

Universität Stuttgart



FLOX®-Brenner für die Energietechnik

e-flox GmbH Renningen

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

# **FLOX-Schwachgasbrenner für niederkalorische Restgase aus Deponien**

## **Kurztitel: FLOX-FLARE**

Abschlussbericht über ein Entwicklungsprojekt,  
gefördert unter dem FKZ 25491-24/0 von der  
Deutschen Bundesstiftung Umwelt

von

**Dr.-Ing. Roland Berger & Dipl.-Ing. Mariusz Zieba**

**Juli 2010**

**Projektkennblatt**  
der  
**Deutschen Bundesstiftung Umwelt**



Az	<b>25491</b>	Referat	<b>24</b>	Fördersumme	<b>106.000,00</b>
<b>Antragstitel</b>	<b>Untersuchung und Weiterentwicklung eines FLOX-Schwachgasbrenners für niederkalorische Restgase aus Deponien</b>				
<b>Stichworte</b>	Verbrennung, Schwachgas, Deponiegas, FLOX				
Laufzeit	Projektbeginn	Projektende	Projektphase(n)		
<b>24 Monate</b>	<b>26.10.2007</b>	<b>25.10.2009</b>	<b>1</b>		
Zwischenberichte					
<b>Bewilligungsempfänger</b>	e-flox GmbH Dornierstr. 14 71272 Renningen			Tel	07159 - 930895
				Fax	07159 - 930896
				Projektleitung	Dr. Roland Berger
			Bearbeiter	Dr. Roland Berger	
<b>Kooperationspartner</b>	Universität Stuttgart Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik Pfaffenwaldring 23 70569 Stuttgart				

### **Zielsetzung und Anlass des Vorhabens**

Methan ist ein starkes Treibhausgas, sein Erwärmungspotential ist 20 mal stärker als das von CO<sub>2</sub>. Aus diesem Grund ist es wichtig Methanemissionen in die Umgebung zu vermeiden. Bei vielen Emissionsquellen sind die CH<sub>4</sub> Konzentrationen aber so niedrig, dass sie mit konventionellen Techniken nicht mehr genutzt werden können. Ein wichtiges Beispiel sind Mülldeponien, die seit dem Ende der Müllablagerung Deponiegase mit sinkenden Methangehalten produzieren. Vergleichbare Gase findet man aber auch als Grubengas oder bei der Aufbereitung von Biogas als Restgas. Für solche Anwendungen soll ein dezentrales FLOX-Brennersystem entwickelt werden, das durch eine intelligente Nutzung der Abgaswärme möglichst energieautark das CH<sub>4</sub> oxidiert. Die prinzipielle Eignung des FLOX-Brenners wurde in einem Europäischen Forschungsprojekt nachgewiesen, nunmehr soll eine Versuchsanlage aufgebaut werden mit der Messungen durchgeführt werden die zur Entwicklung und Validierung eines Simulationscodes durch die am IFK entwickelte Software AIOLOS genutzt werden. Damit soll das Verständnis für die ablaufenden Prozesse verbessert und ein up- und downscaling für Schwachgasbrenner möglich werden.

### **Darstellung der Arbeitsschritte und der angewandten Methoden**

Kern des Lösungsansatzes sind die eng miteinander verzahnten Arbeitspakete 2 und 3, bei denen durch einen integrierten numerischen und experimentellen Ansatz die notwendigen Informationen für Entwicklung, Auslegung, up- und downscaling sowie den Betrieb von Schwachgasfackelsystemen generiert werden. In AP1 wird die erforderliche Versuchsanlage konstruiert und aufgebaut. In AP4 werden dann die Erkenntnisse aus der vorausgegangenen Entwicklungsarbeit im Feldversuch angewendet. Zusätzlich zu der damit erfolgten Demonstration der Machbarkeit des Konzepts werden dabei nochmals Validierungsdaten für die Weiterentwicklung des numerischen Modells entwickelt.

AP1 und 4 beziehen sich also konkret auf eine Prototyp-Anlage für ein FLOX-Fackelsystem und sind somit der vor-wettbewerblichen Forschung zuzuordnen, während AP2 und AP3 generell nutzbare Ergebnisse erbringen und somit dem Bereich der industriellen Forschung zuzuordnen sind. Die experimentellen Arbeiten werden von der Firma e-flox GmbH durchgeführt während die numerischen Arbeiten vom IVD an der Universität Stuttgart beigesteuert werden.

### **Ergebnisse und Diskussion**

Die Ergebnisse zeigen, dass der neu entwickelte Combustor-Brenner in der Lage ist, Schwachgase mit einer hohen Reaktionsdichte, also in einem kleinen Reaktionsraum, sauber umzusetzen. Als wesentliches Auslegungskriterium hat sich hierbei das Verhältnis der Querschnittsflächen von Rückströmzone und äußerem Ringraum, außerhalb des Flammrohrs, respektive das Impulsverhältnis in diesen beiden Querschnitten, herausgestellt. Bei der eingesetzten Versuchsanlage waren die Ergebnisse beim größeren Flammrohr wesentlich besser als beim kleineren. Ein noch größeres Flammrohr konnte wegen der gegebenen Restriktionen nicht verwendet werden. Die Simulation zeigt aber, dass hier noch weitere Verbesserungen zu erwarten sind, wenn der Durchmesser weiter vergrößert wird. Deshalb soll die Konstruktion in Zukunft entsprechend angepasst werden.

Weiterhin hat sich gezeigt, dass die eingesetzte Brenngasmenge ebenfalls einen Einfluss auf die Rezirkulationsraten und damit auch, wenn auch weniger ausgeprägt, einen Einfluss auf den Reaktionsverlauf hat. Zwar erhöht sich die Rezirkulationsmenge etwas, die Position der Reaktionszone ändert sich aber kaum.

Erwartungsgemäß hat die Temperatur in der Brennkammer, bzw. die Sollwerttemperatur die vom Anlagenregler eingestellt wird, einen deutlichen Einfluss auf die Reaktionsqualität. Der qualitative Verlauf der Reaktortemperatur ändert sich zwar kaum, für geringe Emissionen ist aber eine Mindesttemperatur von 900°C erforderlich und ab 1000°C ist die Reaktion bereits sehr früh abgeschlossen.

### **Öffentlichkeitsarbeit und Präsentation**

Nach Abschluss der Arbeiten ist nun geplant, die Ergebnisse bei folgenden Konferenzen bzw. Tagungen zu präsentieren:

1. 8 HITACG Symposium 2010 in Posen (Abstract wurde eingereicht): Die Tagung beschäftigt sich mit der flammlosen Verbrennung im allgemeinen.
2. Bio- und Deponiegasfachtagung des DAS-IB: Die regelmäßige Veranstaltung wendet sich an Betreiber von Biogasanlagen und Deponien sowie an Anlagenproduzenten.

Des Weiteren soll das Ergebnis in einer einschlägigen Fachzeitschrift publiziert werden. Hierbei ist an die VDI/Springer Publikation Umwelt-Magazin gedacht, da sich dieses speziell an kommunale Entscheidungsträger richtet für die Deponiegasverwertungstechniken von Interesse sind. Eine Publikation in der Zeitschrift Müll und Abfall (Messeausgabe zur IFAT) wird ebenfalls realisiert.

### **Fazit**

Die Zusammenarbeit zwischen der Firma e-flox GmbH und der Universität Stuttgart hat sich sehr bewährt. Mit Hilfe der Simulationsergebnisse konnten die zunächst heterogenen Versuchsergebnisse in einen logischen Kontext gebracht werden, der das Prozessverständnis deutlich vertiefte. So wurden wichtige Erkenntnisse gewonnen, die bei der Weiterentwicklung eingesetzt werden können.

Das Fackelsystem so wie es hier untersucht wurde hat gezeigt, dass es die Erwartungen hinsichtlich robuster Oxidation bei geringen Methangehalten erfüllen kann. Damit steht eine Technik bereit, die in Zukunft bei alternden Deponien eingesetzt werden kann. Allerdings ist die Technik im Moment noch nicht kommerziell einsetzbar. Bei der Simulation und im Experiment hat sich gezeigt, dass die Stabilität des Oxidationsprozesses noch nicht ausreichend ist, um den in der Praxis zu erwartenden stark schwankenden Gasmengen und Gaszusammensetzungen robust gewachsen zu sein. Deshalb soll die Weiterentwicklung sich darauf konzentrieren die Rezirkulationsraten nochmals deutlich zu erhöhen.

# Inhaltsverzeichnis

1 Zusammenfassung.....	1
2 Einleitung.....	3
2.1 Motivation und Zielsetzung.....	3
2.2 Flammlose Oxidation (FLOX) und deren Potential zur Nutzung niederkalorischer Gase.....	3
3 Versuchseinrichtungen, Modellierungstools und experimentelle Vorgehensweise.....	4
3.1 Beschreibung der eingesetzten Modelle.....	4
3.1.1 Simulationssoftware „AIOLOS“ .....	4
3.1.2 Dreidimensionales Modell des Brenners – Gittergenerierung.....	4
3.1.3 Vereinfachtes Impulsmodell .....	5
3.2 Beschreibung der Versuchseinrichtung.....	7
3.2.1 Beschreibung der Feuerungsanlage und deren Funktion.....	8
3.2.2 Eingesetzte Messtechnik und Datenerfassung.....	9
3.3 Regelung der Schwachgasverbrennungsanlage.....	10
3.4 Experimentelle Vorgehensweise.....	11
3.4.1 Auswertung eines Versuchs.....	11
3.4.2 Übersicht über die durchgeführten Versuche.....	12
4 Ergebnisse der Untersuchungen .....	13
4.1 Ergebnisse der modelltechnischen Untersuchungen.....	13
4.2 Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen.....	16
4.2.1 CH <sub>4</sub> -Betriebsfenster der Schwachgasverbrennung.....	16
4.2.2 Temperaturprofile im Brennraum.....	17
4.2.3 Gas-Konzentrationen im Brennraum.....	18
4.2.4 Einfluss der Sollwert-Temperatur auf den Reaktionsverlauf.....	19
4.2.5 Einfluss des Flammrohr-Durchmesser auf den Reaktionsverlauf.....	20
4.2.6 Einfluss der Schwachgasmenge auf den Reaktionsverlauf.....	21
4.3 Vergleich der Ergebnisse aus Modell und Experiment.....	22
5 Bewertung der Vorhabensergebnisse.....	23
6 Verbreitung der Vorhabensergebnisse.....	23
7 Fazit.....	24

## 1 Zusammenfassung

Ziel des Vorhabens war die Entwicklung eines Feuerungssystems für extrem niederkalorische Gase auf Basis des FLOX-Combustor Brenners. Das Feuerungssystem sollte in der Lage sein Deponiegase in einem Methan-Konzentrationsbereich von 5-15 Vol% ohne Zugabe von Zusatzbrennstoff sicher und vollständig zu oxidieren.

Hierfür wurde ein neuartiges Feuerungssystem mit integriertem Schwachgas- und Luft-Vorwärmer entwickelt und gebaut. Das Feuerungssystem wurde im e-flox Technikum aufgebaut und in Betrieb genommen. Bei der Inbetriebnahme musste zuerst ein Problem mit dem Startbrenner gelöst werden. Dieser kommerzielle Brenner konnte, eingebaut in die FLOX-Fackel, nicht stabil betrieben werden. Auch verschiedene Modifikationen an der Einbausituation und der Brennereinstellung lösten das Problem nicht. Erst nach Umstellung auf einen alternativen unterstöchiometrischen Startbrenner war ein stabiler Betrieb möglich. Die erforderliche Luft wurde durch eine zusätzliche Spülluft bereitgestellt. Nach erfolgreicher Inbetriebnahme wurde noch auf Basis der eingesetzten Steuerungssoftware ein Fuzzy-Regler implementiert, mit dem es dann möglich war die Anlage stationär zu betreiben.

Zeitgleich wurden an der Universität Stuttgart Modellrechnungen durchgeführt, um die Methanoxidation in der Brennkammer beschreiben zu können. Dabei traten ebenfalls Probleme auf, vor allem bei dem Versuch eine vollständig gekoppelte Simulation von Gasströmung und Reaktion durchzuführen. In der Modellierung war die Rezirkulation in der Brennkammer meist zu gering, um eine stabile Oxidation sicherzustellen. Aus diesem Grund wurde die Modellierung auf strömungsdynamische Ansätze eingeschränkt, um den Einfluss konstruktiver (Abmessungen) und betrieblicher (Temperaturen, Volumenströme) Parameter auf die Rezirkulation qualitativ beschreiben zu können. Damit konnten einige konstruktive Ansätze verworfen und andere bestätigt werden. Die Ergebnisse flossen in die experimentellen Untersuchungen ein, um zum einen den Modellansatz zu validieren und mit der ermittelten optimierten Geometrie die Betriebsdaten im realen Betrieb zu ermitteln.

Bei den experimentellen Untersuchungen wurden Temperatur- und Gaskonzentrationsmessungen im Reaktor an 6 bzw. 4 Punkten durchgeführt, um die Position der Reaktionszone möglichst genau lokalisieren zu können. Die verwendete Mess- und Probenahmetechnik stellte einen Kompromiss zwischen Genauigkeit und Einsetzbarkeit bei den beengten lokalen Verhältnissen dar. Die ermittelten Ergebnisse sind deshalb nur bedingt quantitativ genau, für das Ziel der Arbeit (Entwicklung und Optimierung) aber zielführend. Folgende Größen wurden eingehend experimentell untersucht:

- Temperatur in der Brennkammer
- Gasdurchsatz durch die Feuerung
- Durchmesser des Flammrohrs.

