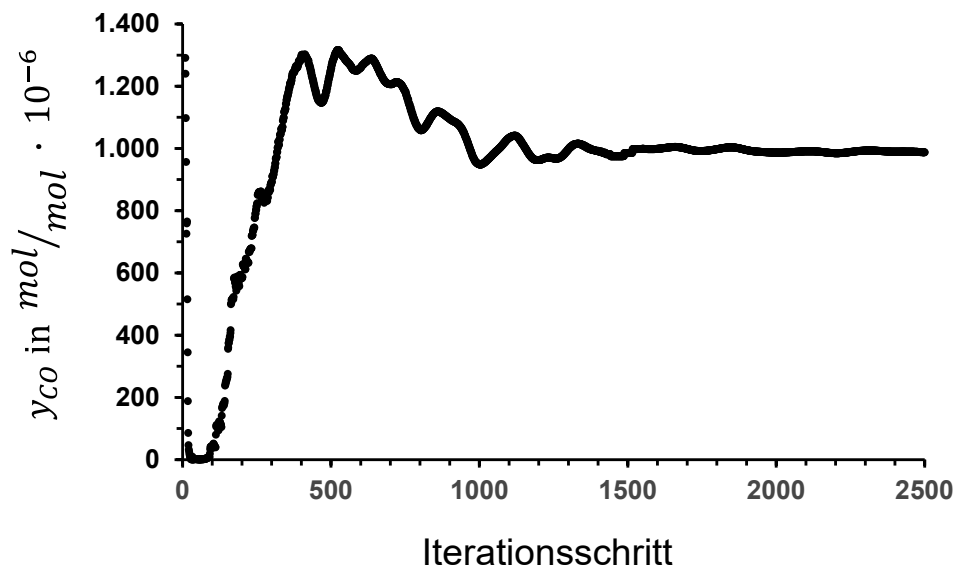


Abbildung D79: Änderung der Kohlenmonoxidkonzentration im feuchten Abgas über die Anzahl der Iterationsschritte.

## Anhang E – Ergebnisse der Prüfstandsmessungen

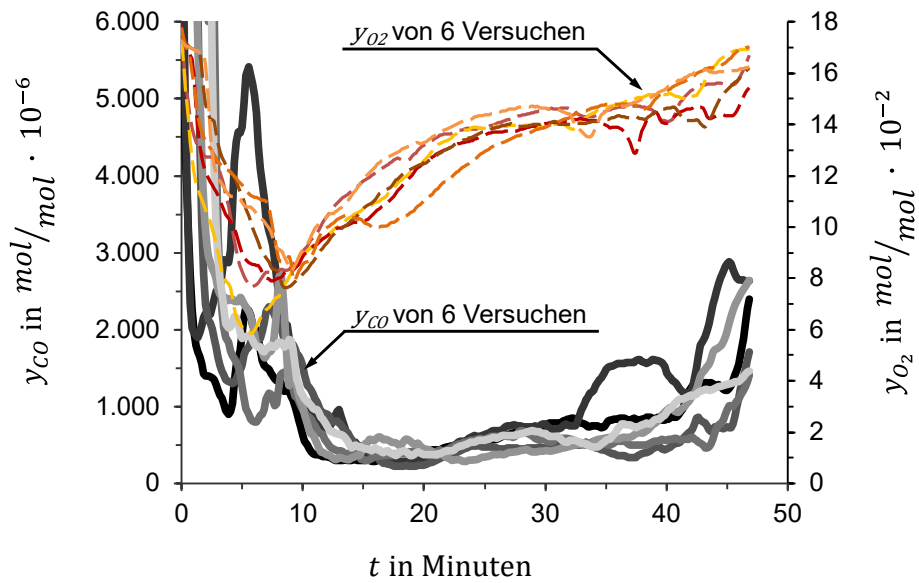


Abbildung E80: Zeitlicher Verlauf der  $O_2$ - und  $CO$ -Konzentrationen einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung aus *Struschka et al. 2013.04*.

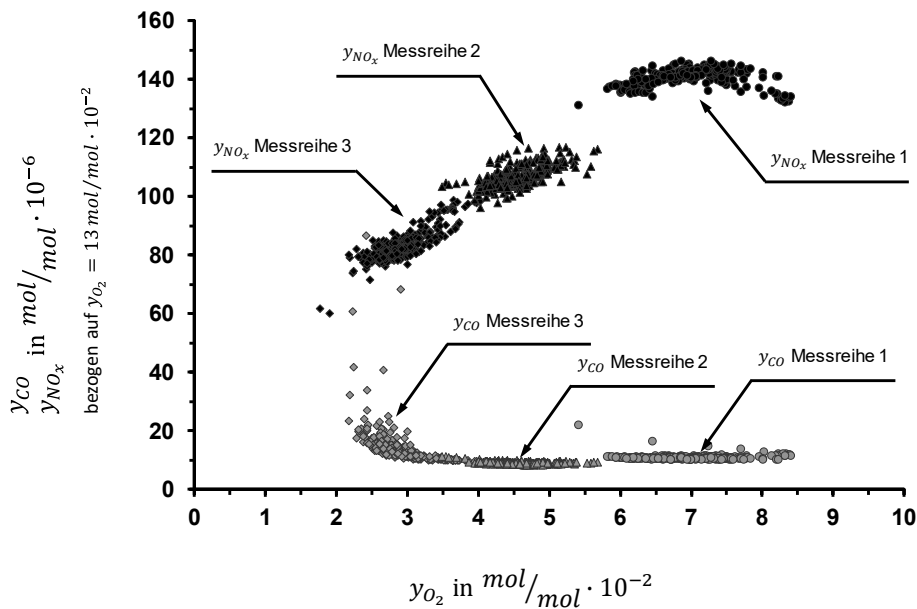


Abbildung E81:  $CO$ - und  $NO_x$ -Emissionen (als  $NO_2$ ) in Abhängigkeit der Luftzahl  $\lambda$  bei der Verbrennung von Holzpellets im Prototyp aus *Juschka et al. 2015.05a*.

Tabelle E34: Ergebnisse der Messreihen 1 bis 10 in einer *mechanisch beschickten* Biomassefeuerungen (Daten aus *Juschka et al. 2015.05a*).

	Luftzahl Global $\lambda_{Glob}$	Luftzahl Primär $\lambda_{Pri}$	Umsetzung Kohlenstoff $X_C$	$\bar{y}_{O_2}$ $\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-2}$	$\bar{y}_{CO}$ $\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-6}$	$\bar{y}_{NO_x}$
	-					
Messreihe 1	1,49	0,18	0,75	7,0	15	120
Messreihe 2	1,28	0,81	0,76	4,6	15	108
Messreihe 3	1,12	0,81	0,76	2,6	53	92
Messreihe 4	1,24	0,34	0,91	4,0	18	108
Messreihe 5	1,26	0,25	0,58	4,4	30	112
Messreihe 6	1,37	0,22	0,83	5,7	18	131
Messreihe 7	1,41	0,17	0,75	6,2	22	96
Messreihe 8	1,37	0,28	0,93	5,7	45	99
Messreihe 9	1,35	0,11	0,60	5,5	14	75
Messreihe 10	1,23	0,17	0,70	3,9	11	89

Tabelle E35: Mittelwerte der Prüfstandsmessung mit einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung für „gute“ und „schlechte“ Verbrennungsbedingungen, Mittelwert aus 10 Abbränden (angepasste Darstellung aus *Struschka et al. 2013.11*).

Betrachtungszeitraum	Zeit $t_{mess}$ in min	Sauerstoff- konzentration, trocken $\bar{y}_{O_2}$ in $\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-2}$	Kohlenmonoxid- konzentration, trocken $\bar{y}_{CO}$ in $\frac{mol}{mol} \cdot 10^{-6}$
<b>Messung „gute“ Verbrennungsbedingungen:</b>			
Gesamt	35	13,1	1.330
Anbrandphase	11	11,4	2.221
Hauptphase	14	<b>11,7</b>	<b>488</b>
Ausbrandphase	10	16,7	1.507
<b>Messung „schlechte“ Verbrennungsbedingungen:</b>			
Gesamt	39	11,8	2.925
Anbrandphase	13	7,4	4.508
Hauptphase	12	<b>11,0</b>	<b>533</b>
Ausbrandphase	14	16,7	3.459

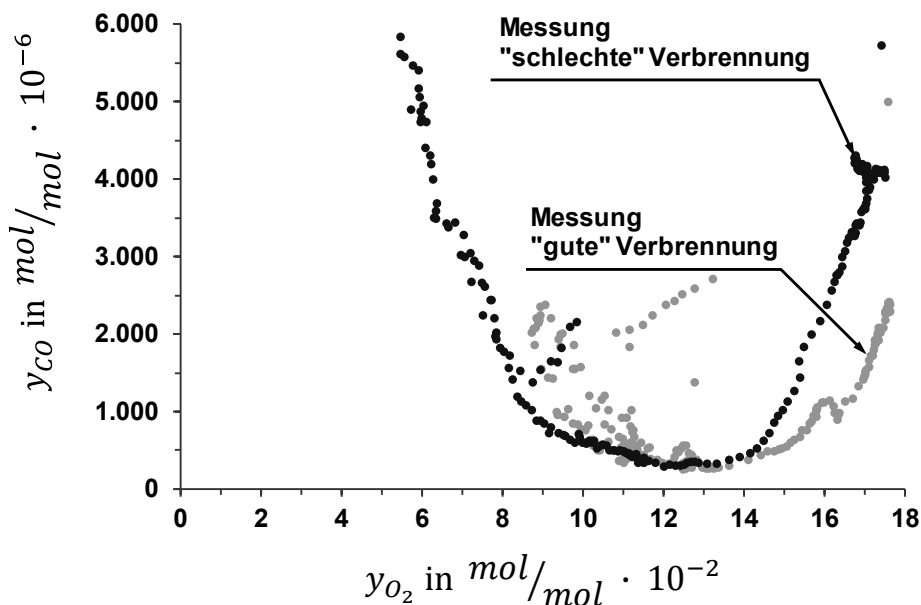


Abbildung E82: CO- $\lambda$ -Charakteristik einer *chargenweise betriebenen* Einzelraumfeuerung für „gute“ und „schlechte“ Verbrennungsbedingungen, Mittelwert aus 10 Abbränden (angepasste Darstellung aus *Struschka et al. 2013.11*).