Die wesentlichen Ergebnisse der Untersuchungen lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Das angestrebte Betriebsfenster von 5-15 Vol% CH<sub>4</sub> konnte annähernd erreicht werden, allerdings nur für das eingesetzte Erdgas/Luft Gemisch. Durch entsprechende Erhöhung der Wärmetauscherfläche ist dies aber auch für reales Deponiegas möglich. Allerdings soll das Betriebsfenster in Zukunft durch einen Heißgasbypass hin zu höheren CH<sub>4</sub>-Konzentrationen angepasst werden.
- Die Mindestbetriebstemperatur des Feuerungssystem bei der vorhandenen Geometrie sollte über 900°C liegen. Bei tieferen Temperaturen besteht die Gefahr, dass die Reaktion

nicht mehr vollständig abläuft.

- Höhere Gasdurchsätze führen zu höheren Geschwindigkeiten an den Brennerdüsen und somit zu erhöhter Rezirkulation, was den Umsatz auch bei niedrigeren Temperaturen verbessert.
- Ein größerer Durchmesser des Flammrohrs verbessert die Rezirkulation maßgeblich. Hier ist auch das größte Optimierungspotential für zukünftige Anlagen zu sehen, da bei der vorhandenen Geometrie das Flammrohr nur begrenzt größer gemacht werden konnte.

Mit der optimierten Anlage konnten CO-Emissionen unter der Nachweisgrenze ( $5 \text{ mg/m}^3$ ) und  $\text{NO}_x$  Emissionen  $< 30 \text{ mg/m}^3$  erzielt werden.

## 2 Einleitung

### 2.1 Motivation und Zielsetzung

Methan ist ein starkes Treibhausgas, sein Erwärmungspotential ist 20 mal stärker als das von  $\text{CO}_2$ . Aus diesem Grund ist es wichtig Methanemissionen in die Umgebung zu vermeiden. Bei vielen Emissionsquellen sind die  $\text{CH}_4$  Konzentrationen aber so niedrig, dass sie mit konventionellen Techniken nicht mehr genutzt werden können. Beispiele für solche Quellen sind ältere Deponien oder Kohlegruben, bei denen das Deponiegas nicht mehr zur Stromerzeugung genutzt oder abgefackelt werden kann. Aber auch im aktuell boomenden Biogasbereich tritt dieses Problem auf. Wenn das Biogas für eine Einspeisung ins Erdgasnetz aufbereitet werden soll, dann entstehen Restgase die immer noch geringe Methanmengen enthalten. Regenerative Thermische Nachverbrennungsanlagen wie sie zur Reinigung von Industrieabläufen bekannt sind, können zu ökonomisch vertretbaren Konditionen nur bei sehr großen Gasmengen eingesetzt werden.

Ziel des Vorhabens war es deshalb für solche Anwendungen ein dezentrales FLOX-Brennersystem zu entwickeln, das durch eine intelligente Nutzung der Abgaswärme möglichst energieautark das  $\text{CH}_4$  oxidiert und optional noch Nutzwärme produzieren soll. Die prinzipielle Eignung des FLOX Brenners war bereits im Rahmen eines Europäischen Forschungsprojekts [1] nachgewiesen worden. Im Rahmen dieses Projekts wurde nun eine Versuchsanlage aufgebaut, mit der Messungen durchgeführt werden können, die zur Entwicklung und Validierung eines Simulationscodes herangezogen wurden. Damit sollte das Verständnis für die ablaufenden Prozesse verbessert und ein up- und downscaling für Schwachgasbrenner möglich werden. Die Versuchsanlage wurde mit synthetischen Gasmischungen betrieben. Abschließend war ein Feldversuch geplant, um die Tauglichkeit der Anlage für reale Gase nachzuweisen. Dieser Feldversuch konnte leider nicht durchgeführt werden, da sich trotz grundsätzlich positiver Resonanz von Seiten der Deponiebetreiber in der zur Verfügung stehenden Zeit kein Standort für Versuche finden ließ.

### 2.2 Flammlose Oxidation (FLOX) und deren Potential zur Nutzung niederkalorischer Gase

Die FLOX-Technik wird seit Jahren erfolgreich zur Erzeugung von Prozesswärme mit dem Brennstoff Erdgas eingesetzt. Die Funktionsweise und die verschiedenen Ausführungsvarianten solcher Brenner sind in der Literatur ausführlich beschrieben [2, 3]. Der wesentliche Unterschied zu herkömmlichen Brennern ist, dass sich durch eine sehr starke interne Abgasrezirkulation und die dadurch bewirkte Vermischung keine Flamme mehr ausbildet. Wenn die Voraussetzung ausreichend hoher Temperaturen erfüllt ist ( $>800\text{ °C}$ ), findet die Oxidation des Brennstoffs im gesamten Brennraumvolumen und nicht mehr an der Flammengrenze statt. Dadurch stellen sich sehr homogene Temperaturen ein. Die Bildung thermischer Stickstoffoxide, die bei Diffusionsflammen vor allem an der Flammengrenze mit ihren hohen Spitzentemperaturen stattfindet, wird unterdrückt. Dies senkt nicht nur dramatisch die Stickstoffoxidemissionen, es ermöglicht im Umkehrschluss auch die Erhöhung der mittleren Brennraumtemperatur.

Neben den geringen Stickstoffoxidemissionen ist die Tatsache, dass bei der flammlosen Oxidation Schwankungen in der Brennstoffqualität nicht gleich zu Problemen mit der Flammenstabilität führen, ein wesentlicher Grund für die hier angegangene Entwicklung von FLOX-Brenner für Schwachgase.

### 3 Versuchseinrichtungen, Modellierungstools und experimentelle Vorgehensweise

#### 3.1 Beschreibung der eingesetzten Modelle

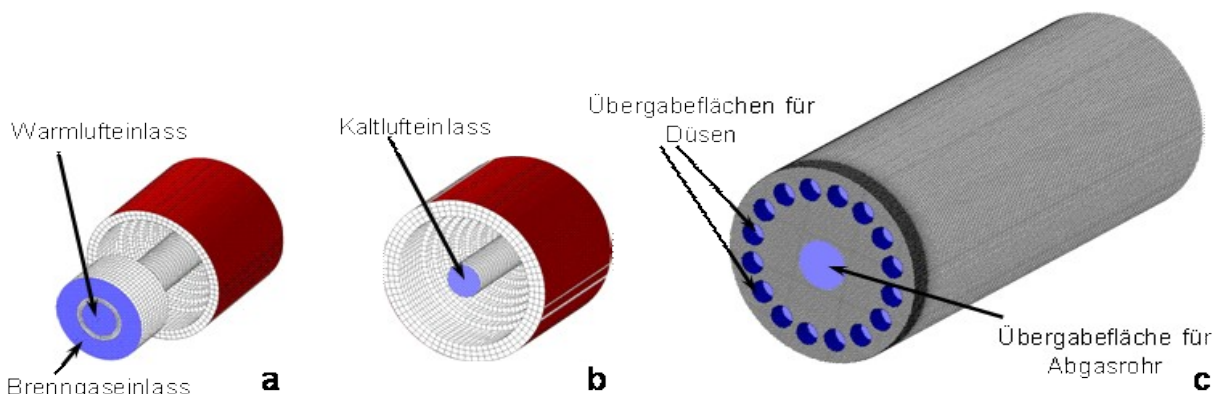
Im folgenden Kapitel wird die Simulationssoftware für die reaktive Strömungsmodellierung „AIOLOS“, die eingesetzten dreidimensionalen Modelle des in dem Projekt untersuchten Brenners und das vereinfachte Impulsmodell beschrieben.

##### 3.1.1 Simulationssoftware „AIOLOS“

Die Simulationsrechnungen wurden mit dem am IFK entwickelten 3D-CFD Programm AIOLOS durchgeführt. Mit Hilfe des Programms lassen sich turbulente reagierende Strömungen modellieren. Aus den Erhaltung- bzw. Transportgleichungen für Impuls, Masse, Spezieskonzentrationen und Enthalpie in stationärer Formulierung folgt ein System miteinander nichtlinear gekoppelten Differenzialgleichungen. Die Diskretisierung zur Lösung der Transportgleichungen erfolgt in AIOLOS mit einer konservativen Finite-Volumen-Methode auf kartesischen oder zylindrischen Gittern. Als Turbulenzmodell steht neben dem einfachen  $k, \epsilon$ -Modell auch ein höheres differenzielles Reynolds-Spannungsmodell zur Verfügung. Aus einem Satz zusätzlicher analytischer Gleichungen (z.B. ideales Gasgesetz) gehen Viskosität, Dichte und spezifische Wärmekapazität hervor. Die Gasverbrennung wird durch ein globales Reaktionsmodell mit drei Gasphasenreaktionen beschrieben. Für die an den betrachteten Reaktionen teilnehmenden Größen wird eine Transportgleichung gelöst. Der Quellterm berechnet sich dabei aus den Reaktionsraten der chemischen Reaktionen. Die Interaktion zwischen Turbulenz und Reaktionskinetik erfolgt mittels des Eddy-Dissipation-Konzepts. Zur Lösung der Strahlungstransportgleichung wird die Discrete-Ordinates-Methode herangezogen. Die in AIOLOS gewählte nicht-versetzte Gitteranordnung kann bei grober Gitterauflösung zu einer Entkopplung von Geschwindigkeit und Druck führen. Um Oszillationen der Lösung zu vermeiden, wird eine druckgewichtete Interpolationsmethode verwendet. Die Kopplung zwischen Geschwindigkeit und Druck wird über das Druckkorrekturverfahren SIMPLEC hergestellt. Für weiterführende Literatur wird auf [4] verwiesen.

##### 3.1.2 Dreidimensionales Modell des Brenners – Gittergenerierung

In der ersten Phase des Projekts wurde ein dreidimensionales Modell des Brenners entwickelt. Die ersten Auslegungsdaten des Brenners stammen von der Firma e-flox GmbH. Um die Brennergeoe-

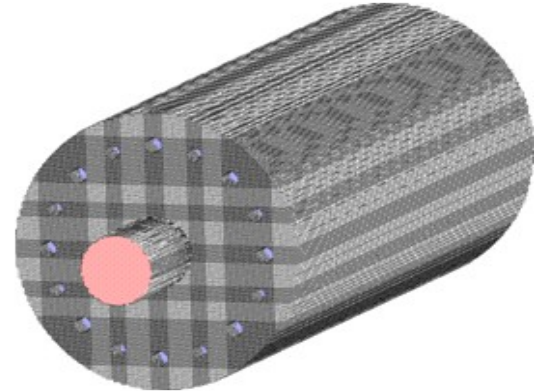


**Bild 3.1:** Verschiedene Gebiete des 3D-Modells: a - Brennstoff-Luftdüse, b – Luftdüse, c - Brennkammer



metrie vollständig abbilden zu können, wurde ein Modell (Gitter) kreiert, das aus über 2,5 Mio. Zellen zusammengesetzt worden ist. Darüber hinaus bestehen die Gitter aus mehreren Gebieten. Die verschiedenen Gebiete repräsentieren die Brennkammer, die Brennstoff-Luft- und Luftdüsen.

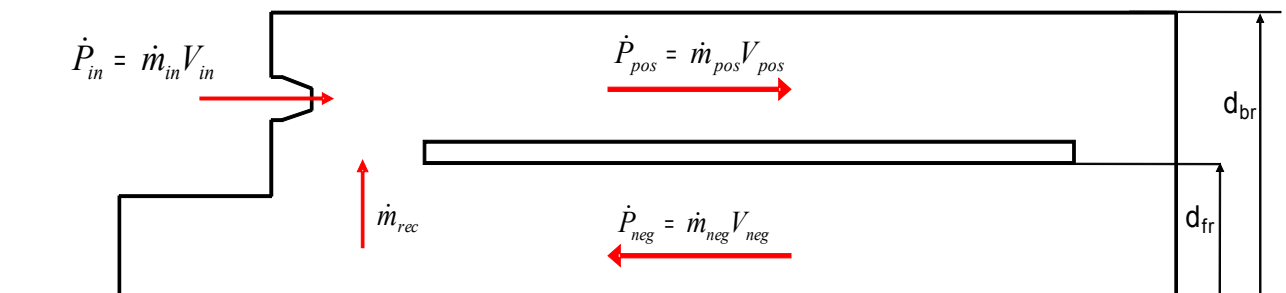
Bild 3.1 zeigt sowohl die Gitter der Brennstoff-Luft- und Luftdüsen als auch die Gitter der Brennkammer, die anschließend als ein gesamtes 3D-Modell des Brennersystems zusammen gekoppelt worden sind. Die Kopplung der Düsen (Bild 3.1a und b) wird über die Übergabeflächen, die auf dem Bild 3.1c zu sehen sind, hergestellt. Anhand dieses Modells sollten die Strömungsmechanik und die Verbrennungsvorgänge im Brenner modelltechnisch nachvollzogen werden. Im Laufe des Projekts hat sich jedoch ergeben, dass die Verbrennungsvorgänge in dem Brennraum nicht oder nur bedingt errechnet werden konnten. Wohl aber konnten die Strömungsverhältnisse nachvollzogen und insbesondere die Rezirkulationsrate der Abgase in Abhängigkeit vom Anlagendesign errechnet werden. Aus diesem Grund wurde das dreidimensionale Gitter im Laufe des Projekts vereinfacht und für den Zweck der Rezirkulationsratenoptimierung angepasst. Die Anzahl der Zellen wurde auf  $7 \cdot 10^5$  reduziert. Das Gitter wurde als Einzelgebietsmodell ausgeführt. Die Geometrie der Düsen wurde nur durch runde Öffnungen in der Brennkammer modelliert. Das vereinfachte Gitter ist in Bild 3.2 dargestellt.