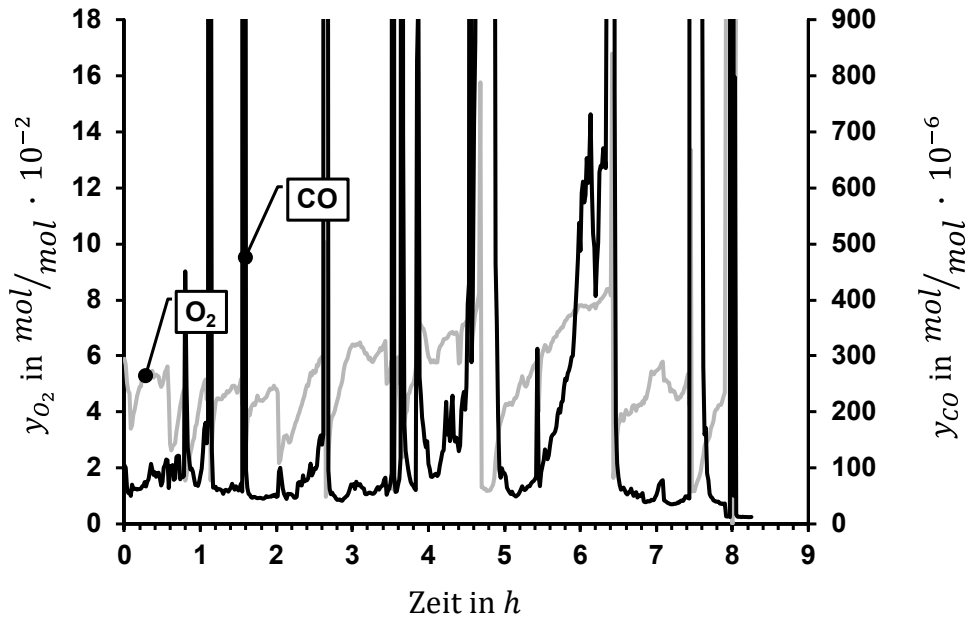


Abbildung E83: Zeitlicher gemessener Verlauf der Konzentration von Sauerstoff und Kohlenmonoxid im Abgas der Linearbrennkammer auf dem Prüfstand (CO-Spitze durch Hohlbrand).

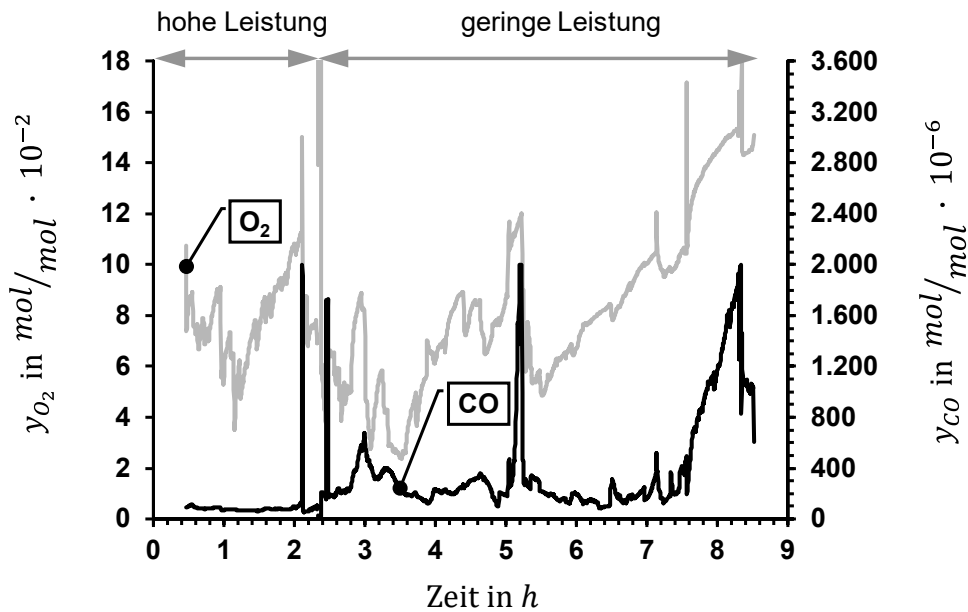


Abbildung E84: Zeitlicher gemessener Verlauf der Konzentration von Sauerstoff und Kohlenmonoxid im Abgas der Rotationsbrennkammer auf dem Prüfstand.



## Literatur

1. BImSchV, Erste Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (Verordnung über kleine und mittlere Feuerungsanlagen - 1. BImSchV) vom 26.01.2010. Internetfassung abgerufen am 17.07.2015 um 06:38 unter:  
[http://www.gesetze-im-internet.de/bimschv\\_1\\_2010/](http://www.gesetze-im-internet.de/bimschv_1_2010/)
- ANDERSSON, Bengt; ANDERSSON, Ronnie; HÅKANSSON, Love; Mortensen, Mikael; Sudiyo, Rahman; von Wachem, Berd (2006): Computational Fluid Dynamics for Engineers. CAMBRIDGE UNIVERSITY PRESS, Dezember 2006, ISBN: 9781107018952  
Zuletzt aufgerufen am 28. Sept. 2015 um 08:55 Uhr unter:  
[www.cambridge.org/9781107018952](http://www.cambridge.org/9781107018952)
- ANDERSSON, Jan T.; ACHTEN, Christine (2015): Time to Say Goodbye to the 16 EPA PAHs? Toward an Up-to-Date Use of PACs for Environmental Purposes. In: POLYCYCLIC AROMATIC COMPOUNDS, Volume 35, Issue 2-4, 2015, Pages 330-354.  
<http://dx.doi.org/10.1080/10406638.2014.991042>
- ANSYS Fluent Theory Guide Release 15.0. ANSYS Inc. November 2013  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 17:30 Uhr unter:  
[http://www.unece.lsu.edu/biofuels/documents/2003-2006/bf03\\_011.pdf](http://www.unece.lsu.edu/biofuels/documents/2003-2006/bf03_011.pdf)
- ANSYS Fluent User's Guide Release 15.0. ANSYS Inc. November 2013  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 17:30 Uhr unter:  
[http://www.unece.lsu.edu/biofuels/documents/2003-2006/bf03\\_011.pdf](http://www.unece.lsu.edu/biofuels/documents/2003-2006/bf03_011.pdf)
- ARRHENIUS, Svante (1889): Über die Reaktionsgeschwindigkeit bei der Inversion von Rohrzucker durch Säuren. In: Zeitschrift für physikalische Chemie. Herausgeber Wilh. Ostwald und J. H. Van't Hoff, Band 4, Heft 6, Seite 226 - 248, Verlag von WILHELM ENGELMANN, Leipzig 1889.  
Zuletzt aufgerufen am 14. Februar 2017 um 16:00 Uhr unter:  
<https://archive.org/stream/zeitschriftfurp10hoffgoog#page/n246/mode/2up>
- BAILLIFARD, Marc-André; NUSSBAUMER, Thomas (2008): Strömungsoptimierung von Feuerräumen mittels Experiment und Computational Fluid Dynamics (CFD). In 10. Holzenergie-Symposium – Ökonomie, Technik und Luftreinhaltung (Hrsg. Thomas Nussbaumer). ETH Zürich, 12. September 2008, ISBN 3-908705-19-3.
- BARTH, Fritz (2018): Entwicklung eines Brenners mit Luft- und Brennstoffstufung zur emissionsarmen Biomasseverbrennung in Kleinfeuerungsanlagen. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, Juni 2018.  
<http://dx.doi.org/10.18419/opus-9933>