**Bild 3.2:** Vereinfachtes kartesisches Gitter der Brennkammer

### 3.1.3 Vereinfachtes Impulsmodell

Neben den CFD-Modellen des Brenners wurde im Laufe des Projekts ein vereinfachtes Modell auf Basis einer Impulsbilanz entwickelt, mit dem auf einfache Art und Weise bei Veränderungen der Betriebsparameter der Einfluss auf die Rezirkulationsverhältnisse abgeschätzt werden kann. Bild 3.3 zeigt die schematische Darstellung des Querschnitts der Brennkammer.



**Bild 3.3:** Schematische Darstellung des Querschnitts der Brennkammer

In diesem Modell wurde angenommen, dass der gesamte verfügbare Impuls  $\bar{P}_{in}$ , der sich aus dem einströmenden Massenstrom der Luft und des Brennstoffs  $\dot{m}_{in}$  und der Eintrittsgeschwindigkeit  $V$  ergibt, in dem gesamten Brennraum erhalten bleibt. Der benötigte Impuls des zurückströmenden Abgases  $\bar{P}_{neg}$  in den inneren Teil des Flammrohrs lässt sich mittels folgender Formel berechnen:

$$\dot{P}_{neg} = \dot{m}_{neg} \frac{\dot{m}_{neg}}{\rho A_{fr}} = \frac{(\dot{m}_{neg})^2}{\rho A_{fr}} \quad (1)$$

wobei:

$\dot{m}_{neg}$  – Massenstrom der zurückströmenden Abgase in kg/s,

$\rho$  – Dichte des Gases in  $\text{kg/m}^3_N$ ,

$A_{fr}$  – innere Querschnittsfläche des Flammrohrs in  $\text{m}^2$ .

Der zurückströmende Massenstrom hängt von der Rezirkulationsrate ab. Die Rezirkulationsrate K ist definiert mittels folgender Formel:

$$K = \frac{\dot{m}_{rec}}{\dot{m}_{in}} = \frac{\dot{m}_{neg} - \dot{m}_{in}}{\dot{m}_{in}} \quad (2)$$

wobei:

$\dot{m}_{rec}$  – Massenstrom der rezirkulierten Gase in kg/s

$\dot{m}_{in}$  – Eintrittsmassenstrom in kg/s

$\dot{m}_{neg}$  – Massenstrom der zurückströmenden Abgas in kg/s

Aus den Formeln (1) und (2) ergibt sich nun der benötigte Impuls im Flammrohr als Funktion der Rezirkulationsrate K und des inneren Durchmessers des Flammrohrs  $d_{fr}$ :

$$\dot{P}_{neg} = \frac{(\dot{m}_{in}(K+1))^2}{\rho A_{fr}} = \frac{4(\dot{m}_{in}(K+1))^2}{\pi \rho d_{fr}^2} \quad (3)$$

Dieser theoretisch benötigte Impuls wächst mit der Rezirkulationsrate und verringert sich mit der Vergrößerung des inneren Durchmessers. Die Vergrößerung des inneren Durchmessers ist jedoch begrenzt durch die Außenmaßen der gesamten Brennkammer. Im optimalen Fall erreicht der innere Durchmesser einen Wert der sich aus folgender Formel errechnen lässt:

$$d_{fropt} = \sqrt{\frac{d_{br}^2}{2}} \quad (4)$$

wobei:

$d_{fropt}$  – optimaler Durchmesser des Flammrohrs in mm,

$d_{br}$  – Außendurchmesser der Brennkammer in mm.

Die Voraussetzung für einen stabilen und sauberen Betrieb des Brenners ist eine ausreichende Rezirkulation der heißen Abgase. Die rezirkulierenden Abgase vermischen sich mit dem einströmenden Brennstoff-Luft-Gemisch in der Nähe der Düsen. Die daraus resultierende Temperatur des gesamten Gemisches  $T_{mix}$  soll die Selbstentzündungstemperatur erreichen. Es lässt sich herleiten, dass die Temperatur  $T_{mix}$  eine Funktion der Luftvorwärmungstemperatur  $T_L$ , des Heizwertes des Brennstoffs  $h_u$ , und der Rezirkulationsrate K ist. Die spezifische Enthalpie  $h_{mix}$  und die daraus resultierende Temperatur des gesamten Gemisches  $T_{mix}$ , das aus unverbranntem Brennstoff, Luft und rezirkulierenden Abgasen besteht, lässt sich mittels folgender Formel errechnen:

$$h_{mix}(T_{mix}, c_{p\_mix}) = (K+1) \frac{\dot{m}_L}{\dot{m}_L + \dot{m}_{BR}} h_L + \frac{K}{K+1} \frac{\dot{m}_{BR}}{\dot{m}_L + \dot{m}_{BR}} h_u \quad (5)$$

wobei:

$c_{p\_mix}$  – spezifische Wärmekapazität des gesamten Gemisches in  $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}^{-1}$

$h_L$  – spezifische Enthalpie der Luft in  $\text{kJ/kg}$

$h_u$  – Heizwert des Brennstoffs in kJ/kg

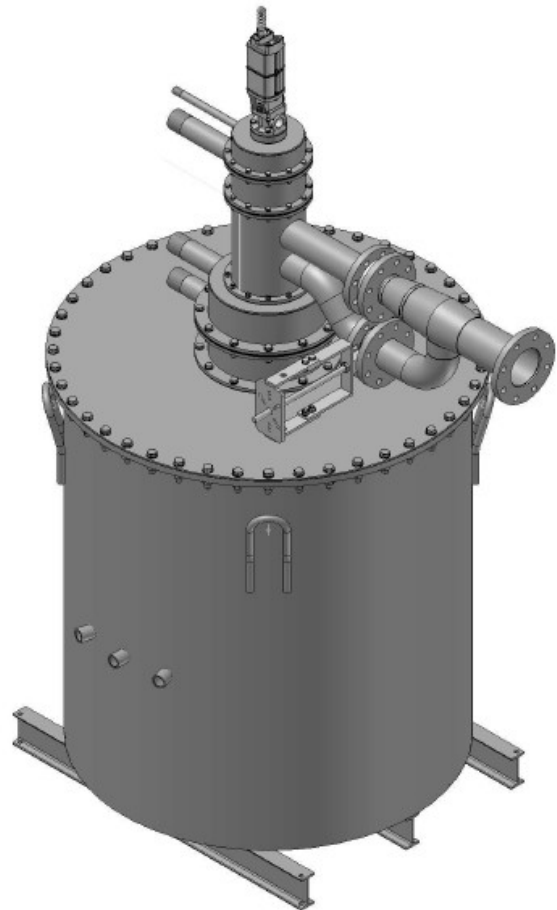
$\dot{m}_L$  – Massenstrom der Luft in kg/s

$\dot{m}_{BR}$  – Massenstrom des Brennstoffs in kg/s

Unter Annahme eines bestimmten Heizwertes, einer Luftvorwärmungstemperatur eines Brennstoff- und eines Luftmassenstroms lässt sich aus der Formel (5) nun die minimale Rezirkulationsrate abschätzen, die eine Selbstentzündungstemperatur gewährleisten soll. Mittels der errechneten minimalen Rezirkulation kann der benötigte Impuls im Flammrohr Formel (3) abgeschätzt werden.

### 3.2 Beschreibung der Versuchseinrichtung

Im Folgenden soll die Feuerungsanlage, wie sie im e-flox Technikum aufgebaut wurde, beschrieben werden. Dabei wird auch auf die Lage und Nomenklatur der Messöffnungen eingegangen. Die eingesetzte Mess- und Analysetechnik und die Methoden zur Datenerfassung werden im nachfol-



**Bild 3.4:** Versuchsanlage: links Bild, rechts schematisch

genden Abschnitt beschrieben. Den Abschluss bildet eine kurze Einführung in die experimentelle Methodik.

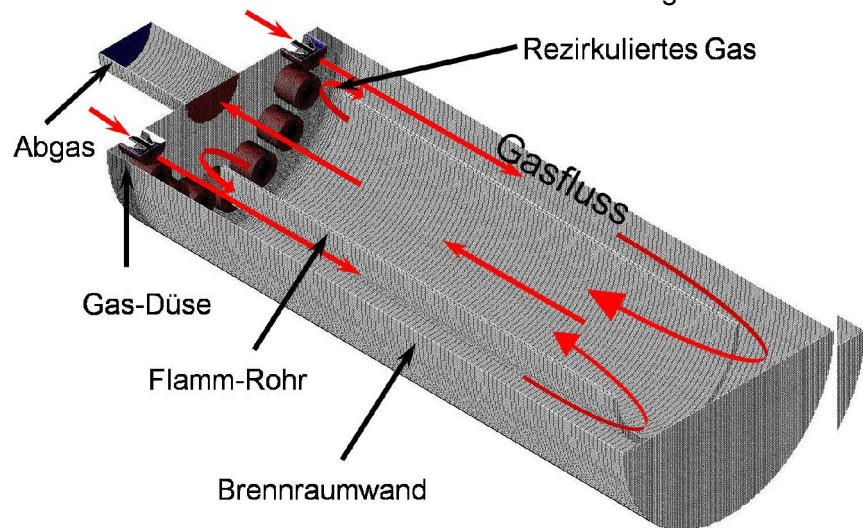
### 3.2.1 Beschreibung der Feuerungsanlage und deren Funktion

Bild 4.1 zeigt links die Versuchsanlage im Bild und rechts schematisch ohne Rohrleitungen. Der Reaktor besteht aus einem Kern aus Feuerfestbeton, außen ist er mit Fasermaterial isoliert. Von oben ist der Brenner eingesteckt, der folgende Komponenten integriert:

- Luftvorwärmer,
- Schwachgasvorwärmer,
- Kühlluftsystem (Sekundärluft ist nicht vorgewärmt)
- Startbrennersystem (zum Aufheizen der Anlage)
- Schwachgasbrenner
- Erdgasdosierung zur Anreicherung des Schwachgases bei zu geringem Heizwert.

Die eigentliche Brennkammer ist schematisch in Bild 3.5 dargestellt. Das Schwachgas strömt zusammen mit der vorgewärmten Primärluft über die Gas-Düsen an der Brennkammerdecke ein.

Jede zweite dieser Düsen wird von kalter Sekundärluft durchströmt. Insgesamt sind 18 Düsen installiert. Im Zentrum der Brennkammer befindet sich ein Flammrohr das für eine geordnete Rezirkulation sorgt. Im Spalt zwischen Flammrohr und Brennkammerdecke saugen die Brennerdüsen heißes Abgas zurück. Die Mischung strömt dann zwischen Brennkammerwand und Flammrohr nach unten, wo die Strömung wendet und im Zentrum des Flammrohrs zurückfließt. Durch die vielen Düsen erhält man eine schnelle Vermischung und damit eine sehr kompakte Reaktionszone.



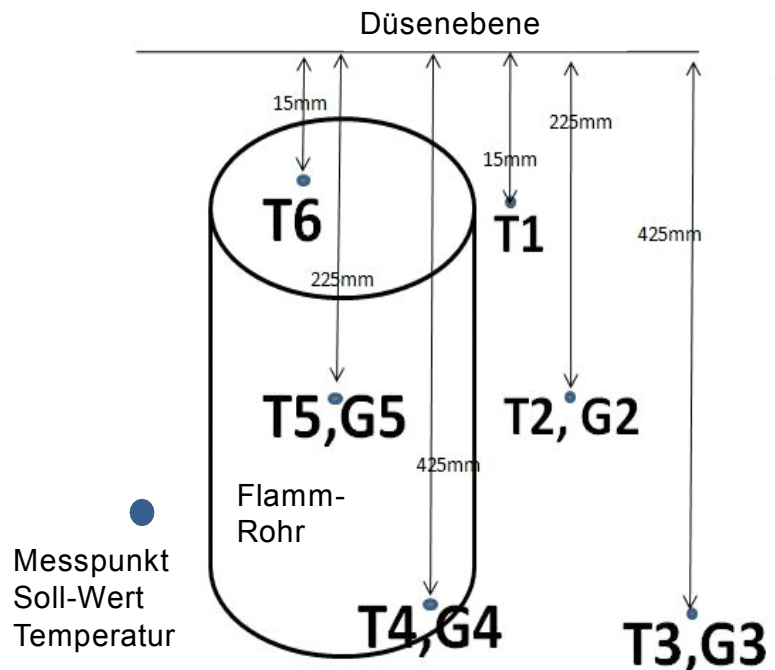
**Bild 3.5:** Schematischer Schnitt durch die Brennkammer (Schnittbild: Universität Stuttgart)

Beim Anlagenstart wird die Brennkammer durch einen Erdgas-Flammenbrenner aufgeheizt. Nach Erreichen der für den FLOX-Betrieb notwendigen Schwelltemperatur von 850°C kann das Umschalten in den FLOX-Betrieb erfolgen. Das Umschalten wird über einen Sicherheitstemperaturwächter mit Doppel-Thermoelement durchgeführt, die Sicherheitsüberwachung wechselt nun von der Ionisationsüberwachung des Start-Brenners zur Temperaturüberwachung. Das im Schwachgas enthaltene Methan wird mit der Verbrennungsluft oxidiert. Ist der Methangehalt oberhalb des Auslegungspunktes, wird kalte Sekundärluft zudosiert, um die Temperatur zu senken. Ist der Methangehalt zu niedrig, wird zusätzlich Erdgas zum Schwachgas dosiert. Als Messgrößen für die Regelung dienen die Anlagentemperatur und der Sauerstoffgehalt im Abgas, der über eine Lambda-Sonde Typ LSU11 gemessen wird.