- BAUMBACH, Günter (1993): Luftreinhaltung: Entstehung, Ausbreitung und Wirkung von Luftverunreinigungen. Messtechnik, Emissionsminderung und Vorschriften. Auflage 3, ISBN 3-540-56823-9. Berlin, SPRINGER-VERLAG 1993.
- BEIROW, Marcel (2012): Beurteilung von Turbulenzmodellen anhand von CFD Simulationen von Kaltströmungsversuchen. Master Thesis Nr. 3079, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, April 2012.
- BImSchG, Gesetz zum Schutz vor schädlichen Umwelteinwirkungen durch Luftverunreinigungen, Geräusche, Erschütterungen und ähnliche Vorgänge vom 15.03.1974.  
Internetfassung abgerufen am 23.10.2017 um 06:20 unter:  
<http://www.gesetze-im-internet.de/bimSchg/>
- BIRMILI, Wolfram (2006): Räumlich-zeitliche Verteilung, Eigenschaften und Verhalten ultrafeiner Aerosolpartikel(<100nm) in der Atmosphäre, sowie die Entwicklung von Empfehlungen zu ihrer systematischen Überwachung in Deutschland.  
Forschungsbericht 203 43 257/05 UBA-FB 000942. UBA-Texte 2606, ISSN 1862-4804. UMWELTBUNDESAMT, Dessau November 2006
- BISCHOF, Jan (2017): Regelung von Biomassefeuerungen durch Messung von Luftzahl und Kohlenmonoxidkonzentration. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, 2017.  
<http://dx.doi.org/10.18419/opus-9012>
- BLANK, Martina; BENSCH, Claudia; KÖSSEL, Manuel; OBERNBERGER, Ingwald (2015): Transient CFD simulation of wood log stoves with heat storage devices. In: Präsentation im Rahmen des Expert workshop on Highly Efficient and Clean Wood Log Stoves, 29 October 2015 als Nebenveranstaltung der IEA Bioenergy Conference 2015 in Berlin  
Zuletzt aufgerufen am 24. April 2018 um 10:30 Uhr unter:  
[http://www.ieabcc.nl/workshops/task32\\_2015\\_Berlin/](http://www.ieabcc.nl/workshops/task32_2015_Berlin/)
- BRINK, Anders (1998): Eddy Break-Up based models für industrial diffusion flames with complex gas phase chemistry. Dissertation - Åbo Akademi University, Department of Chemical Engineering, Finnland 11.12.1998.  
Zuletzt aufgerufen am 3. Juli 2015 um 14:30 Uhr unter:  
<http://urn.fi/URN:ISBN:978-952-12-3522-1>
- BRINK, Anders; MUELLER, Christian; KILPINEN, Pia; HUPA, Mikko (2000.04): Possibilities and limitations of the eddy Break-Up Model. In: COMBUSTION AND FLAME, Volume 123, Issue 1-2, April 2000, Pages 275-279.  
[http://dx.doi.org/10.1016/S0010-2180\(00\)00146-2](http://dx.doi.org/10.1016/S0010-2180(00)00146-2)



- BRINK, Anders; MUELLER, Christian; KILPINEN, Pia; HUBA Mikko (2000.10): Brief communication - Possibilities and limitations of the Eddy Break-Up Model. In: Combustion and Flame Volume 123, Issues 1 – 2, October 2000, Pages 275 – 279.  
[https://doi.org/10.1016/S0010-2180\(00\)00146-2](https://doi.org/10.1016/S0010-2180(00)00146-2)
- BRINK, Anders; KILPINEN, Pia; HUBA Mikko (2001): A Simplified Kinetic Rate Expression for Describing the Oxidation of Volatile Fuel-N in Biomass Combustion. In: Energy & Fuels, Volume 15, 2001, Pages 1094 – 1099.  
<https://doi.org/10.1021/ef0002748>
- BRODBECK, Johannes; STRUSCHKA, Michael (2013): Holzverbrennung 2015 – Konzeption, Darstellung und Untersuchung eines extrem emissionsarmen Stückholz-Heizkessel. Förderprojekt der Deutschen Bundesstiftung Umwelt, Osnabrück. Bericht zum Teilprojekt des IFK, UNIVERSITÄT STUTTGART (IFK) Januar 2013.  
Zuletzt aufgerufen am 19. Juni 2015 um 18:10 Uhr unter:  
[http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk\\_teilbericht\\_holzfeuerung\\_2015\\_dbu\\_az\\_2738202\\_2013.pdf](http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk_teilbericht_holzfeuerung_2015_dbu_az_2738202_2013.pdf)
- BRUCH, Christian (2001): Beitrag zur Modellierung der Festbettverbrennung in automatischen Holzfeuerungen. Dissertation, Technische Wissenschaften ETH ZÜRICH, Nr. 14040, 2001.  
<https://doi.org/10.3929/ethz-a-004144560>
- BUGGE, Mette; SKREIBERG, Øyvind; HAUGEN, Nils Erland L.; SELJESKOG, Morten (2014): Batch combustion of logs in wood stoves – Transient fuel models and modelling of the fuel decomposition and products composition as input to CFD gas phase calculation. In: Conference Proceedings, Computational Fluid Dynamics (CFD) and biomass thermochemical Conversion, Sept. 2014, Leipzig, Page 39 – 44.
- CHUI, E. H.; RAITHY, G. D. (1993): Computation of Radiant Heat Transfer on a Non-Orthogonal Mesh Using the Finite-Volume Method. In: NUMERICAL HEAT TRANSFER Part B, 1993, Nr. 23, S. 269-288.
- Chen, W.; Smoot, L.D.; Hill, S.C.; Fletcher, T.H. (1996): Global Rate Expression for Nitric Oxide Reburning – Part 2. In: Energy & Fuels, Volume 10, 1996, Page 1046 – 1052  
<http://dx.doi.org/10.1021/ef960007v>
- DI BLASI, Colomba; BRANCA, Carmen; SANTORO, Antonio; GONZALEZ HERNANDEZ, Elier (2001): Pyrolytic behavior and products of some wood varieties. In: Combustion and Flame Vol. 124 Issues 1 - 2, January 2001.  
[http://dx.doi.org/10.1016/S0010-2180\(00\)00191-7](http://dx.doi.org/10.1016/S0010-2180(00)00191-7)
- DE SOETE, G. G. (1975): Overall reaction rates of NO and N<sub>2</sub> formation from fuel nitrogen. In: Symposium (International) on Combustion Volume 15, Issues 1, 1975, Pages 1093 - 1102.  
[https://doi.org/10.1016/S0082-0784\(75\)80374-2](https://doi.org/10.1016/S0082-0784(75)80374-2)

LEO GmbH, Mühlweg 2b, 82054 Sauerlach. Zuletzt aufgerufen 2016 unter:

<http://dict.leo.org>

DIETL, Sabrina (2012): Validierung der CFD-Simulation eines Kaminofens. Diplomarbeit Nr. 3110, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, März 2012.

DIN EN 1343: Brennwert und Heizwert – Allgemeine Grundlagen. Deutsches Institut für Normung e.V., BEUTH VERLAG, Berlin Juli 2018

DIN EN 5499: Referenzzustand, Normzustand, Normvolumen – Begriffe und Werte. Deutsches Institut für Normung e.V., BEUTH VERLAG, Berlin Januar 1990

DIN EN 13240: Raumheizer für feste Brennstoffe – Anforderungen und Prüfungen; Deutsche Fassung EN 13240:2001 + A2:2004. Deutsches Institut für Normung e.V., BEUTH VERLAG, Berlin Oktober 2005

DIN EN 13284 1: Emissionen aus stationären Quellen. Ermittlung der Staubmassenkonzentration bei geringen Staubkonzentrationen. Teil 1. Manuelles gravimetrisches Verfahren. Deutsches Institut für Normung e.V., BEUTH VERLAG, Berlin 2002

DIN EN ISO 16000-5: Innenraumluftverunreinigungen. Teil 5: Probenahmestrategie für flüchtige organische Verbindungen (VOC); Deutsche Fassung EN ISO 16000-5:2007. Deutsches Institut für Normung e.V., BEUTH VERLAG, Berlin Mai 2007

DIN EN ISO 16000-6: Innenraumluftverunreinigungen. Teil 6: Bestimmung von VOC in der Innenraumluft unk in Prüfkammern, Probenahme auf Tenax TA<sup>®</sup>, thermische Desorption und Gaschromatographie mit tMS oder MS-FID; Deutsche Fassung ISO 16000-6:2011. Deutsches Institut für Normung e.V., BEUTH VERLAG, Berlin November 2011

DRYER, Frederick L.; GLASSMAN, I. (1973): High-temperature oxidation of CO and CH<sub>4</sub>. In: SYMPOSIUM (INTERNATION) ON COMBUSTION Volume 14, Issue 1, 1973, Pages 987-1003. [http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784\(73\)80090-6](http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784(73)80090-6)

Duden, Bibliographisches Institut GmbH, Dudenverlag, Mecklenburgische Straße 53, 14197 Berlin. Zuletzt aufgerufen 2018 unter: <http://www.duden.de>

EPPLER, Bernd; LEITHNER, Reinhard; LINZER, Wladimir; WALTER, Heimo (2012): Simulation von Kraftwerken und Feuerungen – 2., erw. und korr. Auflage. Vienna, SPRINGER-VERLAG 2012. <http://dx.doi.org/10.1007/978-3-7091-1182-6>

ERTESVAG, Ivar S.; MAGNUSSEN, Björn F. (1999): The Eddy Dissipation Turbulent Energy Cascade Model. In: COMBUSTION SCIENCE AND TECHNOLOGY, Dezember 1999.

Internetfassung abgerufen am 01.10.2016 um 06:20 unter:

<http://folk.ntnu.no/ivarse/cascade.pdf>

FERZIGER, Joel H.; PERIĆ, Milovan (2008): Numerische Strömungsmechanik. Berlin, Heidelberg, SPRINGER-VERLAG 2008.