In Bild 3.6 sind die Gas- und Temperaturmessstellen im Reaktor schematisch dargestellt. Der zylindrische Körper ist das Flammrohr. Der obere Bezugspunkt für die Abstandsangaben der Messstellen ist die Düsenebene, also die Ebene der Düsenauslässe, nicht die Brennkammerdecke. Die Temperatur wurde an 6 Messpunkten mit Hilfe von dünnen NiCrNi-Thermoelementen gemessen.

Diese wurden von oben eingeführt. Drei Messstellen befinden sich im Ringraum zwischen Brennkammerwand und Flammrohr, drei im Inneren des Flammrohrs. Die Messstellen sind entsprechend der Gas-Fließrichtung durchnummeriert. Zusätzlich konnte an vier Messstellen über eine eigens für diesen Zweck entwickelte und gebaute luftgekühlte Sonde Gas aus der Brennkammer abgesaugt werden. Die Nummerierung der Gas-Messstellen orientiert sich, um Verwirrung zu vermeiden, an der Bezeichnung der Temperaturmessstellen. Deshalb existiert auch keine Gasmessstelle G1.

Zusätzlich ist die Position der Temperatur-Betriebsmessung angegeben, mit der die Regelung der Anlage erfolgt.



**Bild 3.6:** Temperatur- und Gasmessstellen im Reaktor

### 3.2.2 Eingesetzte Messtechnik und Datenerfassung

Die Gasproben wurden wie bereits erwähnt mit einer luftgekühlten Sonde gezogen. Über einen Doppelmantel kühlt die eingesetzte Pressluft das Messgas schnell ab, um eine Weiterreaktion des Gases in der Messlanze so weit wie möglich zu vermeiden. Die Sonde hatte insgesamt einen Durchmesser von 15 mm, wodurch die Beeinflussung der Strömung gering gehalten wurde. Es wurde immer nur an einer Messstelle gemessen, um zusätzlich Störungen zu vermeiden. Das Messgas wurde mit einem Analysator des Typs Eheim Visit 01-L/LR auf O<sub>2</sub>, CO und NO<sub>x</sub> analysiert. Bei diesem Gerät kommen chemische Messzellen zum Einsatz. Die Messdaten des Analysators werden über eine USB-Schnittstelle direkt auf ein Notebook übertragen und dort gespeichert, sie stehen für weitere Auswertungen in Form einer Excel-Tabelle zur Verfügung.

Die Thermoelemente (NiCrNi, 3 mm Durchmesser, Typ K) waren immer alle gleichzeitig im Einsatz. Sie waren von oben in den Reaktor eingeführt und über Grafitdichtungen abgedichtet. Das Messsignal wurde über ein Datenerfassungssystem von National Instruments (National Instrument compact field point cFP 2120, cFP-TC 120 und cFP-CB) eingelesen und ausgewertet. Die Aufzeichnung erfolgte über LabView Version 8i. Auch dieses System erlaubt den Export der Daten in eine Excel Datei.

Die Betriebsmessdaten der Schwachgasverbrennung, wie z.B. Ventil- und Klappenstellungen, Druck- und Temperaturmessungen wurden über einen in der IPC-Steuerung der Anlage integrierten Datenlogger aufgezeichnet. Sie standen nach Abschluss der Messungen als formatierte Text-Datei zur Verfügung und konnten ebenfalls in eine Tabellenkalkulation eingelesen werden.

### 3.3 Regelung der Schwachgasverbrennungsanlage

Für die Versuchsanlage wurde ein neuartiges Steuerungsprogramm entwickelt. Dieses wurde auf Basis eines Industrie-PC der Firma Beckhoff GmbH aus Verl realisiert. Die Steuerungssoftware TwinCat basiert auf dem weitverbreiteten CoDeSys Standard. D.h. die hierfür entwickelte Automatisierungssoftware kann auch auf andere Steuerungen übertragen werden.

Bei der Planung des Projekts war beabsichtigt die Regelung mit einem externen Fuzzy-Regler zu kombinieren. Dies hat sich als nicht realisierbar herausgestellt, da die ausgewählte Fuzzy-Software nicht auf dem Windows CE Betriebssystem der Steuerung lauffähig war. Aus diesem Grunde wurde beschlossen, die erforderlichen Routinen in TwinCat selbst zu realisieren. Der adaptive Regler wurde ausschließlich für die Mehrgrößen-Feuerungsregelung eingesetzt, da diese Regelungsaufgabe vor allem wegen der vielen Eingriffsmöglichkeiten sehr komplex ist:

Eingangsgrößen:

- Schwachgasmenge
- Zusammensetzung des Schwachgases

Stellgrößen:

- Zudosierte Erdgasmenge (zur Temperaturregelung)
- Heißgasklappe zur Einstellung der Abgasströme zwischen Luft- und Schwachgasvorwärmer
- Klappe zur Regelung der vorgewärmten Primärluft
- Klappe zur Regelung der kalten Sekundärluft

Mess- und Regelgrößen:

- Sauerstoffgehalt im Abgas
- Temperatur in der Feuerung

Im Folgenden werden jeweils für jede Stellgröße zwei der für die Fuzzy-Regelung typischen umgangssprachliche Regeln beschrieben. Das reale System besteht aus weiteren Regeln. Wegen der Übersichtlichkeit beschränkt sich diese Darstellung aber hier auf die jeweils wichtigsten Regeln:

Zudosierte Erdgasmenge:

*Wenn* Primärluftklappe=Mindeststellung und Sekundärluftklappe=Mindeststellung und Temperatur= zu niedrig

*Dann* Öffne Dosierventil Erdgas

*Wenn* Sekundärluftklappe > Mindeststellung und Temperatur = zu hoch

*Dann* Schließe Dosierventil Erdgas

Heißgasklappe:

*Wenn* Erdgasdosierung=zu und Temperatur= zu hoch

*Dann* schließe Heißgasklappe sehr langsam

*Wenn* Erdgasdosierung=open und Temperatur = OK

*Dann* öffne Heißgasklappe sehr langsam

Primärluftklappe:

*Wenn* O<sub>2</sub>-Gehalt zu hoch und Sekundärluftklappe = zu und Temperatur nicht zu hoch

*Dann* schließe Primärluftklappe

*Wenn* O<sub>2</sub>-Gehalt zu niedrig und Temperatur nicht zu hoch

*Dann* öffne Primärluftklappe

Sekundärluftklappe:

Wenn Temperatur zu hoch und (O<sub>2</sub> zu niedrig und Primärluftklappe=zu)

Dann öffne Sekundärluftklappe

Wenn Temperatur zu niedrig und O<sub>2</sub> zu hoch

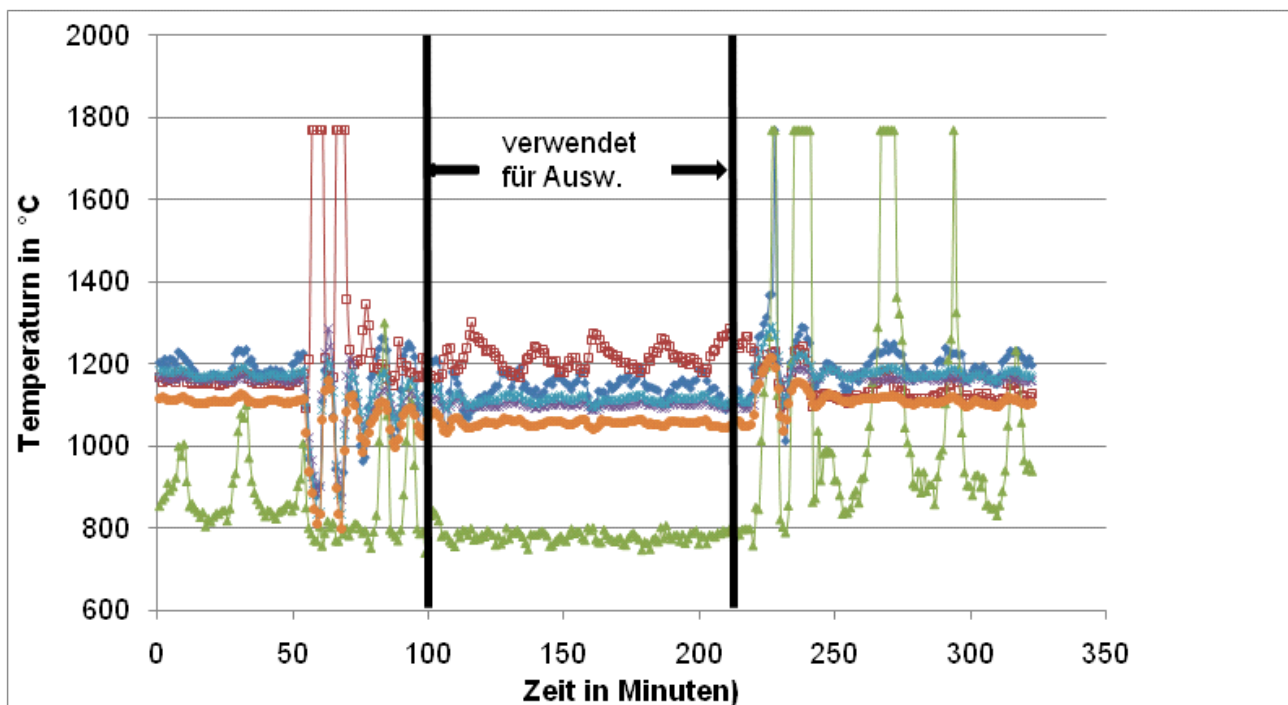
Dann schließe Sekundärluftklappe

Diese Beispiele zeigen die Komplexität der Regelungsaufgabe. Die Regel-Basis wurde im Rahmen der Inbetriebnahme kontinuierlich erweitert und verfeinert, um einen stationären Betrieb zu ermöglichen. Während der Versuche wurde dann mit einer festen Einstellung gearbeitet. Das so entwickelte System bedarf noch einer Überprüfung und sicherlich auch Optimierung bei einer realen Anwendung.

### 3.4 Experimentelle Vorgehensweise

#### 3.4.1 Auswertung eines Versuchs

Grundsätzlich wurden vor jedem Versuch die Systemzeiten der drei Mess- und Datenerfassungssysteme abgeglichen, um eine kohärente Auswertung zu ermöglichen. Danach wurde die Anlage aufgeheizt und unter Nennbedingungen ca. 1 Std. betrieben, damit eine gleichmäßige Durchwärmung sichergestellt war. Daraufhin wurde der gewünschte Betriebszustand eingestellt und nach weiteren 10 Minuten Stabilisierungszeit die Datenaufzeichnung gestartet. Da die Anlagenregelung während der Durchführung der Messungen noch nicht komplett optimiert war, konnte es bei bestimmten „extremen“ Betriebseinstellungen zu Schwingungen kommen. Diese wurden durch Opti-



**Bild 3.7:** Beispielhafter Konzentrationsverlauf und Datenauswahl für Mittelwertbildung

mierungsmaßnahmen unterdrückt. Für die Auswertung wurden nur die Daten herangezogen während derer das System stabil und ohne Schwingungen lief. Bild 3.7 veranschaulicht die Wahl des Auswertungszeitraums. Die Messdaten aus dem Auswertungszeitraum wurden dann gemittelt und die

Mittelwerte für die tabellarische und grafische Darstellung zur Bewertung der Parameter-Variationen herangezogen.

### 3.4.2 Übersicht über die durchgeführten Versuche

Tabelle 3.1 gibt einen Überblick über die durchgeführten Versuche. Bei jeder Versuchsreihe wurde die Anlagentemperatur von 860°C bis 1000°C variiert. Darüber hinaus wurden Versuche mit zwei unterschiedlichen Flammrohrdurchmessern durchgeführt und die Schwachgasmenge von der Nennlast ausgehend (60 m<sup>3</sup>/h) halbiert. In der folgenden Ausführung sind die signifikantesten Ergebnisse herausgearbeitet.

**Tabelle 3.1:** Versuchsmatrix

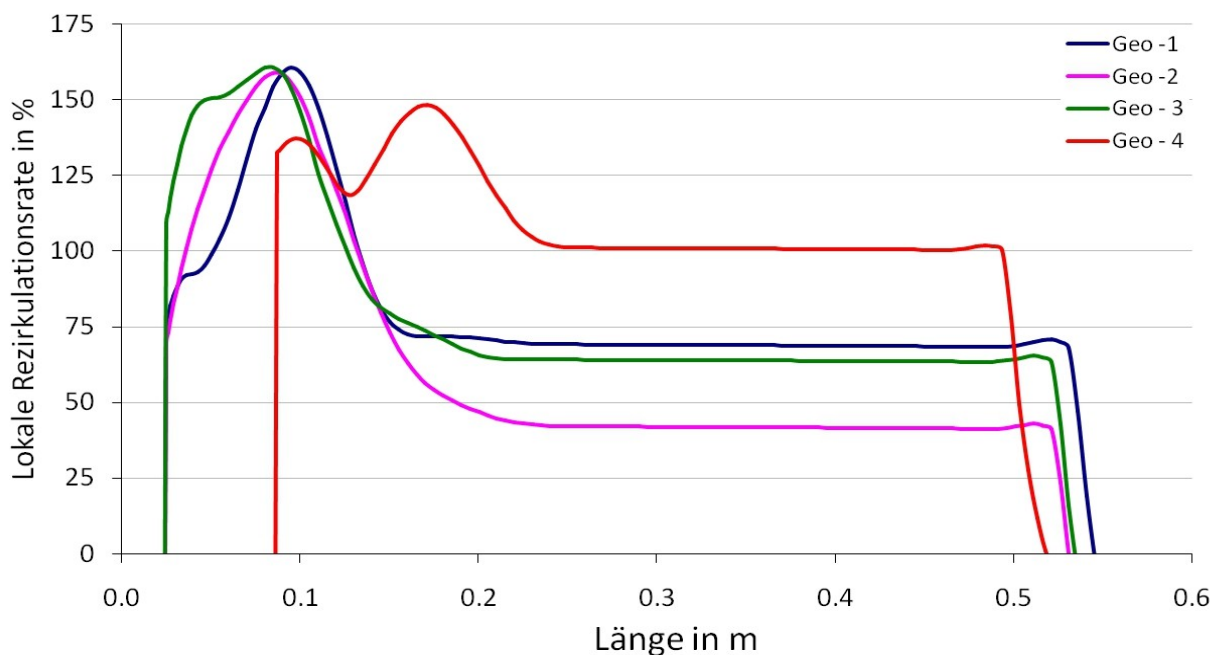
Soll-Temperatur in °C	Flamm-Rohr Durchmesser		Schwachgasvolumenstrom	
	Ø185 mm	Ø200 mm	30 m <sup>3</sup> /h	60 m <sup>3</sup> /h
860	√	√	√	√
900	√	√	√	√
950	√	√	√	√
1000	√	√	√	√



## 4 Ergebnisse der Untersuchungen

### 4.1 Ergebnisse der modelltechnischen Untersuchungen

Das Ziel der ersten Modellierung war es zu überprüfen, ob die Möglichkeit besteht, den Schwachgasbrenner mit Hilfe des CFD-Programms AIOLOS zu simulieren. Zu diesem Zweck wurde die Basisauslegungsgeometrie des Brenners als Mehrgebietgitter abgebildet. Anhand dieses Modells sollten die Strömungsmechanik und die Verbrennungsvorgänge im Brenner modelltechnisch nachvollzogen werden. Die Randbedingungen für die Modellierung wurden von der Firma e-flox GmbH bereitgestellt. Der Brenner wurde simuliert unter der Annahme der adiabatischen Brennkammer. Als Brennstoff wurde ein Gasgemisch, das ca. 13 Vol-% CH<sub>4</sub> und ca. 87 Vol-% CO<sub>2</sub> enthielt, eingesetzt. Der Heizwert des Brennstoffs betrug ca. 4,7 MJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub> und die Gesamtleistung des Brenners betrug ca. 100 kW. Die ersten Ergebnisse haben gezeigt, dass aufgrund der sehr niedrigen Rezirkulationsrate und daraus resultierenden niedrigen Temperatur in der Nähe von den Düsen erhebliche Verbrennungsinstabilitäten auftreten können. Der Ausbrand war unvollständig. Das Brennerkonzept konnte von AIOLOS nur unzureichend berechnet werden. Um bessere Verbrennungsbedingungen sicherstellen zu können musste die Geometrie des Brenners optimiert werden. Es wurden drei weitere Geometrie Konzepte simuliert. Bild 4.1 zeigt die erzielten lokalen Rezirkulationsraten für alle simulierten Geometrie Konzepte.

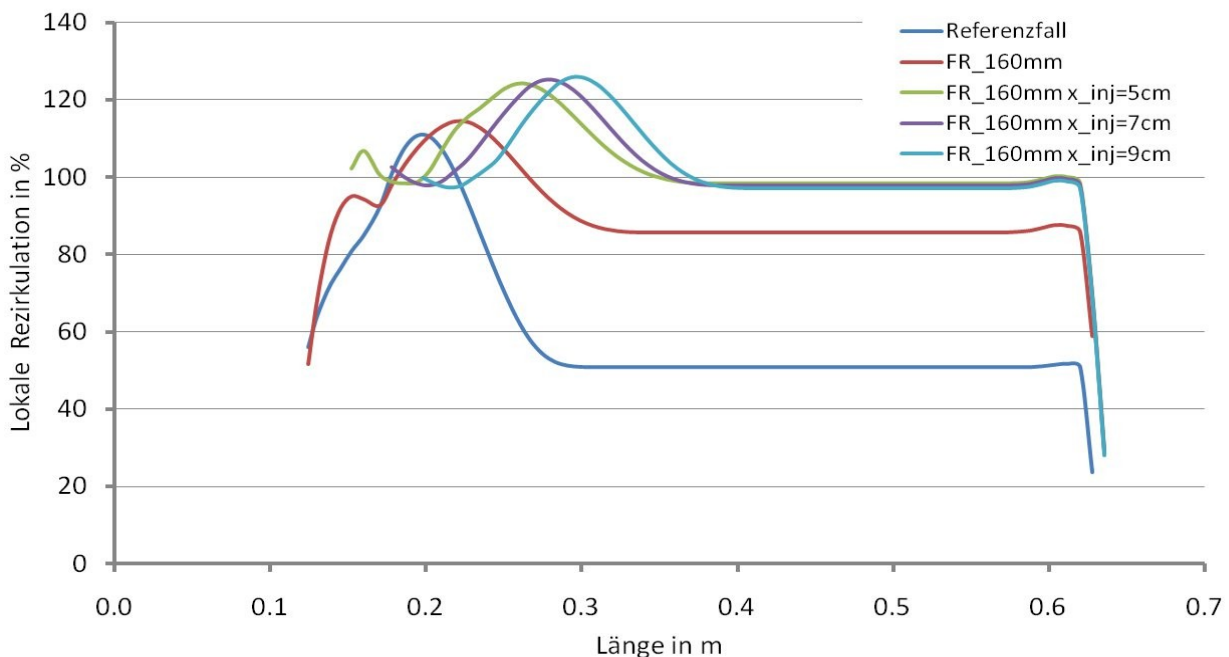


**Bild 4.1:** Lokale Rezirkulationsrate entlang des Brenners

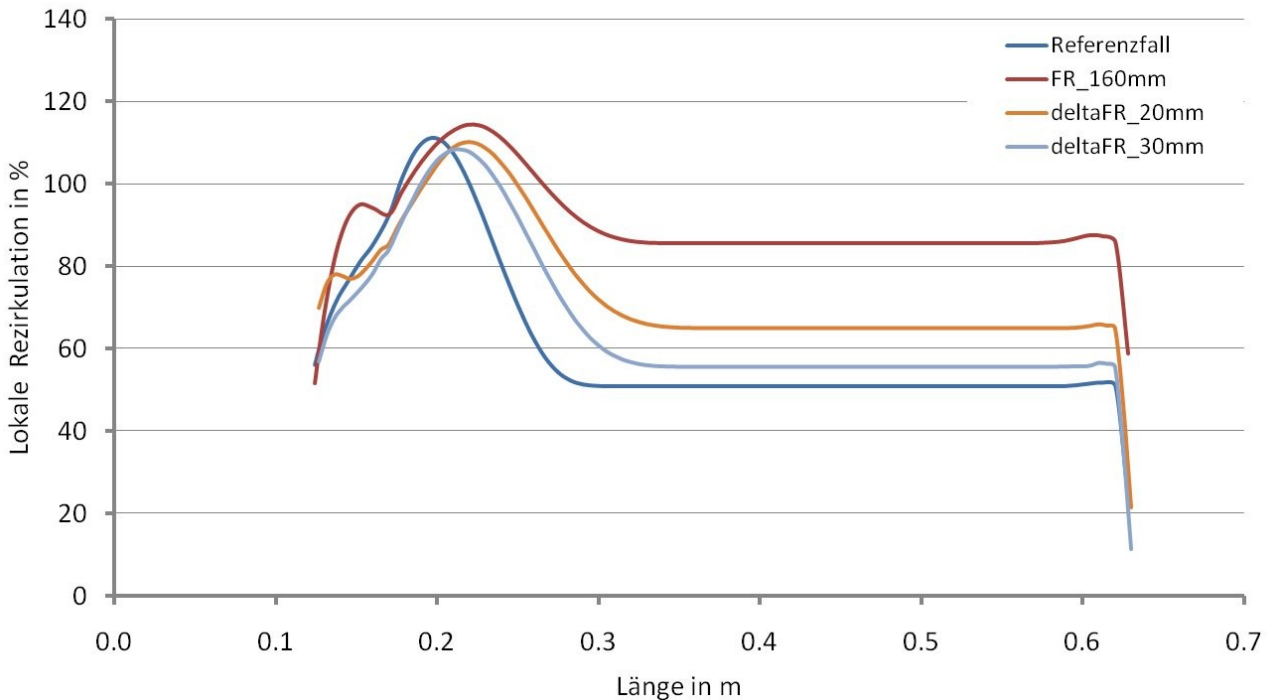
Als zweites Geometrie konzept (Geo-2) wurde ein Brenner mit verkürztem Flammrohr modelliert. Durch das kürzere Flammrohr sollte mehr Raum und dadurch weniger Widerstand für das rezirkulierende Abgas geschaffen werden. Die Ergebnisse haben jedoch gezeigt, dass durch die weitere Entfernung des Düsenaustritts vom Flammrohr ein Teil des unverbrannten Brennstoffs und der frisch zugeführten Luft direkt in das Abgasrohr angesaugt werden. Die Rezirkulationsrate wurde dadurch deutlich niedriger im Vergleich zum Referenzfall (Geo-1). Ein nächstes Geometrie konzept (Geo-3) basierte auch auf dem verkürzten Flammrohr, wobei zusätzlich alle Düsen in die radiale

Richtung nach außen verschoben wurden. Die Verschiebung der Düsen sollte eine bessere Führung der zugeführten Gase gewährleisten. Obwohl diese Verschiebung eine Verbesserung der Rezirkulationsrate bewirkte, war die Rezirkulationsrate immer noch niedriger als im Referenzfall. Erst die vierte untersuchte Geometrie (Geo-4) des Brenners zeigte eine höhere Rezirkulationsrate im Vergleich zu Referenzfall. Hier wurden die Gas- und Luftdüsen auf Höhe der Oberkante des Flammrohrs verlängert. Trotz der erhöhten Rezirkulationsrate war der errechnete Ausbrand immer noch unvollständig, dies kann allerdings auch auf die unzureichend genauen Reaktionsmodelle, die in AIOLOS eingesetzt wurden, zurückzuführen sein. Aus diesem Grund wurden die weiteren Simulationen ohne Verbrennungsvorgänge durchgeführt. Das Gitter wurde wesentlich vereinfacht und für den Zweck der Rezirkulationsrateoptimierung angepasst. Im Fall der vereinfachten Simulation wurde der Brenner nur mit heißer Luft durchströmt. Der Durchmesser der Düsen und der Massenstrom der heißen Luft wurden so gewählt, dass der Impuls der einströmenden Gase im Vergleich zu den Auslegungsdaten gleich war. Wegen der eingeführten Vereinfachungen lassen sich jedoch die erzielten Ergebnisse nicht direkt mit denen, die in Bild 4.1 zu sehen sind, vergleichen. Wohl aber können die mit dem vereinfachten Modell erzielten Rezirkulationsraten untereinander verglichen werden. Bild 4.2 zeigt die errechneten lokalen Rezirkulationsraten entlang des Brenners für den Referenzfall und für weitere Geometrieconzepte. Eine Vergrößerung des Flammrohrs (FR\_160mm) zeigte einen deutlichen Effekt auf die Rezirkulationsrate. Dieser Effekt konnte noch zusätzlich durch eine Verlängerung der Düsen verstärkt werden. Eine Düsenverlängerung war jedoch nur bis zu einer gewissen Länge von 5 cm sinnvoll. Weitere Verlängerungen hatten keinen wesentlichen Einfluss auf die Rezirkulationsrate.

Des Weiteren wurde eine Verjüngung des Rezirkulationsrohrs auf 20 bzw. 30 mm nach unten hin untersucht. Diese sollte durch einen erzwungenen Diffusor-Effekt die Menge des zurück gesaugten Abgases erhöhen. Bild 4.3 zeigt die Ergebnisse.