<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-540-68228-8>

FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE E.V. (FNR):

(FNR 2015): Handbuch Bioenergie Kleinanlagen. 3. überarbeitete Auflage 2013, ISBN: 3-00-011041-0

Zuletzt aufgerufen am 19. Juni 2015 um 12:00 Uhr unter:

<https://mediathek.fnr.de/broschuren/bioenergie/feste-biobrennstoffe/handbuch-bioenergie-kleinanlagen.html>

(FNR 2014): Leitfaden Feste Biobrennstoffe. 4. Auflage 2014, ISBN: 9783000153891

Zuletzt aufgerufen am 19. Juni 2015 um 12:00 Uhr unter:

<https://mediathek.fnr.de/leitfaden-bioenergie/>

(FNR 2015): Bioenergie – Daten und Fakten – Grafiken. Zuletzt aufgerufen am 03. Juni 2015 um 6:00 Uhr unter:

<https://mediathek.fnr.de/grafiken/daten-und-fakten/bioenergie.html>

FÖRTSCH, D.; FÜCKERT, F. U.; Sabel, T.; Schnell, U.; Hein, K.R.G.; Risio, B.; Berreth, A.

(2001): Ein Vergleich verschiedener globaler Reaktionsmodelle anhand der Simulation eines kohlegefeuerten Großkraftwerkskessels. In: VDI-Berichte 1629, VDI-GET-Tagung 20. Deutscher Flammentag, 4.-5. Sept. 2001, S. 121-126, Essen. ISBN: 3-18-091629-X.

FRENKLACH, Michael; WANG, Hai (1994): Detailed Mechanism and Modeling of Soot Particle Formation. In: H. Bockhorn (Hrsg.), Soot Formation in Combustion: Mechanisms and Models of Soot Formation, S. 165-190. SPRINGER-VERLAG BERLIN HEIDELBERG, 1994

[http://dx.doi.org/10.1007/978-3-642-85167-4\\_10](http://dx.doi.org/10.1007/978-3-642-85167-4_10)

Galgano, Antonio; Di Blasi, Colomba; Horvat, Andrej; Sinai, Yehuda (2006): Experimental Validation of a Coupled Solid- and Gas-Phase Model for Combustion and Gasification of Wood Logs. In: Energy & Fuels, Volume 20, No. 5, 2006, Page 2223 - 2232

<https://doi.org/10.1021/ef060042u>

GERLINGER, Peter (2005): Numerische Verbrennungssimulation – Effiziente numerische Simulation turbulenter Verbrennung. Berlin, Heidelberg, SPRINGER-VERLAG 2005.

<http://dx.doi.org/10.1007/3-540-27535-5>

GESTIS-STOFFDATENBANK: Herausgeber Institut für Arbeitsschutz der Deutschen Gesetzlichen Unfallversicherungen (IFA), Fachbereich 1, Alte Heerstraße 111, 53757 Sankt Augustin. Zuletzt aufgerufen am 03. März 2016 um 15:12 Uhr unter: <http://www.dguv.de/ifa/GESTIS/GESTIS-Stoffdatenbank/index.jsp>

Glarborg, Peter; Marshall, Paul (2005): Mechanism and modeling of the formation of gaseous alkali sulfates. In: *Combustion and Flame*, Volume 141, Issues 1 – 2, April 2005, Pages 22 – 39  
<https://doi.org/10.1016/j.combustflame.2004.08.014>

GÓMEZ, M.A.; PATIÑO, D; COMESAÑA, R. ; PORTEIRO, J.; ÁLVAREZ Feijoo, M.A.; MÍGUEZ, J.L. (2013): CFD simulation of a solar radiation absorber. In: *INTERNATIONAL JOURNAL OF HEAT AND MASS TRANSFER*, Volume 57, 2013, Page 231-240  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2012.09.061>

GÓMEZ, M.A.; PORTEIRO, J.; PATIÑO, D; MÍGUEZ, J.L. (2014): CFD modelling of thermal conversion and packed bed compaction in biomass combustion. In: *FUEL*, Volume 117, 2014, Page 716-732  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2013.08.078>

GÓMEZ, M. A.; PORTEIRO, J.; de la CUESTA, D.; PATIÑO, D; MÍGUEZ, J.L. (2015.11): Numerical simulation of the combustion process of a pellet-drop-feed boiler. In: *Fuel*, Volume 184, 15 November 2016, Pages 987–999, November 2015.  
<http://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.11.082>

GÓMEZ, M.A.; PORTEIRO, J.; PATIÑO, D; MÍGUEZ, J.L. (2015.07): Fast-solving thermally thick model of biomass particles embedded in a CFD code for the simulation of fixed-bed burners. In: *ENERGY CONVERSION AND MANAGEMENT*, Volume 105, July 2015, Page 30-44  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2015.07.059>

Görner, Klaus (1991): *Technische Verbrennungssysteme – Grundlagen, Modelbildung, Simulation*. Berlin, Heidelberg, SPRINGER-VERLAG 1991.  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-642-84488-1>

HARTMANN, Hans; ROßMANN, Paul; TUROWSKI, Peter; ELLNER SCHUBERTH, Frank; HOPF, Nobert; BIMÜLLER, Armin (2007): *Getreidekörner als Brennstoff für Kleinfeuerungen - Technische Möglichkeiten und Umwelteffekte*; TECHNOLOGIE- UND FÖRDERZENTRUM (TFZ); Straubing Oktober 2007.

HAUTMAN, D.J.; DRYER, F.L.; SCHUG, K. P.; GLASSMAN, I. (1981): A Multiple-step Overall Kinetic Mechanism for the Oxidation of Hydrocarbons. In: *COMBUSTION SCIENCE AND TECHNOLOGIE*, Volume 25 Issue 5-6, 1981, Pages 219-235.  
<https://doi.org/10.1080/00102208108547504>

- HAYNES, B.S.; WAGNER, H.Gg. (1981): Soot formation. In: PROGRESS IN ENERGY AND COMBUSTION SCIENCE, Volume 7, Issue 4, 1981, Pages 229-273, ISSN 0360-1285.  
[http://dx.doi.org/10.1016/0360-1285\(81\)90001-0](http://dx.doi.org/10.1016/0360-1285(81)90001-0).
- HELLER, Hans Georg; STRUSCHKA, Michael; STRAUB, Dieter; FINGERLE, Achim; ANGERER, Martin; BAUMBACH, Günter (1995): Messung des Abgasvolumens und Berechnung zeitabhängiger Größen bei chargenweise betriebenen Holzfeuerungen. In: IVD-Bericht Nr. 35, Stuttgart 1995.
- HELLWIG, Manfred (1988): Zum Abbrand von Holzbrennstoffen unter besonderer Berücksichtigung der zeitlichen Verläufe. Dissertation, TECHNISCHE UNIVERSITÄT MÜNCHEN-WEIHENSTEPHAN, Institut für Landtechnik, 1988.
- INDUSTRIEVERBAND HAUS-, HEIZ UND KÜCHENTECHNIK E.V. (HKI):  
(HKI 1990 – 2014): Absatz-Entwicklung von 1990 bis 2014 für häusliche Einzelfeuerstätten
- HOLTZ, Dorian, NOCKE, Jürgen; HASSEL, Egon (2017): CFD-DEM Simulation für Biomassefeuerungen. In: VDI-Berichte 2302, Tagungsband 28. Deutscher Flammentag, 6. und 7. September 2017, Darmstadt; Seiten: 131 - 142; ISBN: 978-3-18-092302-4; 2017
- HOTTEL, H.C.; WILLIAMS, G. C.; NERHEIM, N. M.; SCHNEIDER, R.G. (1995): Kinetic studies in stirred reactors: Combustion of carbon monoxide and propane. In: SYMPOSIUM (INTERNATIONAL) ON COMBUSTION, Volume 10, Issu 1, 1965, Pages 111-121.  
[https://doi.org/10.1016/S0082-0784\(65\)80155-2](https://doi.org/10.1016/S0082-0784(65)80155-2)
- HOWARD, Jack B.; WILLIAMS, G. C.; FINE, D. H. (1973): Kinetics of Carbon Monoxide in Postflame Gases. In: INTERNATIONAL 14TH SYMPOSIUM ON COMBUSTION, Dezember 1973, Pages 975-986.  
[http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784\(73\)80089-X](http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784(73)80089-X)
- HU, Dehuan (2002): Modellierung und Modellentwicklung der Rußbildung bei hohem Druck in vorgemischten Verbrennungssystemen. Dissertation, Fakultät Energietechnik der UNIVERSITÄT STUTTGART, beauftragt durch das Institut für Verbrennungstechnik, Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt (DLR), Stuttgart März 2002.
- ISO 12141: Stationary source emissions. Determination of mass concentration of particulate matter (dust) at low concentrations. Manual gravimetric method. ISO 12141:2002(E). Switzerland 2002
- ISO 9096: Stationary source emissions. Manual determination of mass concentration of particulate matter. Second edition. ISO 9096:2003(E). Switzerland 2003