**Bild 4.2:** Lokale Rezirkulationsrate entlang des Brenners – Flammrohrsdurchmesser- und Düsenlängevariation

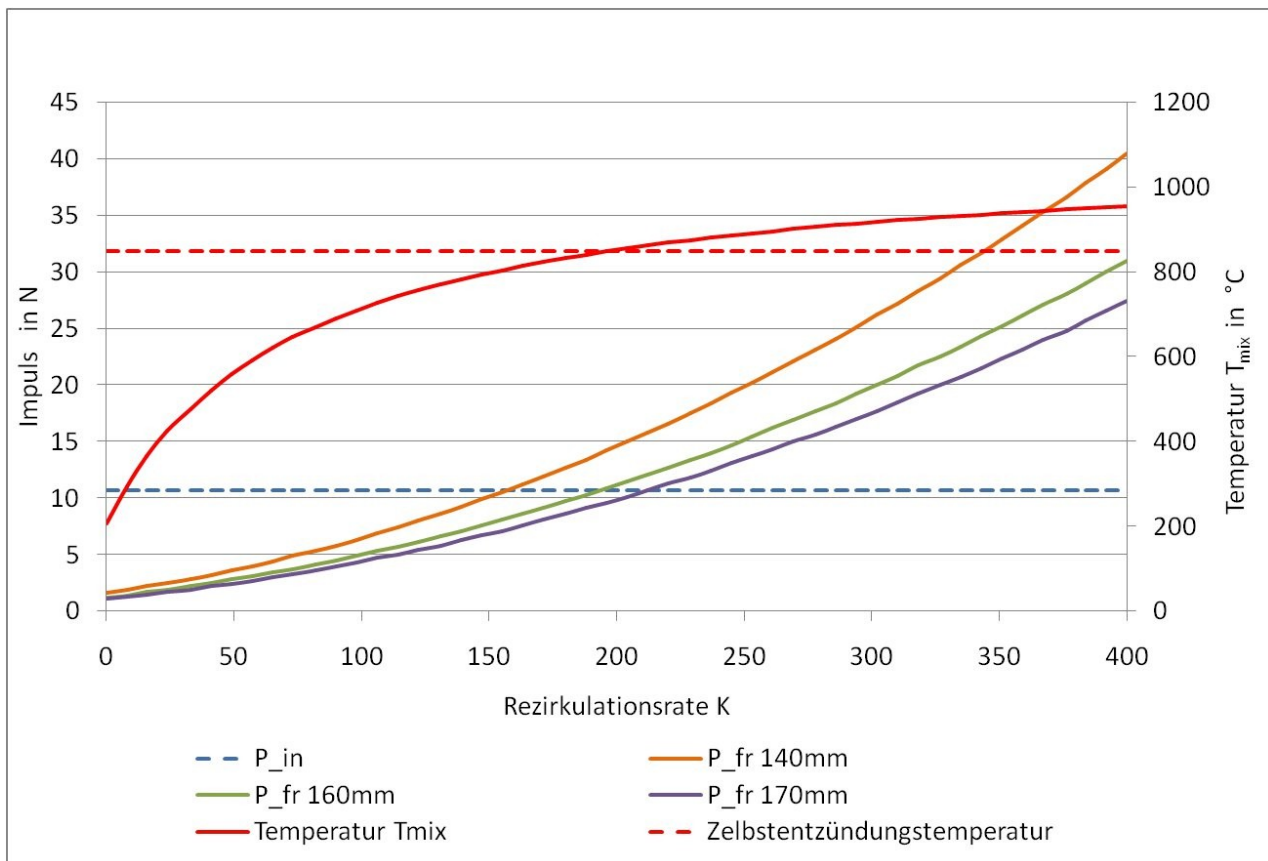


**Bild 4.3:** Lokale Rezirkulationsrate entlang des Brenners – Verjüngung des Flammrohrs

Die Simulationsergebnisse zeigten, dass eine Verjüngung des Flammrohrs einen gegenteiligen Effekt auf die Rezirkulationsrate hatte.

Im Laufe des Projekts wurde zusätzlich ein vereinfachtes Modell auf Basis einer Impulsbilanz entwickelt, mit dem auf einfache Art und Weise bei Veränderungen der Betriebsparameter der Einfluss auf die Rezirkulationsverhältnisse abgeschätzt werden kann. Bild 4.4 zeigt den benötigten Impuls  $P$  im Flammrohr und die Temperatur im Mischungsbereich  $T_{\text{mix}}$  als Funktion der Rezirkulationsrate  $K$ .

Mit der Vergrößerung der angenommenen Rezirkulationsrate  $K$  steigt der benötigte Impuls  $P$  aufgrund des höheren Massenstroms des rezirkulierenden Abgases. Eine Vergrößerung des Flammrohrdurchmessers bewirkt eine Senkung des Impulses. Dies bedeutet eine höhere Rezirkulationsrate bei dem gleichen in dem Brenner vorhandenen Impuls  $P_{\text{in}}$ . Die Enthalpie des rezirkulierenden Abgases soll das Gasgemisch in der Nähe der Düsen auf dessen Selbstentzündungstemperatur bringen, um einen stabilen flammlosen Oxidationsprozess zu gewährleisten. Die Temperatur  $T_{\text{mix}}$  wächst mit der Rezirkulationsrate  $K$  und erreicht die Selbstentzündungstemperatur bei einem bestimmten  $K$ -Wert, der nur durch den Einsatz eines entsprechend großen Flammrohrs erreicht werden kann. Dieses Modell hat bestätigt, dass eine größere innere Fläche des Rezirkulationsrohrs einen positiven Effekt auf die Rezirkulationsrate hat. Im optimalen Fall soll die Fläche mindestens so groß sein wie die äußere Ringfläche im Abströmbereich. Dies erklärte auch den negativen Effekt des konischen Rezirkulationsrohrs. Durch die Verjüngung engte sich der Rückstromquerschnitt im unteren Bereich weiter ein, was den positiven Effekt eines Diffusors im äußeren Ringbereich deutlich überwog.



**Bild 4.4:** Benötigter Impuls  $P$  und Temperatur im Mischungsbereich  $T_{mix}$  als Funktion der Rezirkulationsrate  $K$

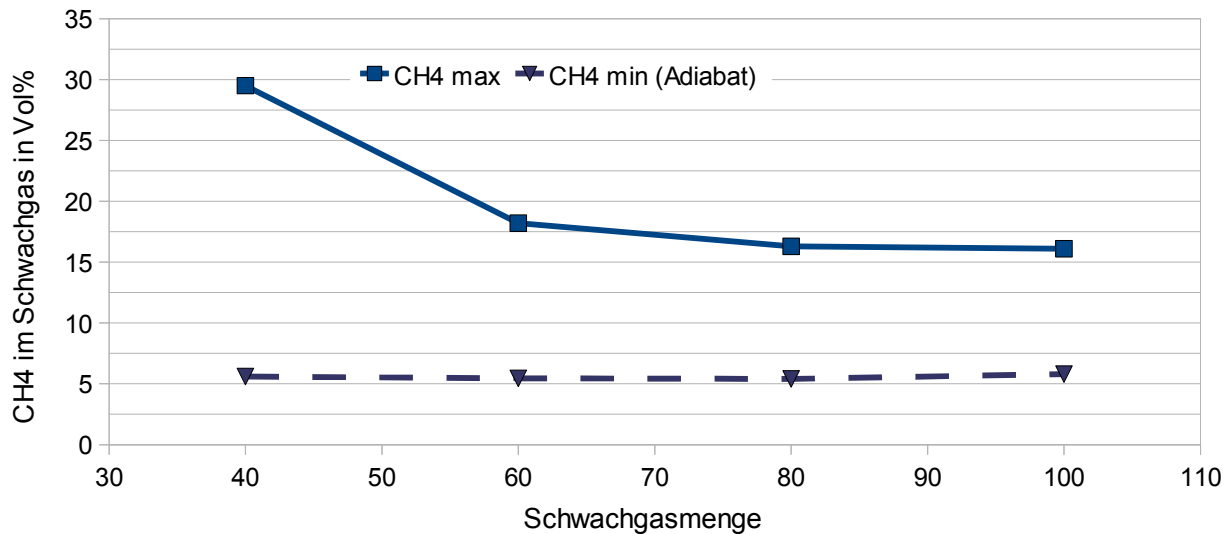
## 4.2 Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen

Zunächst wird erläutert, in welchem Betriebsfenster die Anlage betrieben werden konnte. In den folgenden beiden Abschnitten wird das Temperatur- und Konzentrationsprofil im Reaktorinnern, wie es sich typischerweise immer wieder einstellte, beschrieben. Danach wird detaillierter auf den Einfluss der verschiedenen Sollwert-Temperaturen auf diese Profile eingegangen. Anschließend werden die Einflüsse von Flammrohr-Durchmesser und Schwachgas-Volumenstrom anhand von einigen ausgesuchten Ergebnissen dokumentiert.

### 4.2.1 CH<sub>4</sub>-Betriebsfenster der Schwachgasverbrennung

Eine wesentliche Motivation der Entwicklung war es, Deponiegase mit niedrigen Methankonzentrationen, also aus länger stillgelegten Deponien, sicher verbrennen zu können. Bei den Versuchen wurde ein Gemisch aus Luft und Erdgas verwendet, um das Deponiegas zu simulieren, welches in der Realität im wesentlichen aus CO<sub>2</sub> und CH<sub>4</sub> besteht. Die Volumenströme von Luft und Erdgas wurden mit einem Flowmeter bzw. mit einer Gasuhr bestimmt. Daraus lässt sich der CH<sub>4</sub>-Anteil im eingesetzten Gemisch ermitteln. Dies wurde für eine Versuchsreihe bei einer Betriebstemperatur von 950 °C exemplarisch durchgeführt.

Das sich daraus ergebende Betriebsfenster ist in Bild 4.5 exemplarisch dargestellt. Bei der Bewertung dieses Diagramms sind folgende Einschränkungen zu berücksichtigen:



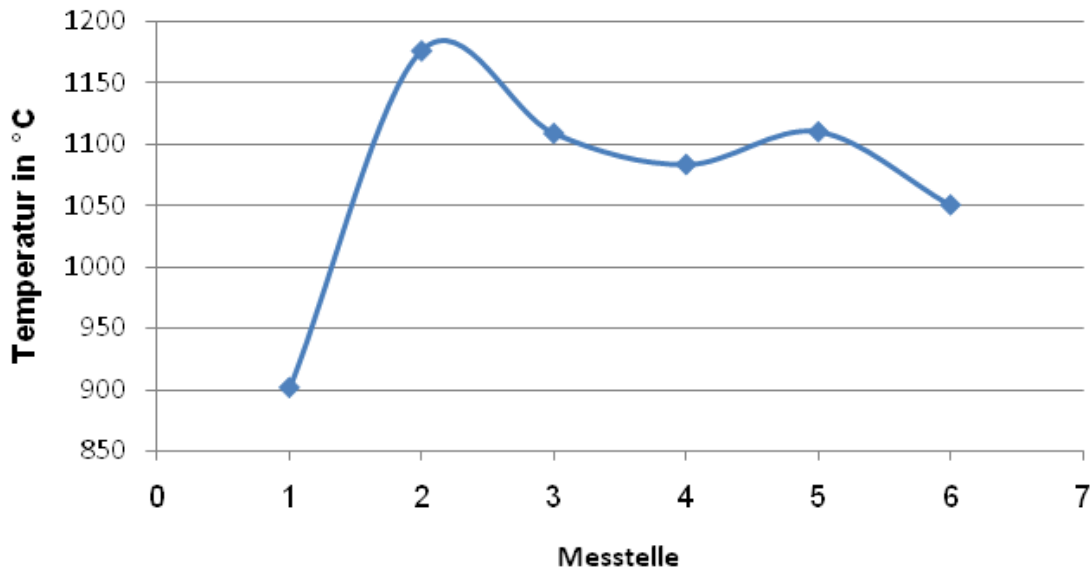
**Bild 4.5:** CH<sub>4</sub>-Betriebsfenster in Abhängigkeit vom Schwachgas-Durchsatz

- Es handelte sich wie beschrieben um ein Luft/Erdgas Gemisch, nicht um reales Deponiegas. Wegen der hohen Wärmekapazität von CO<sub>2</sub> würden sich die beiden Kennlinien nach oben verschieben.
- Die Wärmeübertragung vom Abgas auf das Schwachgas und die Luft ist abhängig von der Konfiguration der Wärmetauscher. Bei der Versuchsanlage war der Schwachgasvorwärmer lediglich ein Rohr ohne Rippen. Durch Ausstattung mit einem vollständigen Rippen-Rekuperator würden sich die Kennlinien wiederum nach unten verschieben.

Mit diesen Einschränkungen kann festgestellt werden, dass die Anlage, entsprechend konfiguriert, durchaus in dem angestrebten Betriebsfenster von 5-15% CH<sub>4</sub> arbeiten kann. Für den praktischen Einsatz scheint aber vor allem der maximale CH<sub>4</sub> Wert kritisch, da es in der Deponie zu großen Schwankungen kommen kann und eine solche Anlage auch Gase mit ca. 30% CH<sub>4</sub> verarbeiten können sollte. Hierfür werden zukünftige Anlagen mit einem Heißgasbypass versehen, der es erlaubt Abgas direkt der Feuerung zu entnehmen, wodurch die Vorwärmung umgangen wird.

#### 4.2.2 Temperaturprofile im Brennraum

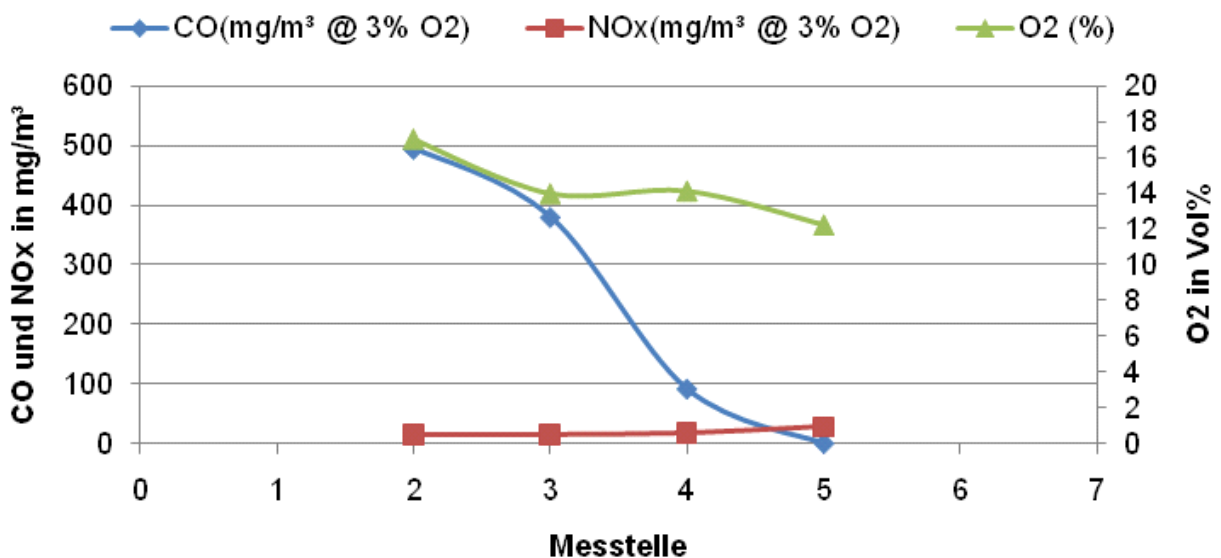
Bild 4.6 zeigt einen typischen Temperaturverlauf in der Brennkammer. Unter Berücksichtigung der Messstellen-Nomenklatur (vgl. Bild 3.6) ergibt sich die Minimaltemperatur stets beim Einströmen der Reaktanden in die Brennkammer und ein Temperaturmaximum zwischen Messstelle 2 und 3, also im äußeren Ringspalt um das Flammrohr. Ab Messstelle 4 strömt das reagierende Gas wieder zurück in Richtung Auslass. Der zweite Temperaturpeak im Bereich um Messstelle 5 stellte sich nicht immer so deutlich ein wie in diesem Verlauf dargestellt. Da die Reaktion an dieser Stelle schon weitgehend abgeschlossen war (vgl. unten), ist diese Temperaturerhöhung maßgeblich auf die indirekte Erwärmung infolge des äußeren Temperaturpeaks zurückzuführen.