- JONES, W. P.; LINDSTEDT, R. P. (1988): Global reaction schemes for hydrocarbon combustion. In: COMBUSTION AND FLAME, Volume 73, Issue 3, September 1988, Pages 233-249.  
[http://dx.doi.org/10.1016/0010-2180\(88\)90021-1](http://dx.doi.org/10.1016/0010-2180(88)90021-1)
- JOOS, Franz (2006): Technische Verbrennung – Verbrennungstechnik, Verbrennungsmodellierung, Emissionen, SPRINGER-VERLAG, 2006  
<http://dx.doi.org/10.1007/3-540-34334-2>
- JUSCHKA, Winfried, STRUSCHKA, Michael (2012): Untersuchungen zur Feinstaubentstehung und CO- Bildung beim Verbrennungsprozess in chargenweise betriebenen Hausbrandfeuerstätten und Entwicklung emissions- und partikelarmer Feuerungsanlagen. AiF/FDBI Vorhaben Nr. 16207 N. UNIVERSITÄT STUTTGART (IFK) April 2012.  
Zuletzt aufgerufen am 22. Januar 2014 um 11:10 Uhr unter:  
[http://www.fdbi.org/index.php?article\\_id=13&fileName=abschlussbericht\\_mit\\_deckblatt\\_und\\_unterschri.pdf](http://www.fdbi.org/index.php?article_id=13&fileName=abschlussbericht_mit_deckblatt_und_unterschri.pdf)
- JUSCHKA, Winfried; STRUSCHKA, Michael (2013): Entwicklung von Kleinfernungen für feste Brennstoffe unter Einsatz von Strömungssimulation, -visualisierung und Messungen. In Gefahrstoffe Reinhaltung der Luft; Heft 6, Seite(n): 253-260; ISBN: 0949-8036; Berlin, SPRINGER VERLAG 2013.  
[http://www.gefahrstoffe.de/gest/article.php?data\[article\\_id\]=73383](http://www.gefahrstoffe.de/gest/article.php?data[article_id]=73383)
- JUSCHKA, Winfried, STRUSCHKA, Michael (2015.05a): Entwicklung einer Feuerungsanlage zur energetischen Nutzung von landwirtschaftlichen Reststoffen auf Basis der AirRo®-Brennertechnologie - Teilvorhaben 1: Grundlegende Untersuchungen. Verbundvorhabens FKZ 22032111 aus Mittel Bundesministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (BMELV) aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages durch die Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. gefördert, UNIVERSITÄT STUTTGART (IFK) Mai 2015.  
Zuletzt aufgerufen am 18. Juni 2012 um 15:20 Uhr unter:  
[http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk\\_endbericht\\_entwicklung\\_feuerungsanlage\\_landwirtschaftliche\\_reststoffe\\_fnr\\_22032111\\_2015.pdf](http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk_endbericht_entwicklung_feuerungsanlage_landwirtschaftliche_reststoffe_fnr_22032111_2015.pdf)
- JUSCHKA, Winfried, STRUSCHKA, Michael (2015.05b): Neue Wege der Stickstoffoxidminderung bei der energetischen Nutzung von landwirtschaftlichen Reststoffen. In: LANDTECHNIK – Agricultural Engineering; Band 70, Nr. 5 (2015)  
<http://dx.doi.org/10.1515/lt.2015.2674>
- JUSCHKA, Winfried, STRUSCHKA, Michael; Baumbach, Günter (2015.09): Energetische Nutzung von landwirtschaftlichen Reststoffen: Anlagentechnik, NOx-Minderung. In: VDI-Berichte 2267, Tagungsband 27. Deutscher Flammentag, 16. und 17. September 2015, Clausthal-Zellerfeld; Seiten: 321-345; ISBN: 978-3-18-092267-6; 2015

- KALTSCHMITT, Martin; HARTMANN, Hans; HOFBAUER, Hermann (2009): Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken und Verfahren. Auflage 2, SPRINGER-VERLAG, 2009  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-540-85095-3>
- KEITH, Lawrence H. (2015): The Source of U.S. EPA's Sixteen PAH Priority Pollutants. In POLYCYCLIC AROMATIC COMPOUNDS, Volume 35, Issue 2-4, 2015, Pages 147-160.  
<http://dx.doi.org/10.1080/10406638.2014.892886>
- KELLER, Roland (1994): Primärmaßnahmen zur NOX Minderung bei der Holzverbrennung mit dem Schwerpunkt der Luftstufung. Dissertation ETH Nr. 10514 - Eidgenössischen Technischen Hochschule ETH, Zürich 1994.
- KIENER, Martin; NUSSBAUMER, Thomas (2012): Strömungsoptimierung einer Vorschubrostfeuerung mit CFD und PIV. In: Tagungsband 12. Holzenergie-Symposium, 14. Sept. 2012, ETH Zürich, Seiten 53 – 70, 2012  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 17:40 Uhr unter:  
<http://www.holzenergie-symposium.ch/Dokumente/Tgband12HES.pdf>
- KILPINEN, Pia (1992): Kinetic Modeling of Gas-Phase Nitrogen Reactions in Advanced Combustion Processes. Dissertation, Åbo Akademi University, Department of Chemical Engineering, Turku 1992, Finland, ISBN 951-650-132-X.
- KILPINEN, Pia; Kallio, Sirpa; Konttinen, Jukka; Barišić (2002): Char-nitrogen oxidation under fluidised bed combustion conditions: single particle studies. In: Fuels, Volume 81, 2002, Pages 2349 – 2362.  
[https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(02\)00176-X](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(02)00176-X)
- KLASEN, Thomas; Görner, K. (1999): Numerical Calculation and Optimisation of a large Municipal Solid Waste Incinerator Plant. In: Proceedings of the 2nd International Symposium on Incineration and Flue Gas Treatment Technologies, 4. – 6. July. Sheffield, UK, 1999  
Zuletzt aufgerufen am 24. April 2018 um 10:30 Uhr unter:  
[https://www.uni-due.de/imperia/md/content/luat/publikationen/1999-07\\_sheffield.pdf](https://www.uni-due.de/imperia/md/content/luat/publikationen/1999-07_sheffield.pdf)
- KLINGEL, THILO (2007): Detaillierte experimentelle Untersuchung der Schadstoffbildung bei der Holzverbrennung. Dissertation, UNIVERSITÄT KARLSRUHE DER FAKULTÄT MASCHINENBAU, Dezember 2007.
- KNAUS, H; RICHTER, S; UNTERBERGER, S; SCHNELL, U; MAIER, H; HEIN, K.R.G. (2000): On the application of different turbulence models for the computation of fluid flow and combustion processes in small scale wood heaters. In: Experimental Thermal and Fluid Science, Volume 21, Issues 1-3, March 2000, Pages 99-108, ISSN 0894-1777  
[http://dx.doi.org/10.1016/S0894-1777\(99\)00059-X](http://dx.doi.org/10.1016/S0894-1777(99)00059-X)



- KNAUS, Hermann (2001): Simulation turbulenter reagierender Zweiphasenströmungen in industriellen Feuerungen mit komplexen Geometrien. In: Fortschritt-Berichte VDI, Düsseldorf 2001, Reihe 6, Energietechnik, ISBN 3-18-344606-5. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen (IVD), Januar 2001
- KÖGEL, Bernd; MOSER, Franz (1981): Grundlagen der Verfahrenstechnik. SPRINGER-VERLAG VIENNA 1981  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-7091-2270-9>
- KÜBEL, Michael (2007): Teerbildung und Teerkonversion bei der Biomassevergasung: Anwendung der nasschemischen Teerbestimmung nach CEN- Standard. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen (IVD), April 2007
- KURZ, Dominik Florian (2014): Numerische Simulation industrieller Rostfeuerungen nach der Euler-Euler Methode. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, Juni 2014.
- LATSCHA, HANS PETER; KAZMAIER, ULI; KLEIN, Helmut (2016): Organische Chemie – Chemie-Basiswissen II. Auflage 7, SPRINGER-VERLAG, 2016  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-662-46180-8>
- LAURIEN, Eckart; OERTEL, Herbert jr (2011): Numerische Strömungsmechanik – Grundgleichungen und Modelle – Lösungsmethoden – Qualität und Genauigkeit. 5., überarbeitete und erweiterte Auflage. VIEWEG+TEUBNER VERLAG 2011.  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-8348-8121-2>
- LINDSJÖ, Henrik; BAI, Xue-Song; FUCHS, Laszlo (2001): Numerical and Experimental Studies of NO<sub>x</sub> Emissions in a Biomass Furnace. In: International journal on environmental combustion technologies Seite 93 – 113, 2001.
- MAGEL, Hans-Christoph (1997): Simulation chemischer Reaktionskinetik in turbulenten Flammen mit detaillierten und globalen Mechanismen. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, September 1997.
- MAGNUSSEN, B. F (1981): On the Structure of Turbulence and a Generalized Eddy Dissipation Concept for Chemical Reaction in Turbulent Flow. In: *19th AIAA Aerospace Science Meeting*, 12-15 Jan. 1981, St.Louis, Missouri.  
Internetfassung abgerufen am 01.10.2016 um 06:20 unter:  
<http://folk.ntnu.no/ivarse/edc/EDC1981.pdf>
- MAGNUSSEN, B. F.; HJERTAGER, B. H. (1977): On mathematical modelling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion. In: SYMPOSIUM (INTERNATION) ON COMBUSTION Volume 16, Issue 1, 1977, Pages 719-729.  
[http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784\(77\)80366-4](http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784(77)80366-4)



- MÄTZING, H.; GEHRMANN, H.-J.; SEIFERT, H.; STAPF, D.; KEUNE, R. (2017): Modelling Biomass and Solid Recovered Fuel Combustion on Reciprocating Grates with CFD-application. In: VDI-Berichte 2302, Tagungsband 28. Deutscher Flammentag, 6. und 7. September 2017, Darmstadt; Seiten: 143 - 150; ISBN: 978-3-18-092302-4; 2017
- MCKINNON, J. Thomas; HOWARD, Jack B. (192): The roles of pah and acetylene in soot nucleation and growth. In: TWENTY-FOURTH SYMPOSIUM (INTERNATIONAL) ON COMBUSTION, Volume 24, Issue 1, 1992, Pages 965-971, ISSN 0082-0784.  
[http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784\(06\)80114-1](http://dx.doi.org/10.1016/S0082-0784(06)80114-1)
- MEHRABIAN, Ramin; SHIEHNEJADHESAR, Ali; SCHARLER, Robert; OBERNBERGER, Ingwald (2014): Multi-physics modelling of packed bed biomass combustion. In: Fuel 122, Januar 2014, Page 164 - 178  
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.01.0217>
- MEHRABIAN, Ramin; SHIEHNEJADHESAR, Ali; SCHARLER, Robert; OBERNBERGER, Ingwald (2015.10): Numerical modelling of biomass grate furnaces with a particle based model. In: Proceedings of the 10<sup>th</sup> European Conference on Industrial Furnaces and Boilers – Porto, Portugal, April 2015, Page 142 - 158  
Zuletzt aufgerufen am 25. Okt 2015 um 21:10 Uhr unter:  
[https://www.bioenergy2020.eu/files/publications/pdf/aus\\_08.pdf](https://www.bioenergy2020.eu/files/publications/pdf/aus_08.pdf)
- MEHRABIAN, Ramin; ZAHIROVIC, Selma; SCHARLER, Robert; OBERNBERGER, Ingwald; KLEDITZSCH, Stefan; WIRTZ, Siegmund; SCHERER, Viktor; LU, Hong; BAXTER, Larry L. (2015.11): A CFD model for thermal conversion of thermally thick biomass particles. In: Fuel Processing Technology 95, Nov. 2015, Page 96 - 108  
<https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.11.021>
- MENTER, Florian (1994): Two-equation eddy-viscosity turbulence models for engineering applications. In: AIAA Journal, Vol. 32, No. 8 (1994), pp. 1598-1605.  
<https://doi.org/10.2514/3.12149>
- MENTER, Florian; CARREGAL FERREIR, Jorge; ESCH, Thomas; KONNO, Brad (2017): The SST Turbulence Model with Improved Wall Treatment for Heat Transfer Predictions in Gas Turbines. In: Proceedings of the International Gas Turbine Congress 2-7 November 2003, Tokyo 2003.  
Internetfassung abgerufen am 21.04.2017 um 14:05 unter:  
[https://nippon.zaidan.info/seikabutsu/2003/00916/pdf/igt2003tokyo\\_ts059.pdf](https://nippon.zaidan.info/seikabutsu/2003/00916/pdf/igt2003tokyo_ts059.pdf)
- MÜLLER, Michael (2015): Modelling and Simulation of SO<sub>x</sub> and NO<sub>x</sub> Formation under Oxy-Coal Combustion Conditions. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, September 2015.

- NUSSBAUMER, Thomas; KIENER, Martin (2013): Fluiddynamische Optimierung mit CFD und PIV. In: BWK, Band 65, Nr. 5, Seiten 29 – 33, 2013  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 17:30 Uhr unter:  
[http://www.verenum.ch/Publikationen/TN\\_MK\\_FluidOPT\\_BWK65.pdf](http://www.verenum.ch/Publikationen/TN_MK_FluidOPT_BWK65.pdf)
- NUSSBAUMER, Thomas; KIENER, Martin; HORAT, Pascal (2015): Fluid dynamic optimization of grate boilers with scaled model flow experiments, CFD modeling, and measurements in practice. In: BIOMASS AND BIOENERGY Volume 76, Mai 2015, Seite 11 – 23  
<https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2015.02.033>
- ODERMATT, Peter; NUSSBAUMER, Thomas (2012): Holzofen mit Verbrennungsretorte und zweistufiger Verbrennung. In: Tagungsband zum 12. Holzenergie-Symposium am 14. November 2017, Seiten 31 – 52, VERENUM Zürich 2012, ISBN 3-908705-24-X
- OSER, Michael; NUSSBAUMER, Thomas; MÜLLER, Peter; MOHR, Martin; FIGI, Renato (2003): Grundlagen der Aerosolbildung in Holzfeuerungen. Beeinflussung der Partikelemissionen durch Primärmassnahmen und Konzept für eine partikelarme automatische Holzfeuerung (Low-Particle-Feuerung). BUNDESAMT FÜR ENERGIE Schweiz, Bern April 2003.
- Peters, Bernhard (2002): Measurements and application of a discrete particle model (DPM) to simulate combustion of a packed bed of individual fuel particles. In: Combustion and Flame, Volume 131, Issues 1 – 2, Oktober 2002, Pages 132 – 146.  
[https://doi.org/10.1016/S0010-2180\(02\)00393-0](https://doi.org/10.1016/S0010-2180(02)00393-0)
- PETERS, B.; MOHSENI, M (2009): Modelling the combustion of pellet with Extended Discrete Element Method. In: VDI-Berichte 2302, Tagungsband 28. Deutscher Flammentag, 6. und 7. September 2017, Darmstadt; Seiten: 121 - 130; ISBN: 978-3-18-092302-4; 2017
- PORTEIRO, Jacobo; COLLAZO, Joaquin; PATIÑO, Enrique Granade; GONZALEZ, Jorge Carlos Moran; MÍGUEZ, José Luís (2009): Numerical Modeling of a Biomass Pellet Domestic Boiler. In ENERGY & FUELS, Issue 23 (2), 2009, Page 1067 – 1075.  
<http://dx.doi.org/10.1021/ef8008458>
- RAITHBY, G. D; CHUI, E. H. (1990): A Finite-Volume Method for Predicting a Radiant Heat Transfer in Enclosures with Participating Media. In: JOURNAL HEAT TRANSFER (1990), Nr. 112, S. 415-423.
- RICHARD, Nadège; THUNMAN, Henrik (2002): General equations for Biomass properties. Chalmers University of Technology, Gothenburg 2002.  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 17:30 Uhr unter:  
[http://www.unece.lsu.edu/biofuels/documents/2003-2006/bf03\\_011.pdf](http://www.unece.lsu.edu/biofuels/documents/2003-2006/bf03_011.pdf)

- WITTEL, Herbert; MUHS, Dieter; JANNASCH, Dieter; VOßIEK, Joachim (2015): Roloff / Matek Maschinenelemente. 22., überarbeitete und erweiterte Auflage. SPRINGER Fachmedien Wiesbaden, 2015.  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-658-09082-1>
- RÜCKERT, Frank Ulrich (2005): Simulation von Festbettreaktoren zur technischen Verbrennung mit der Euler/Euler-Methode. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, Dezember 2005.
- RÜDIGER, Helmut (1997): Pyrolyse von festen biogenen und fossilen Brennstoffen zur Erzeugung eines Zusatzbrennstoffes für Feuerungsanlagen. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Fakultät Energie- Verfahrens- und Biotechnik 1997. Shaker Verlag, ISBN 3-8265-2584-1.
- SCHÄFER, Christian (2012): Messgenauigkeit bei der Ermittlung der Staubkonzentration im Abgas von Kleinfeuerungsanlagen für feste Brennstoffe. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, Januar 2012.
- SCHARLER, Robert; OBERNBERGER, Ingwald; LÄNGLE, Günter, HEINZLE, Josef (2000): CFD ANALYSIS OF FAIR STAGING AND FLUE GAS RECIRCULATION IN BIOMASS GRATE FURNACES. In: Proceedings of the 1<sup>st</sup> World Conference on Biomass für Energy and Industry Vol. II, Page 1935-1939, June 2000, Sevilla, Spain; ISBN: 1-902916-15-8; 2000
- SCHARLER, Robert, FLECKL, Thomas; OBERNBERGER, Ingwald (2001.09): Modifikation der Magnussen-Parameter des Eddy Dissipation Models für Biomasse-Rostfeuerungen mittels Heißgas-in-situ Absorptionsspektroskopie. In: VDI-Berichte 1629, Tagungsband 20. Deutscher Flammentag, 4. und 5. September 2001, Essen; Seiten: 509-514; ISBN: 318091629X; 2001
- SCHARLER, Robert (2001.11): Entwicklung und Optimierung von Biomasse Rostfeuerungen durch CFD Analyse. Dissertation, TECHNISCHE UNIVERSITÄT GRAZ, November 2001.
- SCHARLER, Robert; OBERNBERGER, Ingwald (2004a): Deriving guidelines for the design of biomass grate furnaces with CFD analysis – a new Multifuel-Low-NO<sub>x</sub> furnace as example. Institute for Resource Efficient and Sustainable Systems, Graz 2004, Austria  
Zuletzt aufgerufen am 11. Mai 2018 um 11:40 Uhr unter:  
<http://www.bios-bioenergy.at/uploads/media/Paper-Scharler-FurnaceDesign-InfubEstoril-2002-09-20.pdf>
- SCHARLER, Robert; WIDMANN, Emil; OBERNBERGER, Ingwald (2004b): CFD modelling of NO<sub>x</sub> formation in biomass grate furnaces with detailed chemistry. In: Proceedings of the 6<sup>th</sup> International Conference „SCIENCE IN THERMAL AND CHEMICAL BIOMASS CONVERSION“, Victoria, Vancouver Island. BC, Canada 30 August to 2. Sept. 2004  
Zuletzt aufgerufen am 11. Mai 2018 um 11:25 Uhr unter:  
[https://www.researchgate.net/publication/228814917\\_CFD\\_modelling\\_of\\_NOx\\_formation\\_in\\_biomass\\_grate\\_furnaces\\_with\\_detailed\\_chemistry](https://www.researchgate.net/publication/228814917_CFD_modelling_of_NOx_formation_in_biomass_grate_furnaces_with_detailed_chemistry)