**Bild 4.6:** Typischer Temperaturverlauf in der Reaktionszone bei 950°C, 60 m<sup>3</sup>/h und Ø200 mm

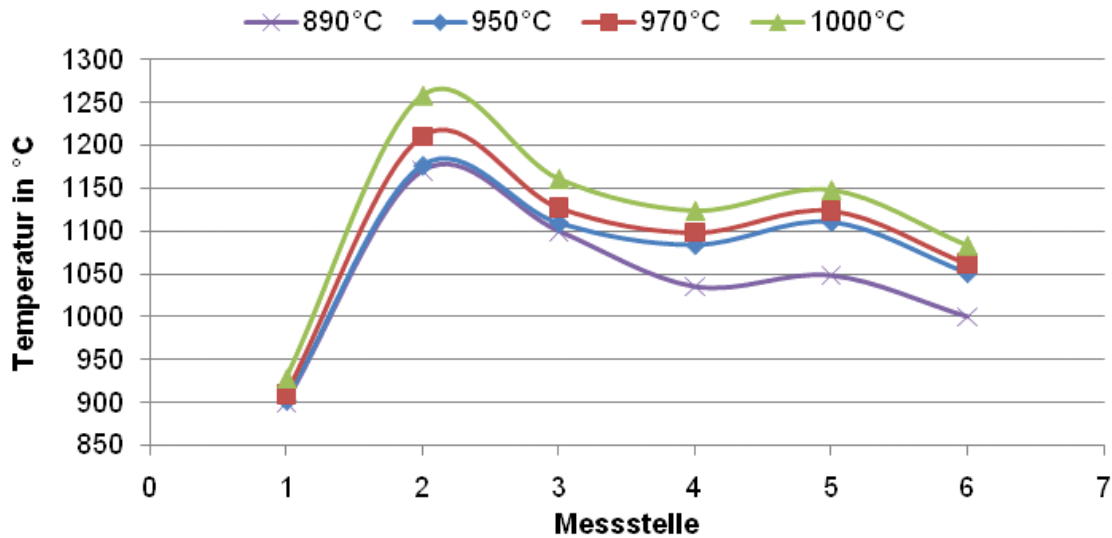
#### 4.2.3 Gas-Konzentrationen im Brennraum

Bild 4.7 zeigt den Verlauf der NO<sub>x</sub>, CO und O<sub>2</sub> Konzentration im Brennraum. Aus Gründen der Zugänglichkeit waren keine Gasmessungen direkt am Gaseintritt und am Gasaustritt möglich. Die Sauerstoffkonzentration im Brennraum war durchweg recht hoch, da das Schwachgas ja mit Umgebungsluft simuliert wurde. Die CO-Konzentration liegt bereits an der Messstelle 2 im Bereich 500 mg/m<sup>3</sup>. Dies zeigt, dass die Umsetzung an dieser Stelle schon recht weit gediehen ist. Nach der Umlenkung des Gasstroms am unteren Ende des Flammrohrs, und die damit verbundene Vermischung, sinkt die CO-Konzentration dann nochmals schnell, bevor sie am Austritt gegen Null tendiert.



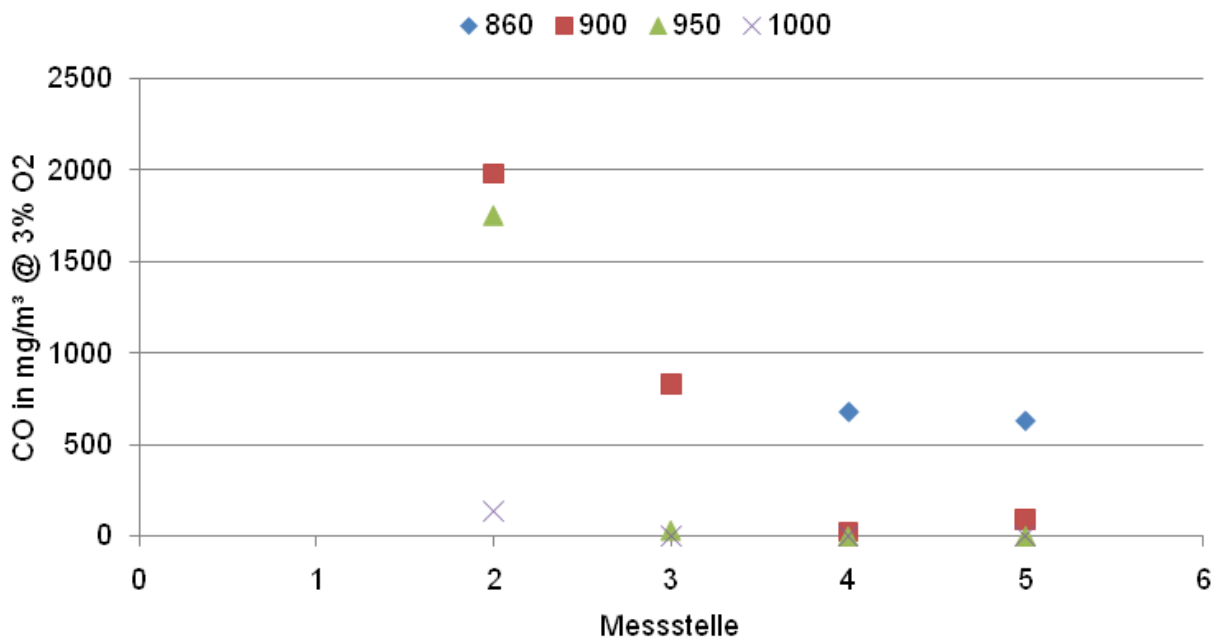
**Bild 4.7:** Gas-Konzentrationsverlauf im Reaktionsraum

#### 4.2.4 Einfluss der Sollwert-Temperatur auf den Reaktionsverlauf



**Bild 4.8:** Temperaturverlauf bei unterschiedlichen Sollwert-Temperaturen (60 m/s, Ø 200 mm)

Bild 4.8 zeigt den Temperaturverlauf im Reaktor bei verschiedenen Sollwert-Temperaturen. Alle Temperaturverläufe liegen deutlich über der eingestellten Sollwerttemperatur. Insbesondere bei dem bei allen Messungen zu beobachtenden Temperaturpeak an Messstelle 2 zeigt sich eine überproportionale Erhöhung dieser Peaktemperatur bei höheren Sollwerten.



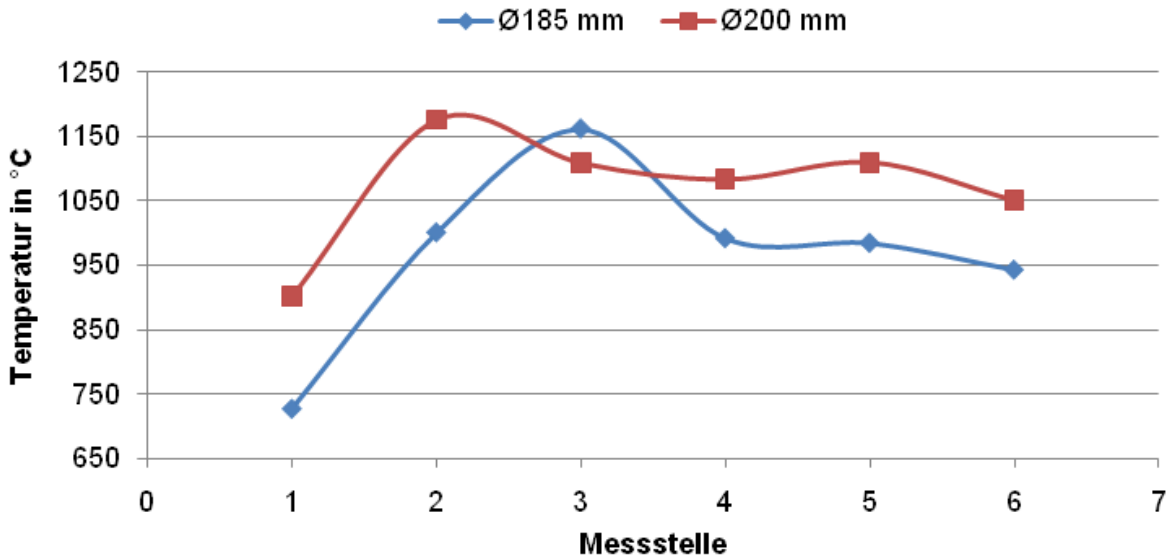
**Bild 4.9:** CO Konzentrationsverlauf bei unterschiedlichen Sollwerttemperaturen (60 m/s, Ø 200)

Dies wirkt sich dann auch signifikant auf den tatsächlichen Umsatz von brennbaren Gasbestandteilen aus, wie Bild 4.9 zeigt. Während bei 860°C die CO Konzentration selbst an der letzten zugänglichen Messstelle noch recht hoch liegt, erreicht diese bei Temperaturen ab 900°C am Gasaustritt die gewünschten Werte nahe Null. Bei einer Sollwerttemperatur von 1000°C ist sogar bereits an Messstelle 2 die CO Konzentration sehr gering. Die Reaktion ist hier also bereits fast voll-

ständig abgeschlossen.

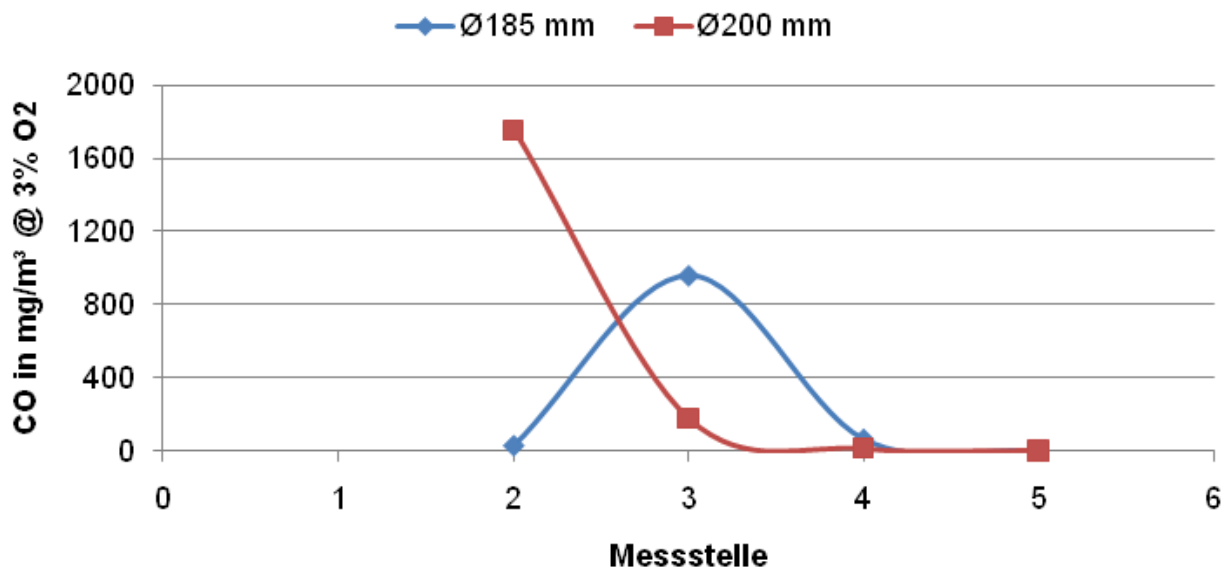
#### 4.2.5 Einfluss des Flammrohr-Durchmesser auf den Reaktionsverlauf

Bei der Simulation hatten sich ja bereits Hinweise darauf ergeben, dass der Flammrohrdurchmes-