- Scharler, Robert; OBERNBERGER, INGWALD; Weissinger, Alexander; SCHMIDT, Wilhelm (2005): CFD-gestützte Entwicklung von Biomassefeuerungen in kleinen Leistungsbereich. In: BWK Band 57, Nr. 7/8, SPRINGER-VDI-VERLAG 2005.  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 16:55 Uhr unter:  
<http://bios-bioenergy.at/uploads/media/Paper-Scharler-CFDKleinf Feuerungen-BWK-2005-10-13.pdf>
- SCHARLER, Robert; BENSCH, Claudia; NEUDECK, Andreas; OBERNBERGER, Ingwald (2009): CFD based design and optimisation of wood log fired stoves. In: 17<sup>th</sup> European Biomass Conference and Exhibition, From Research to Industry and Markets. 29 June – 03 July 2009, Hamburg, Germany.  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 16:45 Uhr unter:  
<http://bios-bioenergy.at/uploads/media/Paper-Scharler-CFD-based-design-and-optimisation-of-wood-log-fired-stoves-2009-06.pdf>
- Scharler, Robert; BENSCH, Claudia; OBERNBERGER, Ingwald (2011): CFD-Simulation als innovatives Werkzeug für die Entwicklung und Optimierung von Biomasse-Kleinf Feuerungsanlagen und Kaminöfen. In: Tagungsband der Mitteleuropäischen Biomassekonferenz. Januar 2011, Graz, Österreich.  
Zuletzt aufgerufen am 27. Januar 2017 um 16:50 Uhr unter:  
<http://www.bios-bioenergy.at/uploads/media/Paper-Scharler-CFD-Simulationen-als-innovatives-Werkzeug-fuer-die-Entwicklung-und-Optimierung-von-Biomasse-Kleinf Feuerungsanlagen-und-Kaminoefen-2011-01.pdf>
- SCHNEIDER, Johannes; DREWNICK, Frank (2006): Aerosolmassenspektrometrie – Messung verkehrsbedingter Partikelemissionen. Forschungsbericht 2006 – MAX-PLANK-INSTITUT FÜR CHEMIE (MPI), Mainz.  
Zuletzt aufgerufen am 01. Februar 2016 um 3:40 Uhr unter:  
<https://www.mpg.de/459969/forschungsSchwerpunkt1>
- Schnell, U. ; Schneider, R. ; Magel, H.-C. ; Risio, B. ; Lepper, J. ; Hein, K. R. G. (1995): Numerical Simulation of Advanced Coal-Fired Combustion Systems with In Furnace NOx Control Technologies. In: 3rd Internat. Conference Technologies for a Clean Environment. July 3-6, Lisbon (Portugal), 1995
- SCHÜTZ, David (2012): Numerische Simulation und messtechnische Evaluierung der Schadstoffemissionen aus Stückholzfeuerungen. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik, Februar 2012.
- SCHWABAUER, Andreas; MANCINI, Marco; WEBER, Roman (2017): Modellierung eines Wanderbett-Gegenstromvergasers. In: VDI-Berichte 2302, Tagungsband 28. Deutscher Flammentag, 6. und 7. September 2017, Darmstadt; Seiten: 493 - 505; ISBN: 978-3-18-092302-4; 2017

- SCHWARZE, Rüdiger (2013): CFD-Modellierung: Grundlagen und Anwendungen bei Strömungsprozessen. Berlin Heidelberg, SPRINGER-VERLAG 2013.  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-642-24378-3>
- SEIFERT, Helmut; MERZ, Daniela (2003): Primärseitige Stickoxidminderung als Beispiel für die Optimierung des Verbrennungsvorgangs in Abfallverbrennungsanlagen. Abschlussbericht des HGF-Strategiefonds-Projektes. Forschungszentrum Karlsruhe in der Helmholtz-Gemeinschaft. FORSCHUNGSZENTRUM KARLSRUHE GMBH, Karlsruhe 2003
- SELJESKOG, Morten (2014): Batch combustion of logs in wood stoves – Transient fuel models and modelling of the fuel decomposition and products composition as input to CFD gas phase calculation. In: Conference Proceedings, Computational Fluid Dynamics (CFD) and biomass thermochemical Conversion, Sept. 2014, Leipzig, Page 39 – 44.
- SÉNÉCHAL, Ulf (2013): Holzverbrennung in Kaminöfen mit Keramikfilter – experimentelle Untersuchungen und mathematische Modellierung. Dissertation, TECHNISCHE UNIVERSITÄT DRESDEN, Dezember 2013.
- SHIEHNEJADHESAR, Ali; MEHRABIAN, Ramin; SCHARLER, Robert; OBERNBERGER, Ingwald (2014): Development of a gas phase combustion model suitable for low and high turbulence conditions. In: Fuel, Volume 126, Seite 177 – 187, Feb. 2014  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.02.040>
- SHIEHNEJADHESAR, Ali; SCHARLER, Robert; MEHRABIAN, Ramin; OBERNBERGER, Ingwald (2015): Development and validation of CFD models for gas phase reactions in biomass grate furnaces considering gas streak formation above the packed bed. In: Fuel Processing Technology, Volume 139, Seite 142 – 158, Juli 2015  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.07.029>
- SMITH, T.F.; Shen, Z.F.; Firedman, J (1982): Evaluation of Coefficients of the Weighted Sum of Gray Gases Model. In: Journal Heat Transfer, Volume 104, 1982, Pages 602–608.
- SPALDING, D. Brian (1977): Development of the eddy-break-up model of turbulent combustion. In: Symposium (International) on Combustion Volume 16, Issue 1, Seite 1657 – 1663, 1977  
[https://doi.org/10.1016/S0082-0784\(77\)80444-X](https://doi.org/10.1016/S0082-0784(77)80444-X)
- STRÖHLE, J. (2004): Spectral Modelling of Radiative Heat Transfer in Industrial Furnaces. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Fakultät Energie- Verfahrens- und Biotechnik 2004. Shaker Verlag, ISBN 3-8322-2492-0.
- STRÖM, Henrik; THUNMAN, Henrik (2013.10): CFD simulations of biofuel bed conversion: A submodel for the drying and devolatilization of thermally thick wood particles. In: COMBUSTION AND FLAME, Volume 106, Okt. 2013, Pages 417 - 431.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.jeng.2015.01.293>

STRÖM, Henrik; THUNMAN, Henrik (2013.12): A computationally efficient particle submodel for CFD-simulations of fixed-bed conversion. In: APPLIED ENERGY, Volume 112, Dez. 2013, Pages 808 - 817.

<http://dx.doi.org/10.1016/j.jeng.2015.01.293>

STRÖM, Henrik; SASIC, Srdjan; THUNMAN, Henrik (2015): Challenges and Opportunities in the Eulerian Approach to Numerical Simulations of Fixed-bed Combustion of Biomass. In: PROEDIA ENGINEERING - New Paradigm of Particle Science and Technology Proceedings of The 7th World Congress on Particle Technology. Volume 102, 2015, Pages 1573 – 1582.

<http://dx.doi.org/10.1016/j.proeng.2015.01.293>

STRUSCHKA, Michael (1993): Holzverbrennung in Feuerungsanlagen. Grundlagen – Emissionen – Entwicklung schadstoffarmer Kachelöfen. Fortschrittsberichte VDI:15; 108, VDI-VERLAG 1993.

STRUSCHKA, Michael, JUSCHKA, Winfried, DIEZ, Kathrin (2013.04): Entwicklung von emissionsarmen häuslichen Feuerstätten für feste Brennstoffe. Verbundprojekt FKZ 03KB55B. Gefördert vom Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages, UNIVERSITÄT STUTTGART (IFK) April 2013.

Zuletzt aufgerufen am 19. Mai 2011 um 18:45 Uhr unter:

[http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk-hki\\_endbericht\\_entwicklung\\_hausbrandfeuerstaetten\\_bmu\\_fkz\\_03kb055ab\\_2013.pdf](http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk-hki_endbericht_entwicklung_hausbrandfeuerstaetten_bmu_fkz_03kb055ab_2013.pdf)

STRUSCHKA, Michael; WINTER, Patricia (2013.11): Geruchsbelästigungen durch Holzfeuerungen. Teilprojekt: Feuerungsversuche. UNIVERSITÄT STUTTGART (IFK) November 2013.