**Bild 4.10:** Temperaturverlauf bei 950°C Sollwerttemperatur und Nennlast bei unterschiedlichen Flammrohrdurchmessern

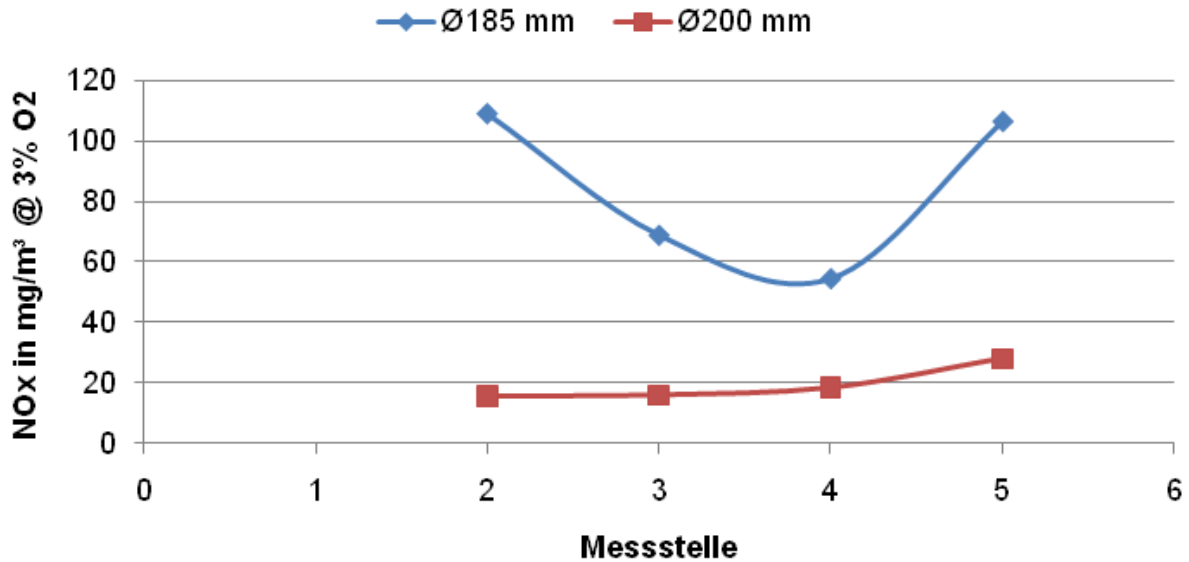
ser einen wesentlichen Einfluss auf die Rezirkulationsrate im Reaktor und dadurch auf die Qualität des Oxidationsprozesses hat. Dies wurde mit den beiden Flammrohrdurchmessern 185 mm und 200 mm im Versuch überprüft. Bild 4.10 zeigt, dass dieser Einfluss tatsächlich sehr stark ist. Während bei dem kleineren Flammrohr die Reaktion erst am Ende des Flammrohrs in Schwung kommt, ist beim großen die Reaktion dort schon weitgehend abgeschlossen. Dies zeigt sich auch



**Bild 4.11:** CO Konzentrationsverlauf bei unterschiedlichen Flammrohrdurchmessern



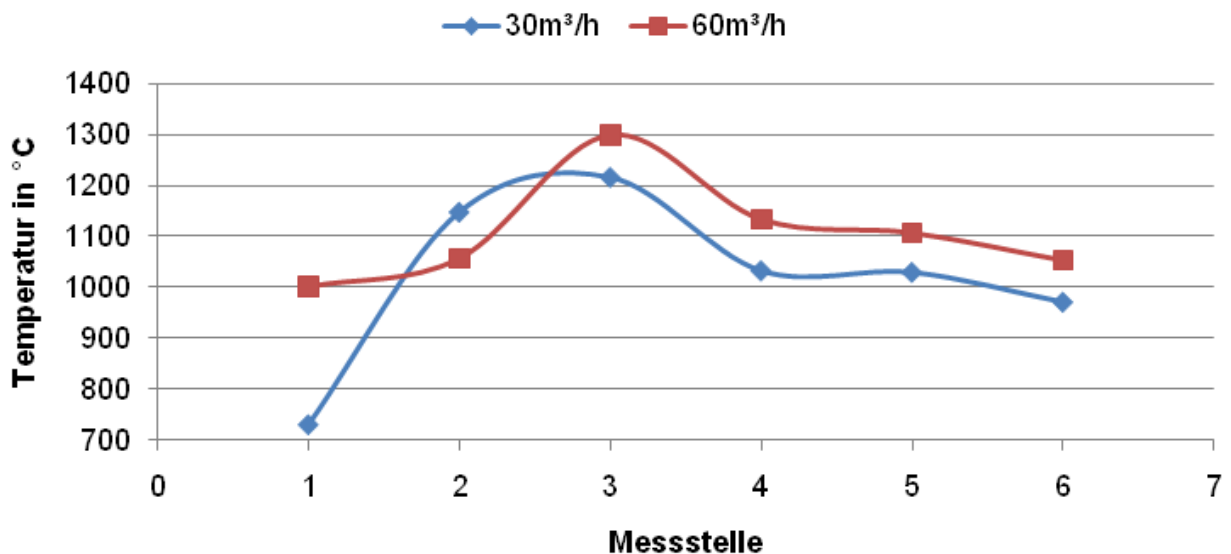
in Bild 4.11 in der stetig sinkenden CO Konzentration bei Verwendung des großen Flammrohrs und in Bild 4.12 in den deutlich niedrigeren NO<sub>x</sub> Konzentrationen beim großen Flammrohr, vermutlich in Folge des homogeneren Reaktionsverlaufs aufgrund der verbesserten Rezirkulation.



**Bild 4.12:** NO<sub>x</sub> Konzentrationsverlauf bei unterschiedlichen Flammrohrdurchmessern

#### 4.2.6 Einfluss der Schwachgasmenge auf den Reaktionsverlauf

Der Einfluss der Brenngasmenge auf den Reaktionsverlauf kann Bild 4.13 entnommen werden. Bei höherem Schwachgas-Volumenstrom und den damit erhöhten Gasgeschwindigkeiten am Dü-



**Bild 4.13:** Temperaturverlauf bei unterschiedlichen Durchflüssen (Flammrohrdurchmesser 185 mm, 1000°C Sollwert-Temperatur)

sen

austritt steigt offensichtlich die Menge an rezirkuliertem Abgas, was zu höheren Temperaturen am Gaseintritt führt. Die Position der Reaktionszone wird aber kaum beeinflusst. Diese verharrt an Messstelle 3, was zeigt, dass hier der Flammrohrdurchmesser einen wesentlich stärkeren Einfluss hat.

### 4.3 Vergleich der Ergebnisse aus Modell und Experiment

Wie bereits im Abschnitt 4.1 erwähnt, sind die Ergebnisse aus zwei Gründen nicht direkt vergleichbar:

- Die Geometrie mit der die Simulation durchgeführt wurde entstammte einem ersten Brennerkonzept, welches nach Vorlage der ersten Simulations-Ergebnisse nochmals geändert wurde.
- Der verwendete Simulationscode AIOLOS konnte die Chemie im Reaktor nicht exakt nachbilden.

Aus diesen Gründen sollen hier die Ergebnisse qualitativ verglichen werden. Insbesondere sind deshalb die experimentellen Ergebnisse bei Variation der Sollwert-Temperatur anhand der Simulation nicht nachzuvollziehen.

Wie bereits erwähnt wurde mit der Simulation begonnen, bevor die Brennkammer gebaut wurde. Folgende Simulationsergebnisse wurden direkt umgesetzt:

- Es wurden längere Düsen verwendet.
- Das Flammrohr wurde zylindrisch und nicht konisch wie ursprünglich angedacht gefertigt.

Direkt vergleichbar sind die Ergebnisse aus Simulation und Experiment bei Variation des Flammrohrdurchmessers. Die Ergebnisse zeigen jeweils eine deutliche Verbesserung der Reaktionsbedingungen durch eine Vergrößerung des Durchmessers. Im Falle der Simulation kann die verbesserte Rezirkulation direkt berechnet werden, im Falle des Experiments kann man die frühere Reaktion beobachten und daraus auf eine verbesserte Rezirkulation schließen.

Die als Schlüsselergebnis der Modellierung erhaltenen Impulsbilanzen haben sich schließlich auch im Experiment bei Variation der Schwachgasmengen bestätigt. Mehr Schwachgas bedeutet eine höhere Mündungsgeschwindigkeit und damit einen deutlich höheren Eintritts-Impuls (mehr Masse und mehr Geschwindigkeit). Die Rezirkulation verbessert sich wodurch die Gastemperatur bereits an der ersten Temperaturmessstelle deutlich ansteigt. Ein Ergebnis das anhand der in Bild 4.4 dargestellten Zusammenhänge unmittelbar nachvollzogen werden kann.

## 5 Bewertung der Vorhabensergebnisse

Die Ergebnisse zeigen, dass der neu entwickelte Combustor-Brenner in der Lage ist, Schwachgase mit einer hohen Reaktionsdichte, also in einem kleinen Reaktionsraum, sauber umzusetzen. Der Betrieb bei den gewünschten Methangehalten im Schwachgas war möglich. Auch bei Teillast, also bei weniger als 50% des Nennvolumenstroms an Schwachgas, war ein stabiler und sicherer Betrieb möglich. Die eingesetzten Schwachgase erlauben einen stabilen FLOX-Betrieb, auch bei im Vergleich mit Erdgasbrennern sehr geringen Düsengeschwindigkeiten.

Als wesentliches Auslegungskriterium hat sich hierbei das Verhältnis der Querschnittsflächen von Rückströmzone und äußerem Ringraum, außerhalb des Flammrohrs, respektive das Impulsverhältnis in diesen beiden Querschnitten, herausgestellt. Bei der eingesetzten Versuchsanlage waren die Ergebnisse beim größeren Flammrohr wesentlich besser als beim kleineren. Ein noch größeres Flammrohr konnte wegen der gegebenen Restriktionen nicht verwendet werden. Die Simulation zeigt aber, dass hier noch weitere Verbesserungen zu erwarten sind, wenn der Durchmesser weiter vergrößert wird. Deshalb soll die Konstruktion in Zukunft entsprechend angepasst werden.

Weiterhin hat sich gezeigt, dass die eingesetzte Brenngasmenge ebenfalls einen Einfluss auf die Rezirkulationsraten und damit auch, wenn auch weniger ausgeprägt, einen Einfluss auf den Reaktionsverlauf hat. Zwar erhöht sich die Rezirkulationsmenge etwas, die Position der Reaktionszone ändert sich aber kaum.

Erwartungsgemäß hat die Temperatur in der Brennkammer, bzw. die Sollwerttemperatur die vom Anlagenregler eingestellt wird, einen deutlichen Einfluss auf die Reaktionsqualität. Der qualitative Verlauf der Reaktortemperatur ändert sich zwar kaum, für geringe Emissionen ist aber eine Mindesttemperatur von 900°C erforderlich und ab 1000°C ist die Reaktion bereits sehr früh abgeschlossen.

## 6 Verbreitung der Vorhabensergebnisse

Bis zur Erstellung dieses Abschlussberichtes wurden die Vorhabensergebnisse nur intern diskutiert und interessierten Endkunden vorgestellt. Eine Verbreitung von teilweise schwer interpretierbaren Teilergebnissen schien nicht sinnvoll und zielführend. Wegen der laufenden Forschungsarbeiten im Rahmen dieses Projekts wurde die e-flox GmbH zur Mitarbeit im VDMA Arbeitskreis „Deponie- und Restgasverwertung“ eingeladen. Im Rahmen dieses Arbeitskreises soll die entwickelte Technik auch einem größeren Kundenkreis und der Politik dargestellt werden.

Nach Abschluss der Arbeiten ist nun geplant, die Ergebnisse bei folgenden Konferenzen bzw. Tagungen zu präsentieren:

1. 8 HITACG Symposium 2010 in Posen: Die Tagung beschäftigt sich mit der Flammlosen Verbrennung im allgemeinen (Vortrag inzwischen gehalten)
2. Bio- und Deponiegasfachtagung des DAS-IB: Die regelmäßige Veranstaltung wendet sich an Betreiber von Biogasanlagen und Deponien sowie an Anlagenproduzenten.
3. Zeitschrift Müll und Abfall zur Messe IFAT 2010 in München: Fachartikel und Anzeige wurden angenommen.

## 7 Fazit

Die Zusammenarbeit zwischen der Firma e-flox GmbH und der Universität Stuttgart hat sich sehr bewährt. Mit Hilfe der Simulationsergebnisse konnten die zunächst heterogenen Versuchsergebnisse in einen logischen Kontext gebracht werden, der das Prozessverständnis deutlich vertiefte. So wurden wichtige Erkenntnisse gewonnen, die bei der Weiterentwicklung eingesetzt werden können.

Das Fackelsystem so wie es hier untersucht wurde ist kommerziell noch nicht einsetzbar. Bei der Simulation und im Experiment hat sich gezeigt, dass die Stabilität des Oxidationsprozesses noch nicht ausreichend ist, um den in der Praxis zu erwartenden stark schwankenden Gasmengen und Gaszusammensetzungen robust gewachsen zu sein. Deshalb soll die Weiterentwicklung sich darauf konzentrieren die Rezirkulationsraten nochmals deutlich zu erhöhen.

# Literaturverzeichnis

- [1] Berger, R.; Schmid, M.; Wüning J.G.: Low-NOX Schwachgasverbrennung mit Flammloser Oxidation. Gaswärme International, 54 (2005), S. 382-385
- [2] Wüning, J. A.; Wüning, J. G.: Ten Years of Flameless Oxidation, Technical Applications and Potentials. 4th High Temperature Air Combustion, Rom, November 6/2001
- [3] Wüning, J. A.; Wüning, J. G.: Brenner für die flammlose Oxidation mit geringer NO-Bildung auch bei höchster Luftvorwärmung. Gaswärme International, 41 (1992), H. 10, S. 438-444
- [4] Schnell, U.: Numerical Modelling of Solid Fuel Combustion Processes Using Advanced CFD -Based Simulation Tools. Progress in Computational Fluid Dynamics Vol. 1 (2001), No. 4, pp. 208-218