Zuletzt aufgerufen am 2. Okt. 2013 um 7:50 Uhr unter:

[http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk\\_bericht\\_geruchsbelaestigungen\\_durch\\_holzfeuerungen\\_2013.pdf](http://www.ifk.uni-stuttgart.de/forschung/rdl/pdf-Dateien/ifk_bericht_geruchsbelaestigungen_durch_holzfeuerungen_2013.pdf)

STRUSCHKA, Michael; JUSCHKA, Winfried (2015): Einzelfeuerstätte, Strömungssimulation und Strömungsvisualisierung. In K&L MAGAZIN, Heft 01/2015, Seite(n): 28-37, ALFONS W. GENTNER VERLAG GmbH & Co. KG und STROBEL VERLAG GmbH & Co. KG 2015. Zuletzt aufgerufen am 28. Sept. 2017 um 12:00 Uhr unter:

<http://www.kl-magazin.de/heftarchiv/heft-01-2015.html>

STUBENBERGER, Gerhard; SCHARLER, Robert; ZAHIROVIĆ, Selma; OBERNBERGER, Ingwald (2008): Experimental investigation of nitrogen species release from different solid biomass fuels as a basis for release models. In: Fuel, No. 87, 2008, Page 793 – 806

<https://doi.org/10.16/j.fuel.2007.05.034>



- STUBENBERGER, Gerhard; SCHARLER, Robert; ZAHIROVIĆ, Selma; OBERNBERGER, Ingwald (2008): Experimental investigation of nitrogen species release from different solid biomass fuels as a basis for release models. In: Fuel, No. 87, 2008, Page 793 – 806  
<https://doi.org/10.16/j.fuel.2007.05.034>
- SUREK, Dominik; STEMPIN, Silke (2007): Angewandte Strömungsmechanik für Praxis und Studium. VIEWEG+TEUBNER VERLAG 2007.  
<http://dx.doi.org/10.1007/978-3-8351-9094-8>
- THUNMAN, H.; NIKLASSON, F.; JOHANSSON, F.; LECKNER, B. (2001): Composition of Volatile Gases and Thermochemical Properties of Wood for Modeling of Fixed or Fluidized Beds. In: Ener.07gy & Fuels (2001), Nr. 15, S. 1488-1497.
- TOPF, Peter (1971): Die thermische Zersetzung von Holz bei Temperaturen bis 180°C – Erste Mitteilung: Stand der Forschung. Holz als Roh- und Werkstoff, Band 29, Ausgabe 7, Seite 269-275, SPRINGER-VERLAG, Juli 1971  
<http://dx.doi.org/10.1007/BF02619207>
- TOPF, Peter(1971.08): Die thermische Zersetzung von Holz bei Temperaturen bis 180°C – Zweite Mitteilung: Versuche zur Frage der Selbstentzündung, des Gewichtsverlustes, des Brennwertes und der Elementaranalysen. Holz als Roh- und Werkstoff, Band 29, Ausgabe 8, Seite 295-300, SPRINGER-VERLAG, August 1971  
<http://dx.doi.org/10.1007/BF02617468>
- UMWELTBUNDESAMT  
(UBA 2015.02): Luftqualität 2014 - Stickstoffdioxid wird Schadstoff Nummer eins. Presseinfo Nr. 5 vom 09.02.2015. Pressemitteilung des UMWELTBUNDESAMTES, Dessau-Roßlau 09.02.2015.  
Zuletzt aufgerufen am 08. Dezember 2016 um 11:00 Uhr unter:  
<https://www.umweltbundesamt.de/presse/presseinformationen/luftqualitaet-2014-stickstoffdioxid-wird-schadstoff>
- (UBA 2015.06): Kleine und mittlere Feuerungsanlagen.  
Zuletzt aufgerufen am 03. Juni 2015 um 5:00 Uhr unter:  
<http://www.umweltbundesamt.de/themen/wirtschaft-konsum/industrieverbände/feuerungsanlagen/kleine-mittlere-feuerungsanlagen>
- (UBA 2015.08). Daten zur Umwelt 2015 – Umwelttrends in Deutschland. Broschüre des UMWELTBUNDESAMTES, Dessau-Roßlau August 2015.  
Zuletzt aufgerufen am 20. Mai 2017 um 13:10 Uhr unter:  
<https://www.umweltbundesamt.de/publikationen/daten-zur-umwelt-2015>
- UNTERBERGER, Sven (2005): In-Furnace Measurements and Mathematical Modelling Studies for the Optimisation of Small-Scale Wood Combustion Systems. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, November 2005

- UNTERBERGER, S.; BERGER, R.; MAIER, H.; HEIN, K.R.G; NORIN, B.; GAEGAUF, C.; STRUSCHKA, M.; HYYTIÄINEN, H. (1998): Development of newly designed wood burning systems with low emissions and high efficiency. Research funded in part by THE EUROPEAN COMMISSION – Contract JOR3-CT95-0056, Dez. 1998  
Zuletzt aufgerufen am 3. Juni 2015 um 11:30 Uhr unter:  
[https://cordis.europa.eu/docs/publications/4772/47728871-6\\_en.pdf](https://cordis.europa.eu/docs/publications/4772/47728871-6_en.pdf)
- VDI 2066 BLATT 1: Messen von Partikeln. Staubmessungen in strömenden Gasen. Gravimetrische Bestimmung der Staubbeladung. VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE E.V., Düsseldorf 2006
- WEINER, Anita M.; HARRIS, Stephen J. (1989): Optical detection of large soot precursors. In: COMBUSTION AND FLAME, Volume 77, Issue 3, 1989, Pages 261-266, ISSN 0010-2180.  
[http://dx.doi.org/10.1016/0010-2180\(89\)90133-8](http://dx.doi.org/10.1016/0010-2180(89)90133-8)
- WESTBROOK, Charles K.; DRYER, Frederick L. (1981): Simplified Reaction Mechanisms for the Oxidation of Hydrocarbon Fuels in Flames. In: COMBUSTION SCIENCE AND TECHNOLOGY Volume 27, Issue 1 2, Dezember 1981, Pages 31-43.  
<http://dx.doi.org/10.1080/00102208108946970>
- WESTBROOK, Charles K.; DRYER, Frederick L. (1984): Chemical kinetic modelling of hydrocarbon combustion. In: PROGRESS IN ENERGY AND COMBUSTION SCIENCE Volume 10, Issue 1, 1984, Pages 1-57.  
[http://dx.doi.org/10.1016/0360-1285\(84\)90118-7](http://dx.doi.org/10.1016/0360-1285(84)90118-7)
- WIDMANN, Emil; SCHARLER, Robert; STUBENBERGER, Gerhard; OBERNBERGER, Ingwald (2004): Release of NO<sub>x</sub> Precursors from biomass fuel beds and application for CFD-Based NO<sub>x</sub> Postprocessing with detailed chemistry. In: Proceedings of the 2<sup>nd</sup> World Conference and Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection 10-14 May 2004, Rome, Italy  
Zuletzt aufgerufen am 11. Mai 2018 um 11:25 Uhr unter:  
<http://www.bios-bioenergy.at/uploads/media/Paper-Widmann-NOx-Formation-Rome-2004-05-10.pdf>
- WILCOX, David C. (1988): Reassessment of the scale-determining equation for advanced turbulence models. In: AIAA JOURNAL, Vol. 26, No. 11 (1988), pp. 1299-1310.  
<https://doi.org/10.2514/3.10041>
- WURZENBERGER, Johann C.; WALLNER, Susanne; RAUPENSTRAUCH, Harald; KHINAST, Johannes G. (2002): Thermal Conversion of Biomass: Comprehensive Reactor and Particle Modeling. In: AiChE Journal Vol. 48, No, 10, Oktober 2002.



- Yang, Yao Bin; Newman, Robert; Sharifi, Vida; Swithenbank, Jim; Ariss, John (2007): Mathematical modelling of straw combustion in a 38 MWe power plant furnace and effect of operating conditions. In: Fuel Volume 86, Issues 1 – 2; Januar 2007, Seite 129 – 142  
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.06.023>
- YIN, Chungun; ROSENDAHL, Lasse; KÆR, Søren K.; CLAUSEN, Sønnik; HVID, Søren L.; HILLE, Torben (2008): Mathematical Modeling and Experimental Study of Biomass Combustion in a Thermal 108 MW Grate-Fired Boiler. In: Energy & Fuels Volume 22, Januar 2008, Seite 1380 – 1390  
<https://doi.org/10.1021/ef700689r>
- ZAHIROVIĆ, Selma; SCHARLER, Robert; OBERNBERGER, Ingwald (2004): Advanced CFD modelling of pulverised biomass combustion. Institute for Ressource Efficient and Sustainable Systems, Graz 2004, Austria  
Zuletzt aufgerufen am 11. Mai 2018 um 11:35 Uhr unter:  
<http://www.bios-bioenergy.at/uploads/media/Paper-Zahirovic-CFDPulvBiomassComb-Vancouver-2004-09-10.pdf>
- ZAHIROVIĆ, Selma; SCHARLER, Robert; KILPINEN, Pia; OBERNBERGER, Ingwald (2011.01): A kinetic study on the potential of a hybrid reaction mechanism for prediction of NO<sub>x</sub> formation in biomass grate furnaces. In: Combustion theory and modelling, Volume 15, No. 5, Januar 2011, Page 645 – 670  
<https://doi.org/10.1080/13647830.2011.557441>
- ZAHIROVIĆ, Selma; SCHARLER, Robert; KILPINEN, Pia; OBERNBERGER, Ingwald (2011.06): Validation of flow simulation and gas combustion sub-models for the CFD-based prediction of NO<sub>x</sub> formation in biomass grate furnaces. In: Combustion theory and modelling, Volume 15, No. 1, Juni 2011, Page 61 – 87  
<https://doi.org/10.1080/13647830.2010.524312>
- ZUBERBÜHLER, Ulrich (2002): Maßnahmen zur feuerungsseitigen Emissionsminderung bei Holzverbrennung in gewerblichen Feuerungsanlagen. Dissertation, UNIVERSITÄT STUTTGART, Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, Juni 2002